

**UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA



**T E S I S :**

*Alternativas de pretratamiento con membranas de nanofiltración para las sales de  $Ca^{+2}$  en los procesos desaladores.*

PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

**INGENIERO QUÍMICO**

**P R E S E N T A :**

**RICARDO VILLALPANDO DELGADILLO**

DIRECTOR DE TESIS: I.Q. Salvador J. Gallegos Ramales

México D.F. 25 de agosto de 2008





Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**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/043/08**

**ASUNTO: Asignación de Jurado**

**ALUMNO: VILLALPANDO DELGADILLO RICARDO  
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:

<b>PRESIDENTE</b>	<b>Quím. Francisco Silva Flores</b>
<b>VOCAL</b>	<b>I. Q. Salvador Jacinto Gallegos Ramales</b>
<b>SECRETARIO</b>	<b>Dr. Roberto Mendoza Serna</b>
<b>SUPLENTE</b>	<b>I. Q. Ismael Bautista López</b>
<b>SUPLENTE</b>	<b>I. Q. Alejandro Juvenal Guzmán Gómez</b>

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 18 de Noviembre de 2008**

**JEFA DE LA CARRERA**

  
**I. B. Q. HILDA OLVERA DEL VALLE**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES**  
**INGENIERIA QUIMICA**  
**SECRETARIA TECNICA**

## *Agradecimientos*

*A la Universidad Nacional Autónoma de México por la oportunidad de superación que me otorgó, por los conocimientos y habilidades que estarán conmigo en la vida profesional y personal.*

*Al I.Q Salvador J. Gallegos Ramales por devolverme la confianza, por sus consejos y por su paciencia.*

*A los camaradas que siempre están para apoyar y convertir un mal rato en diversión:*

*José Luis, Julio, Adolfo, Karen, Amelia, Lucia López Roberto (Guayabo), Armando (Mounrra), Isaac (Pingüino), Hugo (Don pusy), Jair (Cuco), Melina (Mosa).*

*Un cordial agradecimiento*

*$\pi k$  柔*

*Y una disculpa a los que no he podido mencionar*

## **Dedicatorias**

### *Gracias a Dios*

*A mis padres Andrés Villalpando Martínez y María Antonia Delgadillo Martínez.*

*A mis hermanos Jacqueline, Julio, Rubén, Daniel, Javier y Brenda.*

*A mi guerrera incansable **Flor Cándida** por dejarme aprender a su lado.*

*A esos instantes inolvidables que se llevan hasta el final de nuestro tiempo, a los momentos de desesperanza porque por ellos siempre me perdí en la nada “**aviéntame**” 🦋 y sobre todo a esos estruendos sonoros que siempre hacen vibrar el corazón y te hacen llegar a un **Estallido Interno (J.M. Aguilera)**, porque **solamente el tiempo (Enya)** nos dará sabiduría para enfrentar lo que se va, lo que está presente y lo que viene.*

*Al universo por haber conspirado a mi favor.*

# Time

Pink Floyd “The Dark Side of the Moon 1973”

(Gilmour/Mason/Waters/Wright) 7:04

*ticking away the moments that make up a dull day  
you fritter and waste the hours in an offhand way  
kicking around on a piece of ground in your  
hometown*

*waiting for someone or something to show you  
the way*

*tired of lying in the sunshine, staying home to  
watch the rain*

*you are young and life is long and there is time to  
kill today*

*and then one day you find ten years have got  
behind you*

*no one told you when to run, you missed the  
starting gun*



*to catch up with the sun but it's sinking  
racing around to come up behind you again*

*the sun is the same in a relative way*

*but you're older*

*shorter of breath and one day closer to death  
every year is getting shorter, never seem to find  
the time*

*plans that either come to nought or half a page of  
scribbled lines*

*hanging on in quiet desperation is the english  
way*

*the time is gone the song is over  
thought i'd something more to say*

*home, home again  
i like to be here when i can  
when i come home cold and tired  
it's good to warm my bones beside the fire*

*i like to be here when i can*

*far away across the fields  
the tolling of the iron bell  
calls the faithful to their knees  
to hear the softly spoken magic spells*

---

**ÍNDICE**

<b>Resumen</b>	<b>5</b>
<b>Introducción</b>	<b>6</b>
<b>CAPÍTULO 1 GENERALIDADES</b>	<b>13</b>
1.1 Antecedentes de la desalación	14
1.1.1 Distribución de los recursos de agua en el planeta	14
1.1.2 Crecimiento mundial de la población	15
1.1.3 Definición de un proceso desalador	15
1.1.4 Clasificación del agua	16
1.1.5 Salinidad de los principales océanos y mares	16
1.1.6 Composición típica del agua de mar	16
1.1.7 Clasificación de los Procesos de desalación	17
1.1.8 Pretratamiento de los procesos de desalación	18
1.2 Procesos térmicos de desalación	18
1.2.1 Destilación múltiple efecto (MED)	19
1.2.2 Destilación instantánea de múltiple etapa (MSF)	20
1.2.3 Destilación por compresión de vapor (VC)	20
1.3 Sistemas de desalación con membranas	21
1.3.1 Ósmosis inversa	21
1.3.2 Electrodiálisis	22
1.4 Comparación de las diferentes alternativas comerciales de desalación	23
1.5 Capacidad mundial	23
1.6 Tecnologías de desalación instaladas en México.	24
<b>CAPÍTULO 2 FORMACION DE LAS INCRUSTACIONES Y METODOS DE ELIMINACION Y CONTROL</b>	<b>25</b>
2.1 Formación de la incrustación	26
2.1.1 Definiciones	26
2.1.2 Incrustación alcalina	26
2.1.3 Carbonato de calcio	27
2.1.4 Hidróxido de magnesio	28
2.1.5 Incrustaciones no alcalinas	29
2.1.6 Sulfato de calcio	29
2.2 Otras incrustaciones no alcalinas	30
2.3 Operación de las plantas desaladoras y su relación con las incrustaciones	30

2.4 Métodos de eliminación o control de las sales problema	31
2.4.1 Métodos para controlar la incrustación	31
2.4.2 Tratamiento de ácido	31
2.4.3 Corrosión	32
2.4.4 Tratamiento de aditivos	33
2.5 Costo del control de la incrustación	33
	35
<b><i>CAPÍTULO 3 ALTERNATIVAS DE PRETRATAMIENTO</i></b>	
3.1 Membrana de nanofiltración	36
3.1.1 Concepto de membrana	36
3.1.2. Osmosis Inversa	36
3.1.3 Presión osmótica	36
3.1.4 Nanofiltración	37
3.2 Características de las membranas	38
3.2.1 Tipos de membranas	39
3.2.2. Sistemas de membranas tubulares	39
3.2.3 Sistemas de fibra hueca	40
3.2.4 Sistema de enrollamiento en espiral	40
3.2.5 Índice de ensuciamiento de las membranas	41
3.3 Aplicaciones del pretratamiento	43
3.3.1 Pretratamiento antes de un proceso MSF	43
<b>CAPITULO 4 OTROS MÉTODOS</b>	46
4.1 Campos electromagnéticos	47
4.1.1 Antecedentes del campo magnético como pretratamiento	47
4.1.2 Campo magnético como pretratamiento	49
4.2 Congelación	49
4.2.1 Descripción del proceso de congelación	49
4.2.2 Temperaturas de pretratamiento por congelación	49
4.3 Resinas de intercambio iónico	50
4.3.1 Proceso de intercambio iónico	50
4.3.2 Tipos de resinas de intercambio iónico según el grupo funcional	51
4.3.2.1 Resinas catiónicas de ácido fuerte	51
4.3.2.2 Resinas catiónicas de sodio	51
4.3.2.3 Resinas catiónicas de hidrógeno	51
4.3.2.4 Resinas catiónicas de ácidos débiles	51
4.3.2.5 Resinas aniónicas de bases fuertes	51
4.3.2.6 Resinas aniónicas de base débil	51
4.3.3 Regeneración de las resinas de intercambio iónico	51

4.3.4 Vida útil de las resinas de intercambio iónico	52
4.3.5 Intercambio iónico en discontinuo	52
4.3.6 Intercambio iónico en columna	52
4.3.6.1 Empaquetamiento de la columna	52
4.3.6.2 Acondicionamiento del intercambiador	53
4.3.6.3 Etapa de carga	53
4.3.6.4 Etapa de regeneración	53
4.3.7 Modos de operación en el intercambio iónico en columna	53
4.3.7.1 Intercambio iónico en columna con regeneración por la parte superior	53
4.3.7.2 Intercambio iónico en columna con regeneración por la parte inferior	54
<b><i>CAPITULO 5 PROCESO DE DESTILACIÓN EN MÚLTIPLES EFECTOS (MED)</i></b>	<b>55</b>
5.1 Proceso de destilación en múltiples efectos (MED)	
5.1.1 Descripción general	56
5.2.1 Modelado del proceso	60
5.2.1.1 Perfiles de temperatura	62
5.2.1.2 Perfiles de concentración de sal y caudal de salmuera y destilado	63
5.2.1.3 Área de transferencia de calor	64
5.2.1.4 Criterio de convergencia y arreglo para una nueva iteración	65
5.2.1.5 Parámetros de Rendimiento	66
5.3 Modelo matemático detallado del proceso MED	67
5.3.1 Balances de masa	68
5.3.2 Balances de energía	69
5.3.3 Diseño de Ecuaciones de Transferencia de Calor	71
<b><i>CAPITULO 6 ANÁLISIS DE RESULTADOS</i></b>	<b>73</b>
6.1 Cálculo de un proceso MED con pretratamiento convencional	74
6.2 Cálculo de un proceso MED con pretratamiento por nanofiltración	76
<b><i>CONCLUSIONES</i></b>	<b>78</b>
<b><i>ANEXO</i></b>	<b>80</b>
A. 1.1 Índice de Saturación	81
A 1.2 Índice de Saturación para soluciones de CaCO <sub>3</sub>	81
A 1.3 Índice de saturación Langelier para las soluciones de CaCO <sub>3</sub>	82
A 1.4 Modificación del Índice de Saturación de Langelier para concentraciones de alta salinidad	84
A.2.1 Hoja de cálculo de un proceso MED con pretratamiento convencional	87
A.2.3 Hoja de cálculo de un proceso MED con pretratamiento por nanofiltración	89
<b><i>BIBLIOGRAFÍAS</i></b>	<b>91</b>

**Índice de figuras y Tablas**

**Capítulo 1**

Figura 1.1 Crecimiento de la población mundial	15
Figura. 1.2 Proceso de desalación	15
Figura1.5. Sistema MED	19
Figura 1.6 Sistema de desalación MSF	20
Figura 1.7 Destilación por compresión de vapor	21
Figura 1.8 Proceso de desalación mediante osmosis inversa	22
Figura 1.9 Proceso de desalación mediante electrodiálisis	22
Tabla 1.1 Distribución de los recursos de agua en el planeta	14
Tabla 1.2 Rangos de salinidad de los diferentes tipos de agua	16
Tabla 1.3 Salinidad media de los principales océanos y mares	16
Tabla 1.4 Composición típica del agua de mar	17
Tabla 1.5 Clasificación de los Procesos de desalación	17
Tabla 1.6 Comparación de las diferentes alternativas comerciales de desalación	23
Tabla 1.7 Capacidad instalada para desalación en algunos países	24
Tabla 1.6 Capacidad instalada para desalación en México	24

**Capítulo 2**

Fig. 2.1 Solubilidad del carbonato de calcio en agua en función de la temperatura	28
Fig. 2.2 Solubilidad del sulfato de calcio en agua en función de la temperatura	29

**Capítulo 3**

Fig. 3.1 Ilustración de un sistema simple de osmosis	37
Fig.3.2 Sistema de membranas tubulares y de placa y marco	39
Fig. 3.3 sistema de membranas de Fibra hueca	40
Fig. 3.4 Membranas enrolladas en espiral	41
Fig.3.5 Sistema de nanofiltración como pretratamiento de un MSF	42
Fig. 3.5.1 Potencial de incrustación del carbonato de calcio del agua de mar con nanofiltración antes de la adición del ácido	43
Fig. 3.5.2 Potencial de incrustación del $\text{CaSO}_4$ entre alimentación de agua de mar y producto de nanofiltración	43
Fig. 3.5.3 Potencial de incrustación de Silica entre alimentación de agua de mar y producto de nanofiltración	43
Fig. 3.5.4 Potencial de incrustación de $\text{SrSO}_4$ entre alimentación de agua de mar y producto de nanofiltración	44
Fig.3.5.5 Potencial de incrustación de $\text{BaSO}_4$ entre alimentación de agua de mar y producto de nanofiltración	44
Fig. 3.5.6 Potencial de incrustación del $\text{CaF}$ entre alimentación de agua de mar y	44

producto de nanofiltración	
Fig. 3.5.7 Potencial de incrustación del $\text{CaCO}_3$ a diferente pH después de la adición de un ácido para agua producto de nanofiltración.	<b>45</b>
Tabla 3.1 Membranas utilizadas en los procesos de separación	<b>38</b>
 <b>Capítulo 4</b>	
Fig. 4.1 Unidad de osmosis inversa con una sección de tubo removible de PVC	<b>48</b>
Fig. 4.2 Sistema de congelación	<b>49</b>
Fig. 4.3 intercambio iónico de sodio por calcio	<b>50</b>
Fig. 4.4 Intercambio iónico en columna con regeneración por la parte superior	<b>53</b>
Fig. 4.5 Intercambio iónico en columna con regeneración por la parte inferior	<b>54</b>
Tabla 4.1 Temperaturas de pretratamiento por congelación	<b>49</b>
 <b>Capítulo 5</b>	
Figura 5.2 Sistema MED	<b>57</b>
Figura 5.3 Variables en evaporador, precalentador y cámara de evaporación del efecto i	<b>60</b>
 <b>Capítulo 6</b>	
Fig. 6.1 MED con pretratamiento convencional	<b>74</b>
Tabla 6.1 Datos para el cálculo de un proceso MED con pretratamiento convencional	<b>74</b>
Tabla 6.2 Calor latente del vapor saturado y del último efecto	<b>74</b>
Tabla 6.3 valores de los coeficientes de transferencia de coeficientes de calor	<b>74</b>
Tabla 6.4 Resultados de los 5 efectos	<b>75</b>
Tabla 6.5 Parámetros de rendimiento	<b>75</b>
Tabla 6.6 Resultados del condensador	<b>75</b>
Fig. 6.2 MED con pretratamiento por nanofiltración	<b>76</b>
Tabla 6.7 Datos para el cálculo de un proceso MED con pretratamiento por nanofiltración	<b>76</b>
Tabla 6.8 Calor latente del vapor saturado y del último efecto	<b>76</b>
Tabla 6.9 Resultados de los 5 efectos	<b>76</b>
Tabla 6.10 Parámetros de rendimiento	<b>76</b>
Tabla 6.11 Resultados del condensador	<b>77</b>
 <b>Anexo</b>	
Fig. 1 Nomógrafo para la determinación del índice de saturación de Langelier	<b>83</b>
Fig. 2 Efecto de temperatura y potencia iónica en K	<b>85</b>
Tabla A.1 Valores de dosis reportados e intervalos de trabajo	<b>86</b>

## **Nomenclatura**

Destilación de múltiple efecto (MED)

Destilación instantánea de múltiple etapa (MSF)

Destilación por compresión de vapor (CV)

Ósmosis Inversa (RO)

Electrodialisis (ED)

Nanofiltración (NF)

Ultrafiltración (UF)

Microfiltración (MF)

Total de sólidos disueltos (TDS)

---

## RESUMEN

Este trabajo tiene como primer objetivo describir y comparar las ventajas que ofrece el uso de membranas de nanofiltración como pretratamiento de sales de calcio en un proceso de desalador de efecto múltiple (MED). El segundo objetivo es comparar el pretratamiento convencional con esta alternativa. Este estudio técnico inicia con la descripción breve de los procesos desaladores remarcando sus ventajas y desventajas, sus condiciones de operación y se indicarán datos de las capacidades de producción de cada uno. En el capítulo dos se identifican las sales que originan los problemas en la operación de la desalación y se muestran las diferentes sustancias que se utilizan como pretratamiento del agua de mar y la forma en que operan, así como los métodos de eliminación o control de las sales problema con los cuales se pretende solucionar las dificultades de operación durante la desalación.

En los capítulos siguientes se describen la nanofiltración como pretratamiento de estas sales y otros métodos de pretratamiento. Finalmente se describe y se calcula un proceso MED convencional y con pretratamiento por nanofiltración, lo cual nos permite observar que el pretratamiento por nanofiltración ofrece ventajas que lo hacen más atractivo, como el hecho de que disminuye el área de transferencia de calor y que además proporciona un rango de temperatura superior a los 100 °C.

---

## INTRODUCCION

El agua es un factor esencial para la vida y para las actividades económicas que se desarrollan sobre la tierra. El desarrollo de los pueblos depende de la agricultura, industria y diversas actividades socioeconómicas y todas ellas demandan cierta disponibilidad de agua. La cada vez más creciente población ha ocasionado una gran demanda de agua y su disponibilidad ha ido disminuyendo.

La escasez de agua es un fenómeno relativamente reciente en la historia. En los años 50 afectaba a un pequeño número de países, pero a finales de los 90 afectaba ya a unos 26 países con una población de 300 millones, y las proyecciones que se hacen para el año 2050 estiman que el problema afectará a 66 países que concentrarán los 2/3 de la población mundial: muchos de estos países están bañados por el mar. Los efectos de la escasez de agua se dejan sentir primeramente en la estabilidad social y posteriormente en la estabilidad política y finalmente en la preservación de la vida. En el pasado hay ejemplos de cómo pueblos enteros se asentaron al borde de las fuentes de agua como manantiales, ríos o lagos y emigraron por el agotamiento de los recursos de agua o por el deterioro de la calidad del agua hasta niveles en que su uso impidió obtener cosechas en la agricultura básica y su consumo humano. La escasez de agua además suele ir unida a la mala calidad de la misma siendo cada vez más pronunciada su contaminación.

El aumento de la población y la disminución o contaminación de los recursos de agua existentes han dado motivo a desalar el agua de mar o agua salobre para obtener agua dulce. Los procesos desaladores tienen limitantes de temperatura y de aumento de la concentración salina que hacen consumir gran cantidad de energía y tener baja eficiencia de operación. Aún esta ineficiente forma de operar requiere de métodos de pretratamiento.

***CAPÍTULO 1***  
***GENERALIDADES***

### 1.1 Antecedentes de la desalación

La posibilidad de obtener agua dulce del agua de mar ha sido estudiada desde hace miles de años, siendo la referencia más antigua la de la Biblia. Hace 200 años se utilizaron los primeros sistemas de desalación en barcos. Entre 1930 y 1940 se inició la instalación de plantas desaladoras en el Medio Este auspiciadas por la fuerte extracción y refinación del petróleo. En 1962 había 4600 plantas desaladoras con una capacidad total de  $1 \times 10^6$  m<sup>3</sup>/día. La evaporación es el método más antiguo de desalación. Los procesos de membrana, principalmente la ósmosis inversa, se iniciaron en 1960 y han tenido un gran auge, sobrepasando a los métodos de evaporación.

Además de proveer agua potable, la desalación también se utiliza en procesos que demandan agua, muy libre de sales y partículas, como en las plantas termoeléctricas (que emplean agua desmineralizada), en farmacéutica, o en electrónica. Asimismo, se puede recurrir al proceso de desalación en actividades que no sean tan rigurosas en cuanto a la calidad del agua que necesitan, como en la irrigación o el enfriamiento industrial.

#### 1.1.1 Distribución de los recursos de agua en el planeta

La tierra contiene alrededor de  $1.4 \times 10^9$  km<sup>3</sup> de agua que cubre aproximadamente 70% de la superficie del planeta; el porcentaje de agua salada es de 97.5% y el remanente 2.5% es agua fresca aunque el 80% es hielo y humedad del suelo. El porcentaje sobrante es agua disponible para cubrir las necesidades de la humanidad, pero desafortunadamente su distribución es desigual y algunos países cuentan con buena cantidad de agua mientras que otros sufren carestía. En la tabla 1 se muestra la distribución del agua en el planeta. La precipitación pluvial diaria promedio es de  $2 \times 10^{11}$  m<sup>3</sup> y su distribución es bastante desigual.

Recurso	Volumen, km <sup>3</sup>	% del agua total	% de agua dulce
Agua atmosférica	12900	0.001	0.01
Glaciares	24064000	1.72	68.7
Hielo sobre tierra	300000	0.021	0.86
Ríos	2120	0.0002	0.006
Lagos	176400	0.013	0.26
Pantanos	11470	0.0008	0.03
Humedad del suelo	16500	0.0012	0.05
Acuíferos	10530000	0.75	30.1
Litosfera	23400000	1.68	
Océanos	1338000000	95.81	
Total	1396513390		

Tabla 1.1 Distribución de los recursos de agua en el planeta  
[Medina, 2000]

### 1.1.2 Crecimiento de la población mundial

Los recursos de agua dulce en la tierra son prácticamente constantes desde el inicio de la vida en la tierra. Por otro lado la población mundial se ha incrementado, sobre todo en los últimos 200 años. En la figura 1.1 se muestra el incremento de la población mundial con una prospectiva al año 2050. Para el año 2020 la población se estima en 7500 millones mientras que para el año 2050 sería de 9000 millones (Fig1.1). Esto ha dado motivo a desalar el agua de mar o agua salobre para obtener agua dulce.

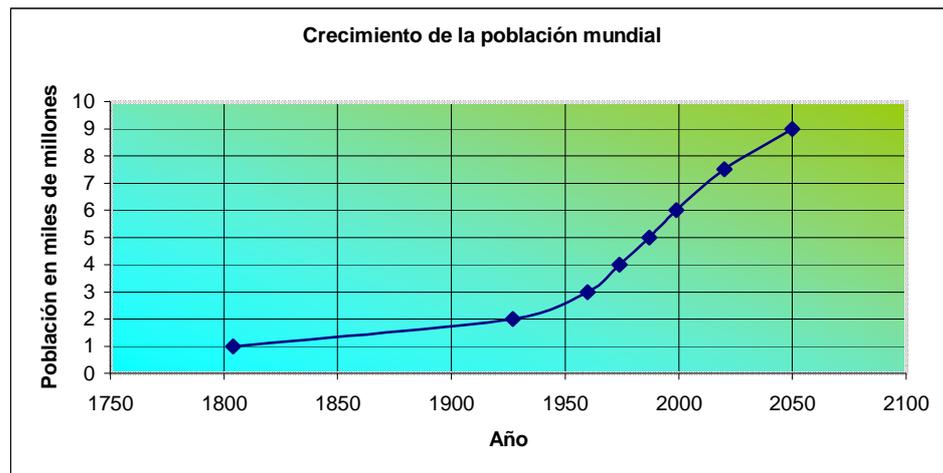


Figura 1.1 Crecimiento de la población mundial [Medina, 2000]

### 1.1.3 Definición de desalación

El término desalación se define como a los procedimientos por los cuales se extrae, del agua de alimentación, el exceso de sales y minerales. El resultado del proceso es un producto de baja concentración de sales y un rechazo, o salmuera, cuya concentración es mayor a la del agua de alimentación, figura 1.2 La energía empleada puede ser mecánica, térmica o eléctrica; y las unidades de desalación pueden ser térmicas o de membrana.

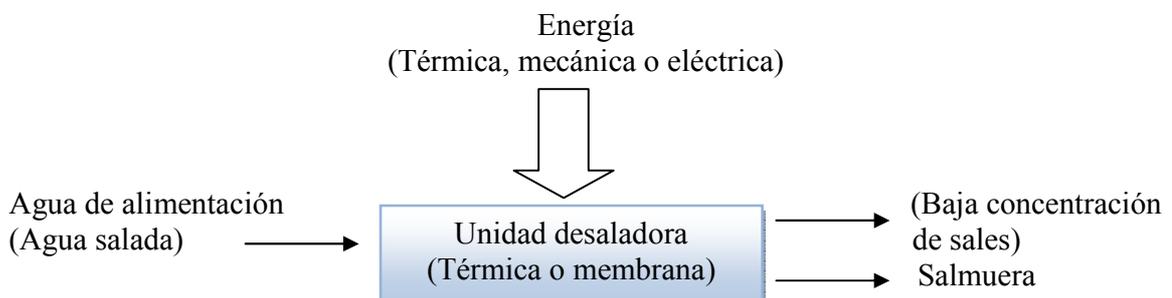


Figura. 1.2 Proceso de desalación  
[El-Dessouky y Ettouney, 2002]

### 1.1.4 Clasificación del agua

La clasificación del agua de acuerdo a la concentración salina, se da dependiendo del agua producida, dependiendo del uso que se le vaya dar, debe contener con un límite máximo de sales disueltas: por ejemplo, el agua desmineralizada debe contener como máximo 0.3 ppm, el agua para consumo humano 1000 ppm, para actividades domésticas se puede emplear agua con un poco mas de 1000 ppm, etc. De acuerdo a la concentración salina, el agua se clasifica en distintos tipos, como se observa en la tabla 1.2.

<b>Tipos de agua</b>	<b>Salinidad (ppm)</b>
Ultrapura	0,003
Desmineralizada	0,3
Desionizada	3
Dulce (potable)	<1,000
Salobre	1,000-10,000
Salina	10,000-30,000
Marina	30,000-50,000

Tabla 1.2 Rangos de salinidad de los diferentes tipos de agua [Medina, 2000]

### 1.1.5 Salinidad de los principales océanos y mares

El agua a desalar puede provenir del mar a de alguna otra fuente, como salobre subterránea, es decir la concentración de sales disueltas dependerá de su origen. En la tabla 1.3. Se muestra la salinidad de los principales océanos y mares.

<b>Mar/Océano</b>	<b>Salinidad (ppm)</b>
Mar Báltico	28,000
Océano Pacífico	33,600
Océano Atlántico Sur	35,000
Mar Mediterráneo	36,000
Mar Rojo	44,000
Golfo Pérsico	43,000-50,000
Mar Muerto	50,000-80,000

Tabla 1.3 Salinidad media de los principales océanos y mares [Medina, 2000]

### 1.1.6 Composición típica del agua de mar

En la tabla 1.4 se muestra la composición típica del agua de mar con una salinidad de 36,000 ppm. Además de estos elementos, también se puede encontrar gran variedad de materia suspendida, como arena, arcilla, microorganismos, virus y coloides. Las concentraciones mencionadas anteriormente indican las partes por millón del total de estos sólidos disueltos (ppm de TDS).

Componente		% en masa	ppm
Cloruro	Cl <sup>-</sup>	55.03	19810.8
Sodio	Na <sup>+</sup>	30.61	11019.6
Sulfato	(SO <sub>4</sub> ) <sup>-</sup>	7.68	2764.8
Magnesio	Mg <sup>2+</sup>	3.69	1328.4
Calcio	Ca <sup>2+</sup>	1.16	417.6
Potasio	K <sup>+</sup>	1.16	417.6
Acido carbónico	(CO <sub>3</sub> ) <sup>-</sup>	0.41	147.6
Bromuro	Br <sup>-</sup>	0.19	68.4
Acido bórico	H <sub>3</sub> BO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	0.07	25.2
Total		100	36.000

Tabla 1.4 Composición típica del agua del agua de mar con una salinidad de 36,000 ppm [El-Dessouky y Ettoonuey, 2002]

### 1.17 Clasificación de los Procesos de desalación

Los procesos desaladores se pueden clasificar en dos grupos: térmicos y de membrana. Los térmicos consisten en calentar el agua de alimentación para lograr su evaporación y luego obtener un condensado libre de sales (producto). Los de membrana consisten en bombear agua a alta presión a través de membranas semipermeables que permiten el flujo de agua a través de ellas, pero no de sal. Esto se observa en la tabla 1.5

Clase de separación	Energía utilizada	proceso	Sistema
Separación Agua De sales	Vapor	Evaporación (Térmico)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Destilación de múltiple efecto (MED)</li> <li>• Destilación instantánea de múltiple etapa (MSF)</li> <li>• Destilación por compresión de vapor (CV)</li> </ul>
Separación sales del agua	Presión	membrana	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Ósmosis Inversa (RO)</li> <li>• Electrodiálisis (ED)</li> </ul>

Tabla 1.5 Clasificación de los Procesos de desalación [Medina, 2000]

### ***1.1.8 Pretratamiento de los procesos de desalación***

Los procesos de pretratamiento son indispensables para remover sustancias que podrían interferir con el proceso de desalación; algas y bacterias pueden crecer tanto en sistemas de membrana como en sistemas de destilación, así que el uso de sustancias químicas, como cloro u ozono, es necesario en tal etapa. La luz ultravioleta también puede ser empleada para eliminar organismos marinos. En plantas de ósmosis inversa, los sólidos suspendidos y otras partículas en el agua de alimentación deben ser removidos para disminuir el ensuciamiento de las membranas. La materia suspendida se puede eliminar mediante la adición de coagulantes y, después, mediante filtración.

El agua de mar tiene un pH alto, alrededor de 8 unidades, a estos valores el riesgo de precipitación de sales es elevado, para evitar la precipitación de las sales poco solubles principalmente los carbonatos y los sulfatos de calcio se realiza una acidificación del agua de alimentación al sistema, generalmente mediante la adición de ácido sulfúrico concentrado. También los sólidos en suspensión y disueltos contenidos en el agua de mar pueden precipitar en los tubos de los intercambiadores en los procesos térmicos. Estos depósitos pueden ser blandos del tipo lodos o duros de tipo alcalino o por precipitación del sulfato de calcio, para estos casos se utilizan aditivos inhibidores que consisten en un preparado a base de polifosfatos.

### ***1.2 Procesos térmicos de desalación***

El proceso de destilación imita al ciclo natural del agua. El agua salina se calienta produciendo vapor de agua, que se condensa, posteriormente, para producir agua potable. En laboratorio o en una planta industrial el agua se calienta hasta el punto de ebullición para producir la máxima cantidad de vapor de agua. Para reducir los requerimientos energéticos, el proceso se realiza en una planta de destilación controlando el punto de ebullición. Disminuyendo la presión en la cámara donde se realiza la evaporación, logramos que esta se produzca a una temperatura menor. Esta reducción de la temperatura de ebullición hace que la aportación de energía procedente de una fuente de calor exterior también sea menor, con la consiguiente reducción de los costos de operación. La reducción del punto de ebullición es fundamental en los procesos de desalación por dos razones: ebullición múltiple (diferentes etapas a diferentes presiones) y control de incrustaciones. La energía requerida en la evaporación se emplea por una parte en alcanzar la temperatura de evaporación del agua a una presión determinada y por otra parte en mantener estas condiciones durante el funcionamiento continuo. Para reducir significativamente la cantidad de energía necesaria para la evaporación, los procesos para desalar agua por destilación utilizan generalmente una serie de calderas operando a temperaturas descendentes. En cada una de las cámaras se reduce la presión hasta el valor de saturación a la temperatura de la alimentación. Llevado a un extremo, puede suponer que se alcance un punto en el que el agua hierve y se congela a la vez (punto triple). Junto a la ebullición múltiple el otro factor importante es el control de las incrustaciones. Algunas sustancias como, por ejemplo, los carbonatos y los sulfatos que se encuentran en el agua de mar disminuyen su solubilidad con el aumento de la temperatura. Una de las más importantes es el  $\text{CaSO}_4$  que empieza a precipitar cuando el agua alcanza los 95 °C centígrados. Este material forma fuertes incrustaciones revistiendo los haces tubulares o los recintos en los

que se aloja el agua. La incrustación crea problemas térmicos y mecánicos y, una vez formada, es difícil de eliminar. Una forma de evitar la formación de estas incrustaciones es mantener la temperatura y el punto de ebullición por debajo de los valores críticos otra es el pretratamiento como se vio con anterioridad. Estos dos conceptos son la base de los diferentes sistemas de desalación que se utilizan en la actualidad y que se describen a continuación.

### 1.2.1 Destilación de múltiple efecto (MED)

El proceso de evaporación en multiefectos es una tecnología clásica en ingeniería química. Su antecedente está en un sistema de simple efecto de evaporación y condensación, que históricamente han sido aún más utilizados, por ejemplo para producir agua potable en buques. Su utilización en desalación es anterior al proceso MSF.

En un proceso de multiefecto, se utiliza un evaporador de múltiples cámaras (efectos) donde hay un cierto vacío, con la característica fundamental de que hay una parte importante de la evaporación que se produce por ebullición sobre los tubos y sólo una pequeña cantidad se produce por vacío. La temperatura y el vacío de cada cámara decrecen en el sentido del flujo del agua, lo que permite la reducción del punto de ebullición del agua de mar de alimentación sin necesidad de calentara después del primer efecto. Las últimas plantas MED construidas operan a una temperatura máxima de 80 °C lo que reduce la posibilidad de incrustaciones dentro de la planta, pero requiere disponer de mayor superficie de transferencia de calor.

Los actuales sistemas MED en plantas grandes se pueden emplear de 8 a 16 efectos, produciendo hasta 20,000 m<sup>3</sup>/día de agua desalada. La salmuera resultante puede ser utilizada en el siguiente efecto o desechada, dependiendo de la configuración del sistema.

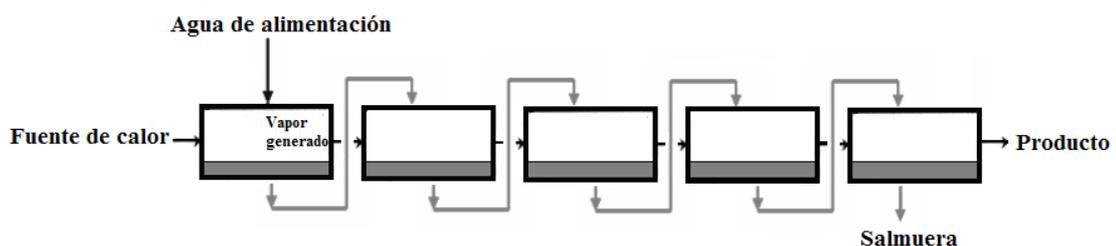


Figura 1.5. Sistema MED  
[Spiegler, 1985]

### 1.2.2 Destilación instantánea de múltiple etapa (MSF)

La planta está formada por una serie de cámaras de condensación o secciones, en las que hay un cierto grado de vacío. El agua de mar entra en la planta y progresa de sección en sección. El transporte se hace a través de tubos. Dado que en las cámaras hay agua caliente, el agua dentro de los tubos va calentándose poco a poco a medida que se van pasando secciones. Al final del recorrido el agua de mar precalentada por este proceso llega al calentador principal. Este utiliza el vapor externo de la caldera de vapor de una central térmica asociada para aumentar la temperatura del agua 90-120°C. A mayores temperaturas la eficiencia del sistema se incrementa, pero la formación de incrustaciones también es mayor. El agua una vez calentada de esta forma, retorna por las mismas secciones en orden inverso pero por fuera de los tubos. Dado que en cada sección la presión es algo inferior a la de saturación de vapor correspondiente en cada cámara, se produce vapor. La condensación se consigue en las mismas cámaras alrededor de los tubos con el agua fría, previamente descritos. El condensado se recoge en unas bandejas especiales y almacenas en el depósito de producto. Los fundamentos para el diseño de un sistema de evaporación MSF se basan en el caudal de circulación necesario para obtener una determinada producción, como la cantidad de vapor producida en cada una de las etapas es pequeña, necesitaremos grandes flujos de circulación y un número elevado de etapas.

El número de cámaras empleadas en estas plantas puede variar entre 4 y 40. Con una capacidad de más de 50,000 m<sup>3</sup>/día.

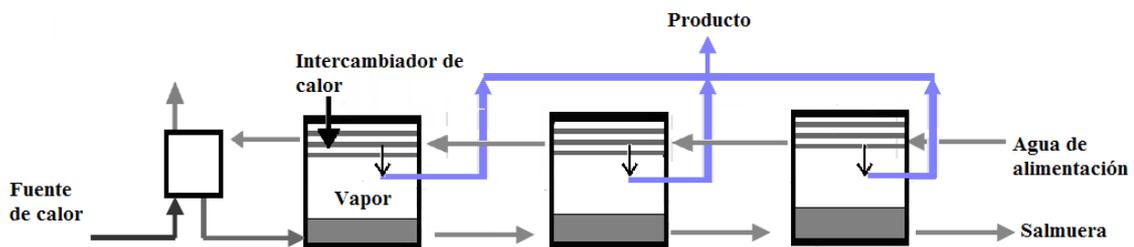


Figura 1.6 Sistema de desalación MSF  
[Spiegler, 1985]

### 1.2.3 Destilación por compresión de vapor (VC)

En este proceso, el agua de mar es calentada en un intercambiador de calor tubular. El agua de mar se hierve en los tubos del intercambiador. Los vapores se comprimen y son llevados de vuelta a la sección donde se condensan en el exterior de los tubos. Es aquí que proporcionan el calor necesario para el proceso de ebullición. La ausencia de condensación de gases se elimina a partir de la condensación de vapor de espacio por un tubo de bomba o expulsor. Este proceso no podría funcionar sin el compresor, por que los vapores serían incapaces de condensarse en los tubos que llevan el agua de mar de ebullición, ya que la temperatura necesaria para condensar un líquido puro es inferior a la temperatura de ebullición del agua de mar a la misma presión.

Los procesos de desalación por compresión de vapor son particularmente empleados en plantas de pequeña y mediana capacidad. Las unidades con compresores mecánicos pueden lograr producciones de 3,000 m<sup>3</sup> por día, mientras que las unidades con termocompresores alcanzan hasta 20,000 m<sup>3</sup>/día.

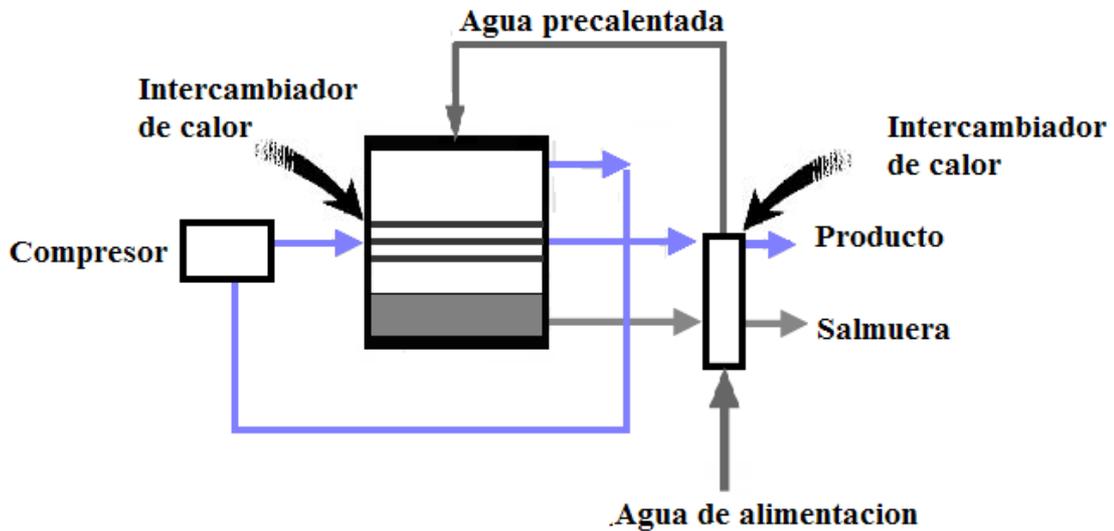


Figura 1.7 Destilación por compresión de vapor  
[Spiegler, 1985]

### 1.3 Procesos de desalación con membranas

#### 1.3.1 Osmosis inversa (RO)

En este proceso el agua de alimentación, después de haber pasado por la etapa de pretratamiento (ajuste de pH), es presurizada por medio de una bomba y después llevada a un arreglo de membranas que separan el agua de las sales disueltas en ella. El agua separada, o permeado, es posteriormente conducido a una etapa de postratamiento, donde finalmente se extrae el producto, Figura 1.8. La energía requerida en estos sistemas es la consumida por la bomba al presurizar el fluido: la presión aplicada debe ser mayor a la presión osmótica del agua salada, por ejemplo, la presión necesaria para desalar agua salobre va de los 17 a los 27 bares y para agua de mar se requieren de 54 a 84 bares. La cantidad de producto obtenido en los sistemas de osmosis inversa varía entre el 30 y el 80% del agua total suministrada, dependiendo de la concentración salina del agua. Con este tipo de unidades se pueden producir más de 50.000 m<sup>3</sup>/día de agua desalada, semejantes en capacidad a los sistemas MSF.

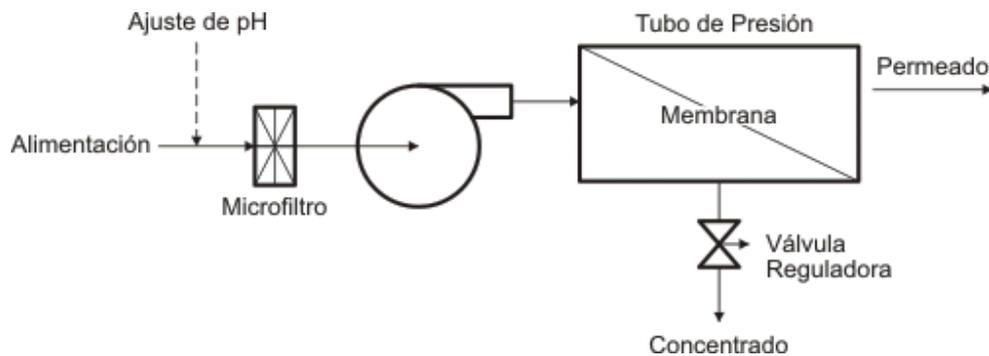


Figura 1.8 Proceso de desalación mediante osmosis inversa [Spiegler, 1985]

### 1.3.2 Electrodialisis (ED)

En este proceso, el agua de alimentación es introducida en una serie de canales paralelos, los cuales se encuentran separados por membranas alternadas que permiten el paso de sólo iones positivos o sólo iones negativos, como se muestra en la figura 1.9. A ambos lados del arreglo se aplica una diferencia de potencial, lo cual provoca que los aniones de la solución migren hacia el polo positivo y los cationes hacia el negativo. Los aniones atraviesan la membrana que permite su paso, pero se detienen en la siguiente, donde son retenidos y se empiezan a concentrar. De la misma manera, los cationes atraviesan la membrana que permite su flujo, pero son atrapados en la siguiente membrana: con esto se logra que haya canales con alta concentración de iones y otros con baja concentración. El agua contenida en los espacios de baja concentración es colectada y extraída como producto, mientras que el agua de los demás canales se extrae como salmuera. Una unidad de electrodialisis se forma con cientos de celdas (arreglo canal-membranas). Y puede llegar a producir hasta 30.000 m<sup>3</sup> por día. Puesto que el medio para la separación es un campo eléctrico, con la electrodialisis sólo se pueden remover los componentes iónicos de la solución.

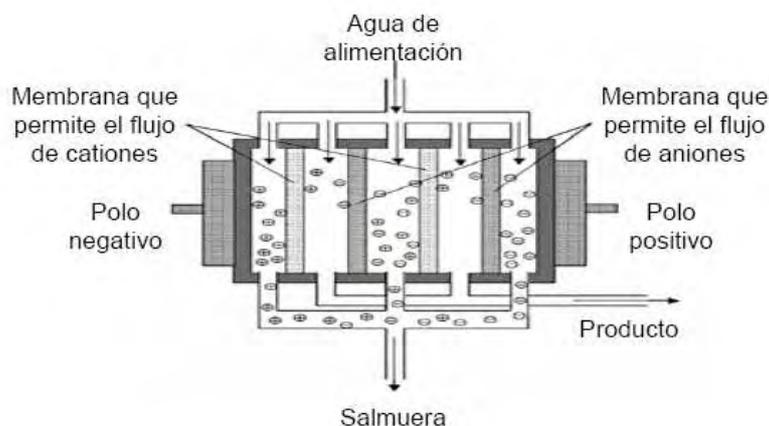


Figura 1.9 Proceso de desalación mediante electrodialisis [Spiegler, 1985]

### 1.4 Comparación de las diferentes alternativas comerciales de desalación

El consumo energético, la capacidad de producción, la calidad del agua generada y otros aspectos importantes de cada uno de los sistemas vistos anteriormente (térmicos y de membrana) se muestran en la tabla 1.6. Los precios mencionados hacen referencia a los costos de producción en 2002.

<b>Característica</b>	<b>MSF</b>	<b>MED-TVC</b>	<b>CV</b>	<b>OI</b>	<b>ED</b>
Tipo de energía	Térmica	Térmica	Eléctrica	Eléctrica	Eléctrica
Consumo energético primario (KJ/Kg.)	Alto >200	Alto/medio 150-200	Medio 100-150	Bajo < 80	Bajo <30
Consumo de energía eléctrica Kwh./m <sup>3</sup>	3.5-4.0	1.5-2.0	9.0-11.0	2.4 – 4.5	1-2
Costo de instalaciones	Alta	Alto/medio	Alto	Medio	Medio
Capacidad producción m <sup>3</sup> /d	Alta >50,000	Media <20,000	Baja <5,000	Alta >50,000	Media <30,000
Posibilidad ampliación	Difícil	Difícil	Difícil	Fácil	Fácil
Desalación agua de mar	Sí	Sí	Sí	Sí	No
Calidad agua desalada ppm	Alta < 50	Alta <50	Alta <50	Media 300-500	Media <300
Superficie terreno requerida de instalación	Mucha	Media	Poca	Poca	Poca
Costo USD/m <sup>3</sup> tratado	1.14- 1.68	0.83-1.115	0.63-0.86	0.32- 0.61	0.17- 0.32*
Costo USD/m <sup>3</sup> plantas pequeñas		1.28-2.16		1.1-1.8	

\*agua salobre

Tabla 1.6 Comparación de las diferentes alternativas comerciales de desalación [Fuentes Díaz M.- 2003]

### 1.5 Capacidad instalada a nivel mundial

Los procesos más utilizados son la destilación instantánea de múltiple etapa y la osmosis inversa. En el pasado los procesos térmicos eran los más utilizados para la desalación, pero ahora están siendo superadas por los procesos de membrana, En la tabla 1.7 se muestra los países con mayor capacidad instalada para desalación.

País	Capacidad total [m <sup>3</sup> /día]	Porcentaje relativo a la producción mundial [%]	Tecnologías empleadas, %				
			MSF	MED	VC	RO	ED
Arabia Saudita	5,429,334	20.96	64.22	0.33	1.39	32.25	1.80
Estados U.	4,327,596	16.70	1.32	4.49	6.35	74.63	13.21
Emiratos A. U.	2,890,689	11.16	86.66	7.70	0.03	5.51	0.09
Kuwait	1,614,861	6.20	96.52	0.08	0.00	3.25	0.15
España	1,223,835	4.76	4.51	3.50	2.79	84.25	4.95
Japón	945,163	3.65	4.72	2.34	0.00	85.59	7.35
Libia	701,303	2.71	65.66	10.70	0.00	15.91	7.73
Italia	581,478	2.24	43.76	12.40	6.53	21.07	16.24

Tabla 1.7 Capacidad instalada para desalación en algunos países en el 2000 [El-Dessouky y Ettouney, 2002]

### 1.6 Capacidad instalada para desalación en México

El 53% de las plantas instaladas en el país son para uso turístico, con una capacidad instalada de 26,942 m<sup>3</sup>/día; el 35% son destinadas a usos municipales, con una capacidad de 18,403 m<sup>3</sup>/día; y el 12% son para uso industrial, con una producción de 22,143 m<sup>3</sup>/día. En la tabla 1.8 se muestra la capacidad instalada para desalación por estado y el tipo de unidades instaladas, respectivamente.

Estado	Plantas desaladoras	% Nacional	Opera		Capacidad instalada m <sup>3</sup> /día	Capacidad que opera m <sup>3</sup> /día
			SI	No		
Baja California	10	5.8%	7	3	9,54	8,04
BCS	38	22.2%	32	6	8,979	3,346
Campeche	2	1.2%	2	0	3,12	2,132
Coahuila	7	4.1%	2	5	78	31
Durango	24	14.0%	9	15	650	374
Guerrero	4	2.3%	2	2	2	900
Nuevo León	2	1.2%	2	0	325	325
Oaxaca	1	0.6%	1	0	13,478	13,478
Q. Roo	76	44.4%	57	19	27,058	23,266
SLP	1	0.6%	1	0	60	5
Sonora	5	2.9%	4	1	471	80
Tamaulipas	1	0.6%	1	0	1,728	363
<b>Total nacional</b>	<b>171</b>	<b>100%</b>	<b>118</b>	<b>53</b>	<b>67,487</b>	<b>52,34</b>

Tabla 1.6 Capacidad instalada para desalación en México [Fuentes Díaz M.- 2003]

## ***CAPÍTULO 2***

# ***FORMACION DE LAS INCRUSTACIONES Y METODOS DE ELIMINACION Y CONTROL***

**2.1 Formación de la incrustación**

**2.1.1 Incrustación**

Se define como incrustación a los depósitos cristalinos duros que se adhieren a las superficies de transferencia de calor y se requieren métodos físicos y químicos para su remoción. También se define como el depósito formado por la precipitación desde una solución de una sustancia cuya solubilidad disminuye con el aumento de la temperatura o por la concentración de la sustancia debido a la evaporación del agua. El efecto principal de la incrustación es la reducción del área de transferencia de calor y del área de flujo de la salmuera. Se definen dos tipos de incrustación la alcalina y la no alcalina. La primera está formada por CaCO<sub>3</sub> y Mg (OH)<sub>2</sub> y la segunda se compone de CaSO<sub>4</sub>, Ca<sub>3</sub> (PO<sub>4</sub>)<sub>2</sub> y silicatos. Otros componentes menos comunes son óxidos de hierro, óxidos de manganeso, fluoruro de calcio y sulfatos de bario y estroncio. En el caso de procesos desaladores que no utilizan transferencia de calor, como la ósmosis inversa la eficiencia de filtrado también se ve afectada por los depósitos salinos en la superficie de la membrana disminuyendo la capacidad de filtrado y ocasionando que la presión osmótica se eleve.

Se define a la solubilidad como la cantidad de un soluto que un solvente puede contener disuelto. La cantidad disuelta depende del tipo de solvente, tipo de soluto, presión y temperatura, siendo esta última la de más importancia. El soluto puede ser un sólido o un gas. En el punto en el que el soluto ya no se puede disolver se le dice de saturación; puede existir la situación en la que el soluto este disuelto en mayor cantidad que la que indican las referencias llamándose sobresaturado a este estado. En los procesos desaladores se ha observado tal comportamiento.

**2.1.2 Incrustación alcalina**

Se define la alcalinidad como la habilidad que tiene el agua para neutralizar un ácido. En tratamiento de agua la alcalinidad se expresa como ppm de CaCO<sub>3</sub> que se determina experimentalmente por la titulación del agua con un ácido mineral fuerte, como el sulfúrico o el clorhídrico. Las especies alcalinas predominantes son los iones bicarbonato, carbonato e hidroxilo.

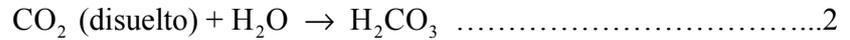
En agua de mar y aguas naturales la alcalinidad se debe principalmente al ión bicarbonato que forma parte de un equilibrio complejo en el agua, pero el interés principal es el equilibrio entre el ión carbonato y el ión bicarbonato,



La reacción hacia la derecha se acelera con la temperatura, pero procede con rapidez cuando el CO<sub>2</sub> es liberado. Si el CO<sub>2</sub> no puede ser liberado entonces el grado de disociación del ion bicarbonato es gobernado por las constantes de equilibrio que relacionan la concentración de bicarbonato, carbonato y las otras especies iónicas en el agua.

**2.1.3 Carbonato de calcio**

El ion bicarbonato presente en el agua de mar forma parte de un sistema de equilibrio complejo que puede expresarse de la siguiente manera



Y la formación de carbonato calcio es debido a la descomposición de bicarbonato de calcio, como se muestra en la siguiente reacción:



La concentración  $[\text{CO}_2]$  es la suma de la concentración de  $\text{H}_2\text{CO}_3$  y la concentración de  $\text{CO}_2$  disuelto, pero la concentración de  $\text{H}_2\text{CO}_3$  es muy pequeña. El equilibrio de las especies que contienen carbono depende primariamente del pH y en mucha menor escala de la temperatura y de la resistencia iónica.

La solubilidad del carbonato de calcio se define por el producto de la solubilidad normal. En la fig. 2.1 se observa la solubilidad del carbonato de calcio en agua en función de la temperatura.

$$K_{ps} = [\text{Ca}^{+2}][\text{CO}_3^{-2}] \dots\dots\dots 4$$

La dificultad con este producto radica en determinar la concentración del ion carbonato ya que se deben satisfacer los demás equilibrios. Para vencer esta dificultad se definen dos tipos de sistemas cerrado y abierto. En el primero no se toma en cuenta ninguna fase gaseosa y las concentraciones de los iones carbonato, bicarbonato e hidroxilo se definen por las constantes de equilibrio. Entonces el carbonato de calcio precipitará si el producto de solubilidad es excedido. Bajo estas condiciones se demuestra que a una temperatura dada si el pH aumenta entonces la proporción del dióxido de carbono y el ion bicarbonato disminuyen mientras que las concentraciones de los iones carbonato e hidroxilo aumentan.

El comportamiento es similar a otras temperaturas. En el sistema abierto si se considera la presencia de una fase siendo uno de los gases el dióxido de carbono. Entonces habrá un equilibrio de este gas entre el disuelto en el agua y el de la fase gaseosa que se expresa por la ley de Henry.

$$[\text{P}_{\text{CO}_2}] = K_H [\text{CO}_2] \dots\dots\dots 5$$

Donde el término de la izquierda es la presión parcial del dióxido de carbono en el gas y  $K_H$  es la constante de Henry para el gas. La liberación del dióxido de carbono como gas de una solución acuosa del ion bicarbonato produce un aumento en el pH y un aumento del ion carbonato lo cual favorece que se forme el carbonato de calcio. Las dificultades surgen cuando se tiene que conocer la presión parcial del  $\text{CO}_2$  al igual que la de otros gases presentes.

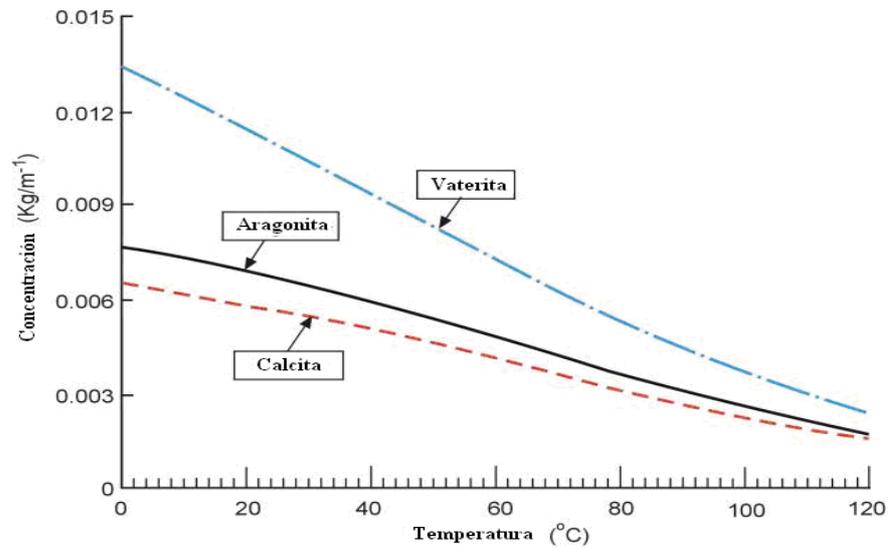


Fig. 2.1 Solubilidad del carbonato de calcio en agua en función de la temperatura [M. Jamialahmadi, 1987]

La mayoría de los textos sobre desalación sostienen que la formación del carbonato de calcio se debe a la descomposición térmica del ion bicarbonato de acuerdo con la ecuación indicada líneas arriba



El aumento de la temperatura favorece la reacción hacia la derecha. Con datos de equilibrio la mayoría de los que estudian la desalación explican el comportamiento del carbonato de calcio y su relación la temperatura y el pH: sin embargo es necesario conocer la presencia y efecto del CO<sub>2</sub> en la fase gaseosa.

**2.1.4 Hidróxido de magnesio**

La solubilidad del hidróxido de magnesio es gobernada por los productos de solubilidad y depende de la temperatura y el pH. La formación del hidróxido de magnesio es antecedida por la producción de los iones hidróxilo formados por la hidrólisis del ion carbonato proveniente de la descomposición del ion bicarbonato



Con el aumento de la temperatura se incrementa la hidrólisis tal que el hidróxido de magnesio, más insoluble que el carbonato de calcio, se formará preferentemente. La temperatura a la que se favorecerá la aparición del hidróxido de magnesio es una función de la concentración del ion bicarbonato, el tiempo de residencia y las condiciones del flujo. En la práctica los depósitos de hidróxido de magnesio ocurren en gran cantidad a temperaturas superiores a los 85°C.

### 2.1.5 Incrustaciones no alcalinas

Su formación depende únicamente por efectos de la concentración ya que no hay reacciones de descomposición que las antecedan. En la desalación de agua de mar el más importante es el sulfato de calcio y en menor extensión el fosfato de calcio y varios silicatos.

### 2.1.6 Sulfato de calcio

El sulfato de calcio puede precipitar en tres formas cristalinas: Anhidrita ( $\text{CaSO}_4$ ), hemihidrato ( $\text{CaSO}_4 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$ ) y dihidrato ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ), cada forma tiene diferente comportamiento de solubilidad (Fig.2.2). Del conocimiento de la solubilidad de las diversas formas del sulfato de calcio se han preparado graficas como las que aparecen en la figura 1, que muestran la concentración salina del agua de mar variando con la temperatura. Se observa por ejemplo que a una temperatura de  $80^\circ\text{C}$  y un factor de concentración de 2 (concentración de 700000 ppm) no hay de ninguna precipitación, pero encima de esa concentración la anhidrita precipitaría entre factores de concentración de 2 a 4.2 y el dihidrato empezaría a precipitar por encima de 4.2, conservando la temperatura constante. Conservando la concentración en 70000 ppm, la anhidrita precipitaría a temperaturas superiores a  $80^\circ\text{C}$  y a  $120^\circ\text{C}$  también precipitaría el hemihidrato.

Un fenómeno que ha sido estudiado es la cinética de formación de las formas cristalinas de sulfato de calcio y se ha concluido que la anhidrita se forma muy lentamente mientras que el hemihidrato lo hace rápidamente. Esto es muy significativo porque puede indicar la mejor forma de operación de las plantas desaladoras. Otro hecho observado es que los depósitos de los sulfatos son muy duros y difíciles de remover por sustancias químicas como los ácidos minerales; en contraposición las incrustaciones alcalinas son fácilmente solubles en ácidos minerales. La solubilidad del sulfato de calcio en agua en función de la temperatura se observa en la figura.

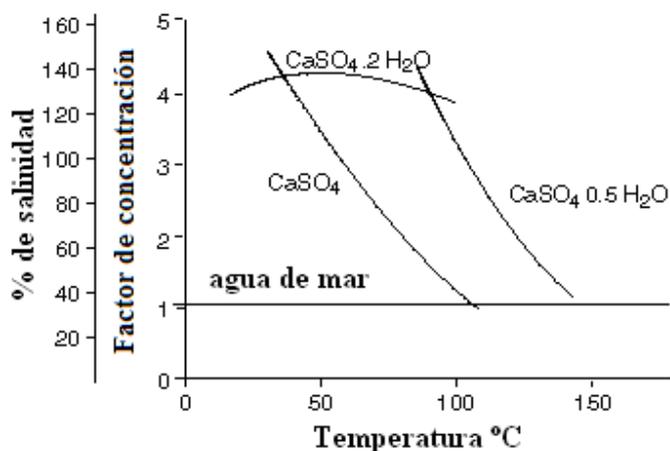


Fig. 2.2 Solubilidad del sulfato de calcio en agua en función de la temperatura  
[M. Jamialahmadi, 1987]

## ***2.2 Otras incrustaciones no alcalinas***

La concentración del fosfato de calcio en el agua de mar es muy baja y no representa problema, aunque la concentración puede elevarse a niveles significativos por el uso de los polifosfatos en las medidas de pretratamiento.

En el caso de la desalación de agua salobre se deben observar con cuidado las concentraciones salinas ya que pueden contener grandes concentraciones no sólo de fosfatos, sino de sulfatos (bario y estroncio son los más comunes). También son frecuentes en esas aguas los materiales coloidales, como las sales de hierro. Ya que la ósmosis inversa es preferida en la desalación de las aguas salobres se deberá tener especial cuidado ya que el ensuciamiento de las membranas con las sales anteriores disminuye drásticamente la eficiencia de filtrado de las membranas.

## ***2.3 Operación de las plantas desaladoras y su relación con las incrustaciones***

Los procesos térmicos desaladores que se considerarán son la destilación instantánea de múltiple etapa (MSF) y la destilación de múltiple efecto (MED) mientras que el único proceso de membrana es la ósmosis inversa (RO)

En una planta MSF existen tres grandes zonas: de recuperación, de rechazo y de entrada de calor. En la de rechazo el agua de mar se calienta en los condensadores a muy baja temperatura y la mayoría del flujo del agua es descartada y devuelta al mar; una fracción se pretrata y se mezcla con el agua de recirculación. En el pretratamiento se produce  $\text{CO}_2$  que se trata de eliminar en los deaeradores y descarbonatadores. El agua de recirculación fluye a través de los condensadores de la zona de recuperación incrementando paulatinamente su temperatura y como no hay concentración no se puede esperar precipitación salina; sin embargo a las temperaturas más altas y por el  $\text{CO}_2$  residual es probable la precipitación de algo de carbonato de calcio. En la zona de entrada de calor existen las temperaturas más altas de la planta, pero como no se espera la presencia de  $\text{CO}_2$  es improbable la precipitación de carbonato de calcio; sin embargo es probable la precipitación de sulfato de calcio en su forma anhidra e hidróxido de magnesio para plantas que operan a temperaturas del agua de recirculación de  $90^\circ\text{C}$  también de sulfato de calcio en su forma de hemihidrato para plantas con temperaturas de  $120^\circ\text{C}$ . En las cámaras la salmuera se va enfriando, pero se produce vapor que a su vez produce  $\text{CO}_2$  y otros gases como  $\text{O}_2$  y  $\text{N}_2$  entonces es alta la probabilidad de que se forme carbonato de calcio e hidróxido de magnesio, todo ello independientemente de que el sistema de venteo esta eliminando continuamente los gases producidos. En las cámaras de evaporación hay una dinámica muy compleja que impide conocer exactamente lo que ocurre con la formación y precipitación de las sales; y aunque en las plantas se toman muestras de la salmuera para determinar la composición salina, las condiciones de laboratorio son muy distintas a las de la cámara. Por otro lado la precipitación salina en las cámaras no tiene efecto ni en la superficie de transferencia de calor ni en la de flujo, excepto la precipitación salina que ocurre en las tuberías de interconexión de las cámaras.

En una planta de MED la situación con menos conflicto es en los precalentadores o en el condensador externo de la planta. Sin embargo en todos los efectos ocurre la evaporación de agua de la salmuera por un lado y por el otro la condensación de vapor. En la evaporación se tendrá nuevamente la producción de gases, que se ventean continuamente, pero que incrementan la probabilidad de formación y precipitación de carbonato de calcio a temperaturas bajas y del mismo carbonato más el sulfato de calcio e hidróxido de magnesio a temperaturas altas. Por el lado de la condensación del vapor no se esperan problemas supuesto que el vapor no arrastra salmuera. En los dos procesos desaladores térmicos es necesario considerar que la temperatura promedio de la salmuera puede ser más baja que la que tiene la salmuera cercana a la superficie de intercambio de calor, ocasionando formación y precipitación salina más pronunciada en esa zona.

En las plantas de RO es usada la adición de ácido para eliminar la incrustación alcalina, pero no se realiza la degasificación ya que el PH disminuye a alrededor de 6 lo cual convierte una cantidad significativa de ion bicarbonato a CO<sub>2</sub> con lo cual se reduce la probable formación de incrustación. Este CO<sub>2</sub> puede cruzar la membrana y absorberse en el agua producto por lo que deberá practicarse la degasificación. El pH bajo de la salmuera ocasiona corrosión de los componentes ferrosos de las plantas y los óxidos de fierro ocasionan ensuciamiento de las membranas y afectan su capacidad filtrante. Se deberá usar entonces materiales resistentes a la corrosión, como acero inoxidable o plásticos para aquellas partes de las plantas en contacto con la salmuera. El proceso de RO se utilizó inicialmente para tratar aguas salobres las cuales se distinguen por tener características distintas de las del agua de mar; se destaca la presencia de coloides y sólidos suspendidos que se remueven por filtración y coagulación. En el caso del tratar agua de mar se conoce que las membranas rechazan fuertemente al carbonato de calcio que se concentra del lado del rechazo y puede llegar a precipitarse, disminuyendo su capacidad de filtración. Algunas membranas (poliamida y poliurea) son muy sensibles a los oxidantes como el cloro y el ozono, por lo que se deberán de remover.

**2.4 Métodos de eliminación o control de las sales problema.**

**2.4.1 Métodos para controlar la incrustación**

El control de la formación de la incrustación es esencial para una operación eficiente de las plantas desaladoras. Originalmente los métodos de control se enfocaron sobre los procesos térmicos; sin embargo en la actualidad también se han estudiado y propuesto para las plantas de ósmosis inversa.

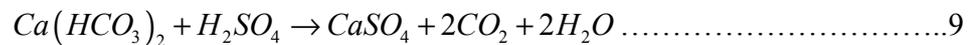
**2.4.2 Tratamiento de ácido**

Es un simple y efectivo método para prevenir la formación de incrustación alcalina y en los años 1960-1970 fue usado como único método en plantas de EIME con temperaturas de operación hasta de 120 ° C. El principio es destruir el ion bicarbonato por medio de un ácido mineral fuerte como el clorhídrico o el sulfúrico, de acuerdo con la reacción siguiente:



Se requiere 0.98 g de ácido por cada g de bicarbonato (considerado como carbonato de calcio). Considerando los flujos de salmuera usados en las plantas desaladoras se deduce que los flujos de ácido a utilizar también serán grandes lo que aunado a la naturaleza corrosiva del ácido representará considerables problemas de manejo y almacenamiento. El método de ácido requiere eliminar el CO<sub>2</sub> producido en una torre de descarbonatación y aunque el método de agregar ácido es relativamente sencillo, se debe considerar el costo y sobre todo el fenómeno de la corrosión.

La adición del ácido sulfúrico en el agua de alimentación remueve la alcalinidad del bicarbonato y previene la formación del carbonato. Sin embargo, la adición de ácido sulfúrico incrementa la concentración de ión de sulfato en el agua de alimentación e incrementa la tendencia de la formación de sulfato de calcio. La reacción del ácido sulfúrico con la alcalinidad del bicarbonato es:



Para prevenir la formación de sulfato de calcio, un camino es un inhibidor como el SHMP (hexametáfosfato de sodio) (NaPO<sub>3</sub>)<sub>6</sub>.

**2.4.3 Corrosión**

Debido al agregado del ácido el pH de la salmuera en recirculación puede bajar a menos de 7 y, por el oxígeno disuelto en el agua y el presente en la fase gaseosa, se produce la corrosión siendo los metales ferrosos los más atacados, aunque las aleaciones de cobre, usadas en los tubos de los condensadores, también la sufren.



El control del oxígeno se realiza por la deaeración al vacío y por la adición a la salmuera de agentes reductores como el sulfito de sodio.



#### **2.4.4 Tratamiento de aditivos**

Consiste en el agregado de productos químicos a la salmuera que funcionan de manera variada: retardan la formación de los cristales de los compuestos incrustantes, distorsionan la estructura cristalina, secuestran al cristal, conservan los cristales en soluciones sobresaturadas y finalmente, cuando se llegan a depositar, producen depósitos que son muy suaves y que se eliminan fácilmente de las superficies metálicas. Los aditivos tienen los siguientes grupos:

- Polifosfatos
- Fosfonatos
- Polímeros sintéticos

Se han utilizado: polifosfatos, compuestos de ácido fosfónico y sulfónico, polímeros de ácido acrílico, compuestos de ácido polimaleico. El polifosfato, esencialmente el tripolifosfato de sodio (marca comercial: "Hagevap") es el más ampliamente usado por su efectividad, sin embargo se ha comprobado que a temperaturas superiores a los 95°C se hidroliza perdiendo su función de inhibición., por lo que se recurre entonces al uso de los compuestos del ácido pólimaléico, que es especialmente efectivo con los cristales de magnesio. Los aditivos de alta temperatura provocan una distorsión en el agregado cristalino de las sales impidiéndoles crecer y trabajan a temperaturas menores a los 115° C (marca comercial: "Belgard").

Los problemas de corrosión por el uso de los aditivos son insignificantes. Se deberá tener cuidado en el manejo de la salmuera ya que se forman lodos de aditivos y cristales salinos que deberán removerse periódicamente, aun utilizando agentes dispersantes que los mantienen en suspensión. Un cuidado especial merece el sulfato de calcio ya que su depósito es muy duro y difícil de remover, e inclusive se puede cambiar mejor las tuberías, que tratar de remover los depósitos. En plantas de RO se deberá tener especial cuidado ya que la operación eficiente de esas plantas no permite el depósito de lodos ni de sales aun que ellos sean suaves y fáciles de remover. En resumen el uso de aditivos es atractivo para la desalación por varias razones: Los químicos no son peligrosos ni presentan problemas de manejo; se utilizan bajas dosis; la corrosión es mínima; se reducen los problemas de mantenimiento; la logística es simplificada; y la operación es más simple y económica. Sin embargo se debe considerar que la verdadera función de los químicos es compleja y que su uso en la plantas lo controlan las empresas vendedoras de las marcas comerciales de aditivos.

#### **2.5 Costo del control de la incrustación**

Es relativamente fácil calcular el costo del control si se sabe el gasto volumétrico del agua a tratar y la dosificación de los compuestos usados en el control; sin embargo se debe considerar otros factores. Por ejemplo si se deben tratar 10000 litros/día de agua y la dosificación del compuesto de control es de 6 ppm entonces se requieren  $6 \cdot 10000 = 60000$  mg/día ó 60 g/día; sabiendo el costo del producto se conoce el costo diario. Sin embargo el tipo de control que se lleve en la planta afecta su operación, mantenimiento, eficiencia,

durabilidad y costo. Por ejemplo una planta operando a 90° C tiene un costo de control menor que otra operando a 120° C, además el costo de inversión de la planta de menor temperatura es menor, pero la eficiencia y capacidad son más grandes en la planta de mayor temperatura. La elección del tratamiento para controlar la incrustación afecta significativamente los costos del agua: los aditivos que permiten temperaturas de operación más altas elevan la eficiencia de la planta y bajan los costos de la inversión para una misma capacidad. El tipo de control también afecta la elección de los materiales de construcción, tuberías y paredes de los recipientes que contienen a la salmuera y el vapor; también afectan el sistema de venteo y determinan la necesidad de usar o no un descarbonatador.

## ***CAPÍTULO 3***

# ***ALTERNATIVA DE PRETRATAMIENTO: MEMBRANAS DE NANOFILTRACIÓN***

De acuerdo con lo que se ha descrito en el capítulo 2, acerca de los problemas de incrustación, que se debe a la presencia de los iones de calcio, magnesio, sulfato y bicarbonato, por ello grandes esfuerzos de investigación se han realizado para eliminarlos previamente a la desalación. Su eliminación podría elevar las temperaturas de operación de los procesos desaladores a 200 ° C y ordenes de concentración de 3 o 4. A continuación se muestra el principio del tratamiento por membranas y su aplicación como pretratamiento en los procesos desaladores.

### **3.1 MEMBRANAS DE NANOFILTRACION**

#### **3.1.2 MEMBRANA**

Una membrana puede definirse como una fase que actúa como una barrera al flujo de especies moleculares o iónicas entre las fases que separa. La fase membrana es generalmente heterogénea. Esta fase puede ser un sólido seco, un gel empapado de disolvente o un líquido inmovilizado. Para que la membrana actúe como un dispositivo útil de separación, debe transportar algunas moléculas más rápidamente que otras. Por tanto, debe tener elevada permeabilidad para algunas especies y baja permeabilidad para otras; es decir, debe ser altamente permeoselectiva. Los mecanismos de transporte a través de la membrana varían desde la difusión molecular en sólidos que son semejantes a un líquido hasta el flujo viscoso a través de sólidos microporosos.

#### **3.1.2 ÓSMOSIS INVERSA**

La ósmosis inversa no es necesariamente la solución para todos los problemas de desalación (eliminación de sales), pero puede tener muchas ventajas sobre otros procesos utilizados con este fin como son la evaporación y la congelación. La gran ventaja de la ósmosis sobre otras tecnologías como el intercambio iónico y la electrodiálisis, es que a un costo prácticamente constante, la ósmosis puede remover hasta el 99.5% de las sales que contenga el agua a tratar.

#### **3.1.3 PRESIÓN OSMÓTICA**

La presión osmótica es la presión que se aplica en el compartimento de concentrado para hacer que el flujo neto de disolvente a través de la membrana semipermeable (que sólo deja pasar al disolvente) sea nulo; es decir, es la presión requerida para mantener un sistema en estado de equilibrio (Fig. 3.1). Es debida al choque de las moléculas de soluto contra la pared de la membrana semipermeable; es igual a las que ejercerían el mismo número de partículas de soluto si se encontraran en estado gaseoso y está dada por la ecuación de Van't Hoff.

$$\pi = \frac{nRT}{V} = cRT \dots\dots\dots 1$$

$$\frac{n}{V} = c \dots\dots\dots 2$$

Donde:

$\pi$  = presión osmótica (atm).

$n$  = moles gramo de soluto.

$V$  = volumen de la solución (litros).

$T$  = temperatura absoluta ( $^{\circ}\text{K}$ ).

$c$  = concentración de la solución (moles/litros).

$R$  = constante ideal de los gases (0.082 atm litros/molgramo  $^{\circ}\text{K}$ ).

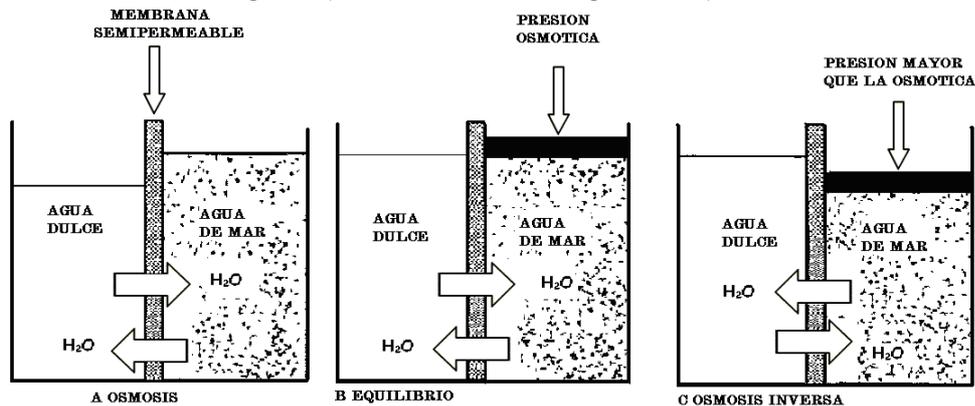


Fig. 3.1 Sistema de osmosis inversa

**A** Sistema simple de osmosis en el cual la difusión pasa a través de una membrana semipermeable que separa las soluciones de agua dulce y agua de mar.

**B** Existe una condición de equilibrio cuando la presión es igual a la presión osmótica aplicada a una solución más concentrada.

**C** Cuando la presión es mayor que la presión osmótica que se aplica sobre la solución salada, ocurre la osmosis inversa.

### 3.1.4 NANOFILTRACIÓN

En los años recientes la tecnología de desalinización ha creado un nuevo tipo de membranas, estas son membranas de nanofiltración (NF), que tienen la capacidad de retirar los iones sulfato y los iones de calcio de la alimentación de agua de mar. En plantas de desalinización el aumento de la temperatura puede dar beneficios y obtener algunas ventajas. Esta combinación es económicamente atractiva y ofrece varias ventajas técnicas. El sistema de nanofiltración NF es una técnica similar a la osmosis inversa. Pero con una presión en el proceso que se encuentra entre la osmosis inversa y la ultrafiltración (UF). Los sistemas de NF operan típicamente a una presión menor que la RO, y más altos porcentajes de flujo, a pesar de tener una calidad diferente con respecto a la RO. La membrana de nanofiltración no es usada cuando se necesita retirar alto contenido de sodio.

Las aplicaciones de los sistemas de NF

- Ablandamiento.
- Separación específica de metales pesados para la reutilización el agua.
- Reducción de contenidos de sales en aguas salobres.

### 3.1.5 CARACTERÍSTICAS DE LAS MEMBRANAS

A diferencia del papel o la tela, el material de las membranas que varía desde acetato de celulosa o cerámicos y otros polímeros como polisulfonatos, polivinildieno, funcionan como filtros asimétricos. En general, la resistencia al flujo y la caída de presión depende del lado de la membrana que de al flujo de proceso (Tabla 3.1).

**Tabla 3.1 Membranas utilizadas en los procesos de separación.**

	<b>Osmosis Inversa</b>	<b>Nanofiltración</b>	<b>Ultrafiltración</b>	<b>Microfiltración</b>
<b>Membranas</b>	Asimétrica	Asimétrica	Asimétrica	Simétrica Asimétrica
<b>Grueso Capa Superficial</b>	150 $\mu$ 1 $\mu$	150 $\mu$ 1 $\mu$	150-250 $\mu$ 1 $\mu$	10-150 $\mu$ 1 $\mu$
<b>Tamaño de Poro</b>	0.002 $\mu$	0.002 $\mu$	0.05-0.2 $\mu$	0.2-5 $\mu$
<b>Rechazos</b>	HMWC* LMWC Cloruro Sodio, glucosa Aminoácidos Proteínas	HMWC, mono, di y aligo- sacáridos, aniones polivalentes	Macromoléculas* Proteínas, polisacáridos, virus	Partículas barro, bacterias
<b>Materiales de membranas</b>	CA* capa delgada	CA* capa delgada	Cerámica, PSO* CA* PVDF, capa delgada	Cerámica Pp*, PSO* PVDF*
<b>Módulo de membrana</b>	Tubular. Enrollado en espiral. Placa y marco	Tubular. Enrollado en espiral. Placa y marco	Tubular. Fibra hueca. Enrollado en espiral. Placa y marco	Tubular. Fibra hueca. Placa y marco
<b>Presión</b>	15-148atm.	5-34atm.	1-10atm	2atm.

\*CA- acetato de celulosa; \*PSO-fluoruro de polivinil diseño, \*PP-polipropileno; \*HMWC- (compuestos de alto peso molecular); 100,000 a 1 millones de moles/g; LMWC (compuestos de bajo peso molecular): 1,000 a 100,000 moles/g; Macromoléculas: 1 millón moles/g

La mayoría de las membranas para ósmosis inversa, son hechas a base de dos polímeros: Acetato de celulosa (CA) y Poliamida (PA). En general las de acetato de celulosa son más aceptadas por ser menos caras y más tolerantes al cloro, mientras que las de poliamidas ofrecen niveles más altos de rechazo a sales pero son más caras y susceptibles a daño por oxidantes. Las PA ofrecen un rechazo de sales de 99% contra un 97.5% de las CA.

### 3.1.6 TIPOS DE MEMBRANA

Las membranas son diseñadas en módulos tubulares, en espiral, fibra hueca y placa y marco. La de enrollamiento en espiral ha sido favorecida en el mercado por su bajo costo y facilidad de mantenimiento. Las membranas son formadas en tubos y ensambladas en módulos, los cuales son operados en serie o en paralelo para obtener la cantidad y calidad deseada de agua purificada.

### 3.1.7 SISTEMAS DE MEMBRANAS TUBULARES

En este sistema la membrana esta en el interior de tubo. Los diámetros de tubo van de 6.35-25.4mm, y son fácilmente limpiados y tiene menor contaminación. Un ejemplo sería tener un módulo que consista en 18 tubos de 14.1 mm de diámetro encerrados en un tubo cilíndrico de 114mm de diámetro y 1.3 metros de longitud. Estas membranas son usadas en tratamiento de aguas residuales, recuperación de pinturas y clarificación de jugos, entre otras aplicaciones.

La ventaja principal de los sistemas tubulares es que sus orificios permiten manejar partículas más grandes y procesar afluentes con grandes concentraciones de partículas. Su mayor desventaja es su costo asociado con el reemplazo de los tubos de membrana. Los tubos porosos de soporte generalmente se fabrican de fibra de vidrio, y el tubo completo y su membrana deben reemplazarse una vez que se ha dañado con contaminación irreversible. Son menos costosas que las membranas de fibra hueca, enrollado en espiral y placa y marco.

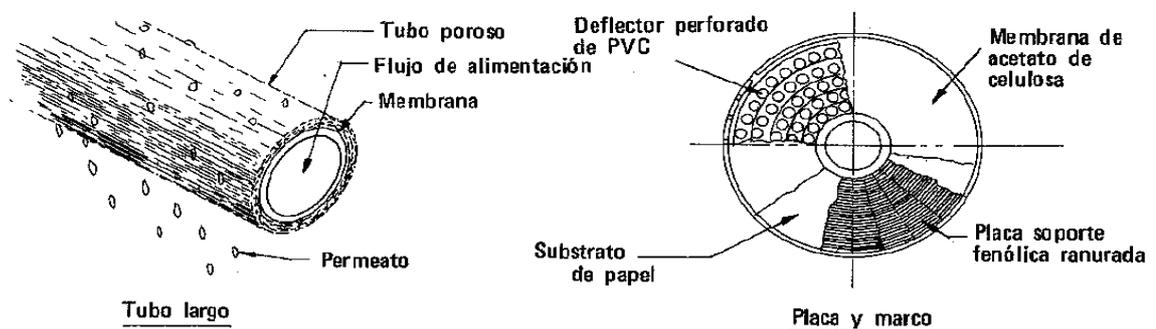


Fig.3.2 Sistema de membranas tubulares y de placa y marco

### 3.1.8 SISTEMAS DE FIBRA HUECA

Generalmente se utiliza en aplicaciones de purificación de agua de muy bajos sólidos, por ejemplo en las que la concentración de sólidos es menor de 1%. Los elementos de filtración consisten en fibras que pueden ser presurizadas en el interior. La alimentación se introduce en la terminal de la fibra. El permeado se filtra a través de la fibra y es colectado y fluye hacia fuera del contenedor. El material retenido pasa a través del final de la fibra. Estas membranas son las más susceptibles de contaminar y tapar. Debido al diámetro interior muy pequeño de las fibras de la membrana que están entre 0.5 y 1 mm, las partículas grandes y concentraciones de sólidos no pueden procesarse eficientemente en estas membranas. Son fabricadas de polietersulfona las unidades de membrana pueden esterilizarse con agua calentada por arriba de 100° C.

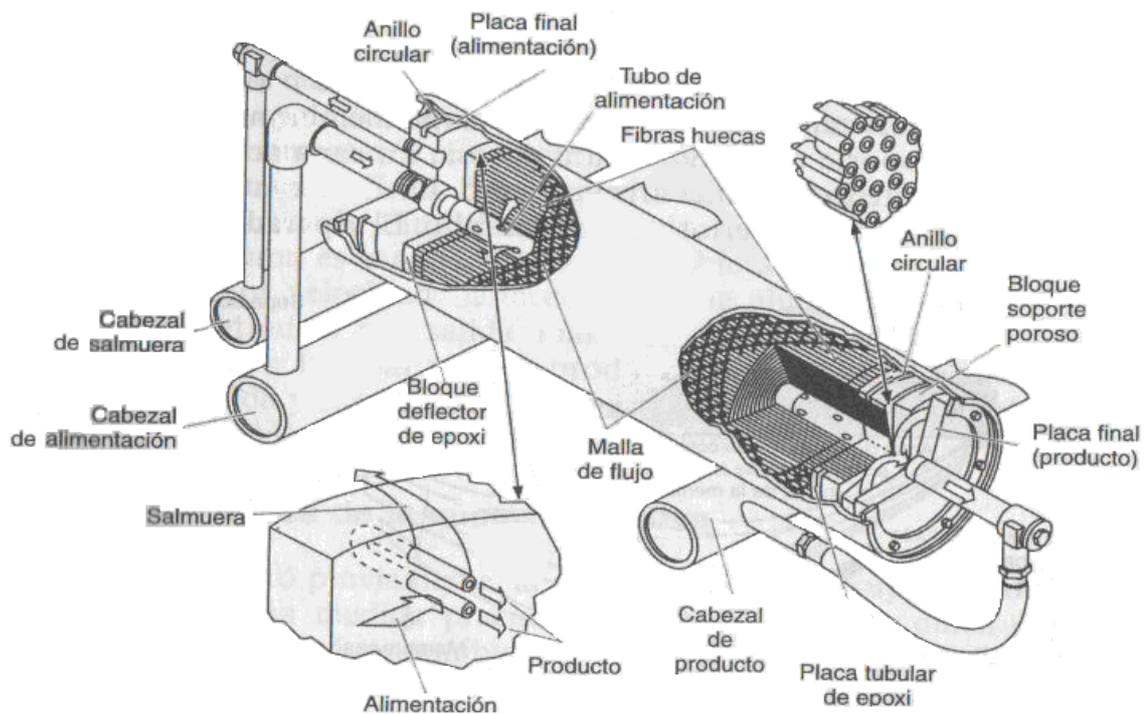


Fig. 3.3 sistema de membranas de Fibra hueca

### 3.1.9 SISTEMA DE ENROLLAMIENTO EN ESPIRAL

Estos elementos consisten en dos hojas de membrana separadas por un polímero textil de refuerzo. Esta tela soporta la membrana para las altas presiones de operación y provee un canal de flujo por donde el agua clarificada puede salir.

El material de la membrana está pegado en espiral en un cartucho cilíndrico. La envoltura de la membrana es sellada con adhesivo en tres lados para prevenir contaminación del agua limpia. El cuarto lado es pegado a un tubo de permeado que tiene perforaciones en cada extremo para que el agua producida pueda salir por un tubo central.

Los tamaños de los cartuchos pueden variar entre 5cm, 15cm hasta 20cm de diámetro. Estos factores de diseño permiten operar con una gran variedad de materiales de proceso hasta caídas de presión de 3atm y temperaturas de operación de aproximadamente 70°C. Entre los fabricantes de estas membranas esta Nitto Denko Corp. y Desalination System, Inc.

Hay dos desventajas mayores con estas membranas, primero la membrana completa y su contenedor debe reemplazarse una vez que se han contaminado, y tiene dificultad en manejar materiales viscosos o aquellos que tengan gran cantidad o concentraciones de sólidos a menos que se logre salvar con una buena limpieza, lo que implica un aumento de costos.

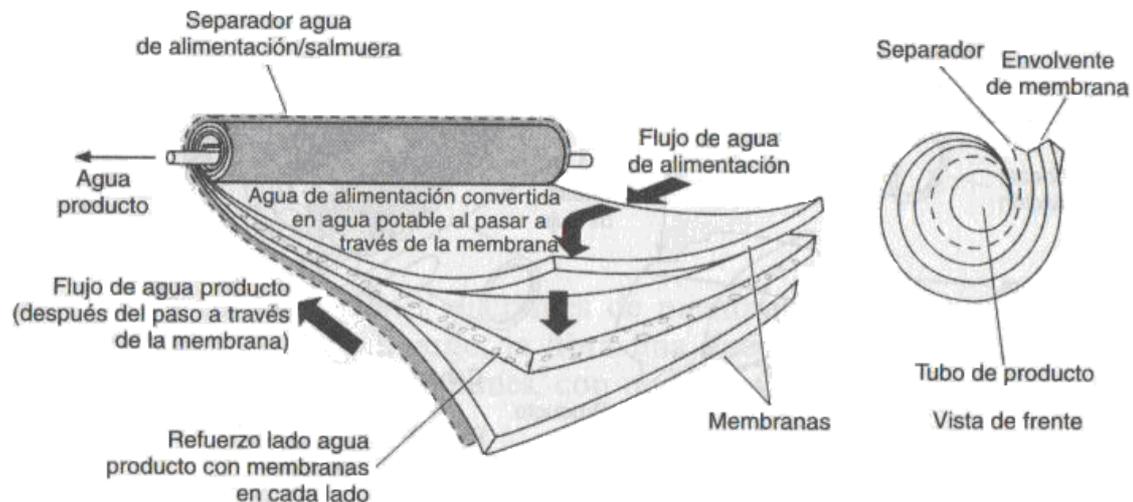


Fig. 3.4 Membranas enrolladas en espiral

### 3.1.10 ÍNDICE DE ENSUCIAMIENTO DE LAS MEMBRANAS

El índice de densidad de sedimentos (Silt Density Index = SDI) o índice de "ensuciamiento" es un procedimiento sencillo desarrollado para estimar el grado de bloqueo o "ensuciamiento" de las membranas debido a la contaminación en forma de partículas coloidales, que comúnmente son arcillas, bacterias, hierro. Productos químicos utilizados en la clarificación/filtración tales como sulfato de aluminio, cloruro férrico, o polielectrolitos catiónicos pueden causar bloqueo coloidal. Este método es ampliamente aceptado en la industria, dado que principalmente mide la concentración coloidal.

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

### 3.2 Aplicaciones del pretratamiento

#### 3.2.1 Pretratamiento con membranas de nanofiltración a un proceso MSF

Se realizó el experimento en la planta de desalinización de MSF en Arabia Saudita en aguas del golfo [M. A1-Shammiri\*, M. Ahmed, M. A1-Rageeb-2004], esta se llevo a cabo con acido y sin acido, operada con temperatura de salmuera por debajo de los 120° C, a causa de la formación de sulfatos, por lo que se integró una membrana de nanofiltración en el proceso a un modulo MSF. El trabajo experimental ha sido verificado por la Corporación de Conversión de Agua Salina y el Centro de Desarrollo e Investigación del Reino de Arabia Saudita. La planta piloto con capacidad de flujo de 1.5 m<sup>3</sup>/h que reemplaza agua de mar normal por agua producto de nanofiltración, el total de sólidos disueltos (TDS) es de 44046 mg/l, el pH es de 8.2. La unidad de NF consta de una bomba de compresión de alta presión y cinco módulos de NF en serie (Fig.4.1).

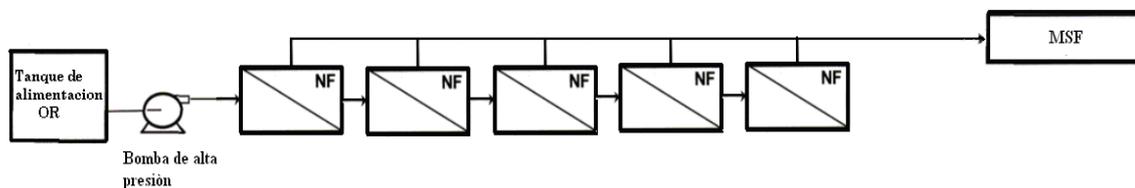


Fig.3.5 Sistema de nanofiltración como pretratamiento de un MSF (cortesía de M. A1-Shammiri\*, M. Ahmed, M. A1-Rageeb)

En el golfo arábigo el agua de mar contiene concentraciones altas, más cantidad que cualquier otra agua de mar de otros países. Los cálculos comenzaron con un factor de concentración de 1.1 hasta llegar a un factor de concentración de 2. El potencial de incrustación para la salmuera esta en base de muchos parámetros calculados como el producto iónico (IP), solubilidad del producto (SP) y el índice de saturación de Davis y Staff (S&DSI). Todos estos parámetros han sido calculados para carbonato de calcio, sulfato de calcio, sulfato de estroncio y sulfato de bario, mientras que el potencial de la sílica (Fig. 3.5.3) sirvió para comparar la concentración de la salmuera con los valores ya calculados.

La temperatura del sistema se elevó a 160 ° C y tiene éxito en retirar 37 % del TDS de la alimentación, el pH disminuyó a 7.85. El porcentaje de remoción de calcio y de sulfato para alimentación de agua es 80.67 % y 93.56 %, respectivamente. Para iones de magnesio es de 88 %. El porcentaje de remoción del ión bicarbonato es 64.06 %.

La inhibición del carbonato de calcio es de 23.4 % sin adición de acido, y a pesar de que la conversión se incrementa, el porcentaje de inhibición disminuye, (el porcentaje de inhibición esta alrededor de 19 % a 0.5% con un factor de conversión de 1.85) como se muestra en la Fig. 3.5.1. El porcentaje de inhibición para sulfato de calcio, el sulfato de bario y el sulfato de estroncio alcanzan casi el 100 % con una conversión de 10 %, e incluso con una conversión del 90 % ( Fig. 3.5.3 y Fig. 3.5.5 respectivamente), el porcentaje de inhibición es todavía muy alto comparado con el potencial normal de agua

de mar, aun cuando un 90 % de conversión resulta un alto grado de saturación y una alta concentración en la alimentación. La membrana de nanofiltración se encarga de prevenir toda clase incrustación en altos porcentajes de conversión. Para agua de mar normal el potencial para sulfato de calcio (Fig. 3.5.2) comenzó en un 70% aproximadamente y se redujo a cero con una conversión de 60 %, mientras que para el producto de nanofiltración, el % de la inhibición es de 100 % a pesar del alto porcentaje de conversión. Para el sulfato de estroncio es del 50 % en la conversión 10 % y disminuyó hasta cero con una conversión del 50 % con agua de mar normal, mientras que por nanofiltración es de 100 % de inhibición (Fig. 3.5.4).

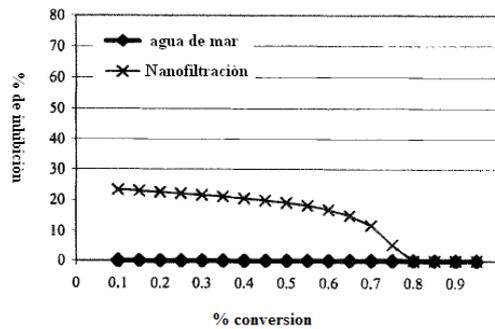


Fig. 3.5.1 Potencial de incrustación del carbonato de calcio del agua de mar con nanofiltración antes de la adición del ácido. (Cortesía de M. A1-Shammiri\*, M. Ahmed, M. A1-Rageeb)

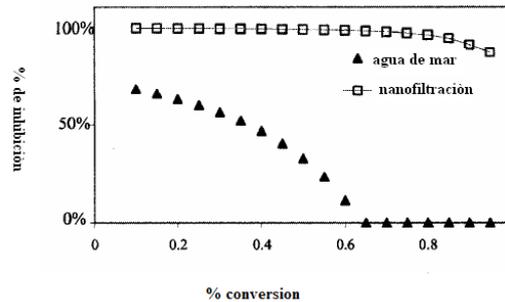


Fig. 3.5.2 Potencial de incrustación del  $\text{CaSO}_4$  entre alimentación de agua de mar y producto de nanofiltración. (Cortesía de M. A1-Shammiri\*, M. Ahmed, M. A1-Rageeb)

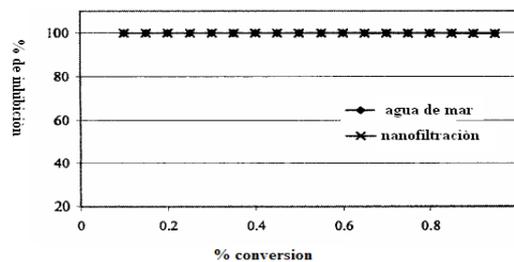


Fig. 3.5.3 Potencial de incrustación de Silica entre alimentación de agua de mar y producto de nanofiltración. (Cortesía de M. A1-Shammiri\*, M. Ahmed, M. A1-Rageeb)

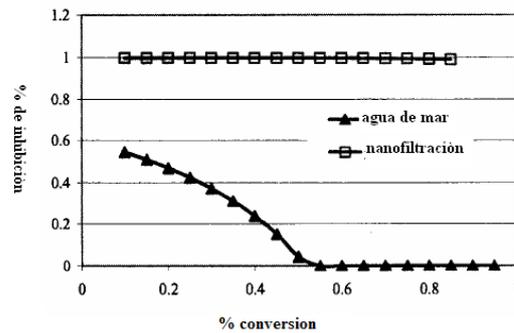


Fig. 3.5.4 Potencial de incrustación de  $\text{SrSO}_4$  entre alimentación de agua de mar y producto de nanofiltración. (Cortesía de M. A1-Shammiri\*, M. Ahmed, M. A1-Rageeb)

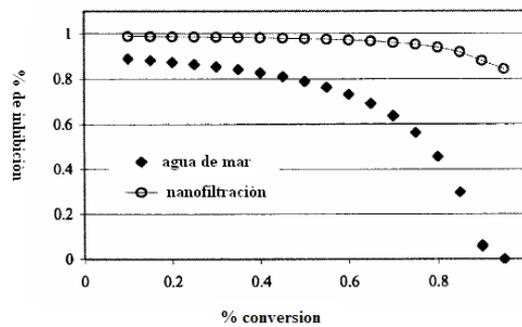


Fig. 3.5.5 Potencial de incrustación de  $\text{BaSO}_4$  entre alimentación de agua de mar y producto de nanofiltración. (Cortesía de M. A1-Shammiri\*, M. Ahmed, M. A1-Rageeb)

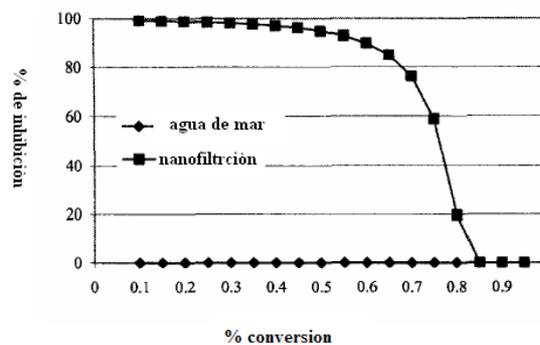


Fig. 3.5.6 Potencial de incrustación del  $\text{CaF}$  entre alimentación de agua de mar y producto de nanofiltración. (Cortesía de M. A1-Shammiri\*, M. Ahmed, M. A1-Rageeb)

El pH de alimentación fue modificado por la adición del ácido para obtener un pH de 6.5, el producto de nanofiltración es 7.85 %. La inhibición para el agua de producto de nanofiltración se incrementa de 25.46 % hasta 43.92% variando el pH (Fig. 3.5.7.), con pH de 5.66 el % inhibición esta cerca de cero en las conversiones de 85 %, por lo tanto cuando el pH de alimentación decrece el % de inhibición se incrementa, pero hay que tener en cuenta que cuando el pH es bajo se incrementa el riesgo de corrosión, y cuando el % de inhibición disminuye la conversión aumenta. Todo esto demuestra la confiabilidad del agua de producto de nanofiltración para MSF, incluso sin tratamiento ácido y sin cualquier antiincrustante.

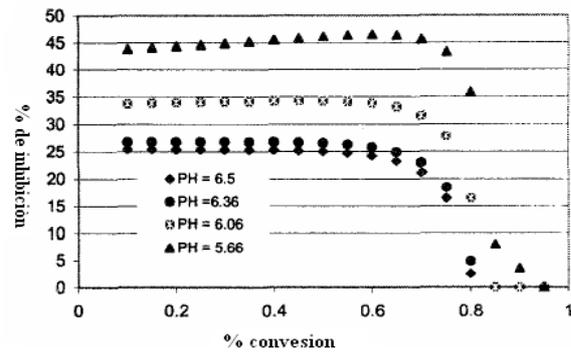


Fig. 3.5.7 Potencial de incrustación del  $\text{CaCO}_3$  a diferente pH después de la adición de un ácido para agua producto de nanofiltración. (Cortesía de M. A1-Shammiri\*, M. Ahmed, M. A1-Rageeb)

***CAPITULO 4***  
***OTROS METODOS***

## **4.1 Campos electromagnéticos**

### **4.1.1 Antecedentes del campo magnético como pretratamiento**

Los dispositivos de tratamiento magnéticos tienen una larga y controvertida historia, a pesar de que han demostrado su eficiencia en numerosas aplicaciones industriales, como reducir la deposición de la incrustación, eliminarla o producir una incrustación más suave. Muchos autores informan ahorro de energía, limpieza en el proceso y un menor tiempo de instalación de dispositivos de tratamiento magnético. Sin embargo, muy a menudo estas unidades son simplemente descartadas por su ineficacia y por esas razones no son examinadas en la literatura. Algunos utilizan electroimanes, mientras que otros solo usan arreglos de imanes permanentes. Otros están sujetos a la tubería, pero estos suelen tener campo magnético más bajo sobre la línea. Las aplicaciones exitosas se han producido en los sistemas de recirculación continua que permiten al tratamiento repetir el proceso del agua. En los casos anteriores los operadores de plantas a menudo describen una acumulación de la incrustación en zonas de bajo flujo del sistema. Estas incrustaciones han sido removidas durante períodos de tres a seis meses. La mayoría de los investigadores coinciden en que el efecto de antiincrustación resulta un cambio en el comportamiento de la cristalización, promoviendo la precipitación de la solución en lugar de la formación de impurezas. Estudios de laboratorio han detallado el aumento de la precipitación, tamaño de cristales y cambios morfológicos, retrasos de coagulación y una retención de las propiedades de antiincrustación del agua durante más tiempo después del tratamiento.

### **4.1.2 Campo magnético como pretratamiento**

Los átomos de Hidrógeno y de Oxígeno del agua tienen un centro positivo y negativo, respectivamente. Debido a que la distribución electrónica de la molécula de agua es asimétrica, se crea un momento de dipolo eléctrico. Las sales disueltas en el agua tales como el carbonato de calcio y el carbonato de magnesio existen disueltas como calcio y magnesio (carga positiva), donde los iones carbonato (carga negativa) son atraídos hacia las moléculas de agua. De acuerdo con la ley de Faraday, las partículas cargadas se moverán por un campo magnético con una velocidad perpendicular al campo, y crean un campo eléctrico perpendicular a la velocidad de la partícula. Si la concentración del ión, la velocidad, y la potencia magnética son suficientemente grandes, el efecto de Lorentz puede ser observado. Por lo tanto, siempre que un fluido conductor es pasado por un campo magnético bajo las condiciones correctas, una corriente eléctrica producida orientará eficazmente a las partículas suspendidas en la solución

La aplicación de los campos externos (eléctricos, magnéticos y ultrasónicos) para mejorar la operación de la membrana fue investigado a finales de 1950. En este ensayo se utilizó un campo eléctrico para evitar la deposición coloidal en una membrana, pero en última instancia, se consideró poco rentable debido al alto consumo energético. Estudios posteriores (en su mayoría llevados a cabo para la prevención de contaminantes de microfiltros) han sugerido, que el tipo de contaminante depende de la intensidad y la frecuencia del campo eléctrico, la concentración coloidal, tamaño de partícula, forma y

propiedades de la superficie. Para un máximo efecto los electrodos deben estar más cercanos a la membrana como sea posible, pero sin obstaculizar el flujo de fluidos.

La utilización de campos eléctricos con corriente directa sugiere que los mecanismos antiincrustante más frecuentes son la electroforesis (es decir, las partículas son impulsadas fuera de la membrana) y electroósmosis (es decir, el efecto ocurre en agua intersticial en la interfase agua/membrana). La investigación actual en esta área se dirige hacia el desarrollo de ánodos resistentes a la corrosión y para su posicionamiento óptimo de módulos comerciales. El último desarrollo sería una membrana de un material que actuaría como electrodo.

(John S. Baker, Simon J. Judd, y Simon A. Parsons, 1997) llevaron a cabo experimentos del efecto del campo magnético como se muestra en la figura fig. 4.3.1, el experimento se llevo a cabo a través de una sección de tubo de PVC removible sobre la línea, el tubo alberga cable galvanizado. La precipitación de la incrustaciones fue inducida por una dosis controlada de 0.1 M de NaOH en una solución fluida de cloruro de calcio y carbonato de sodio (anula 200ppm de  $\text{CaCO}_3$ ). Esto se realizó usando a  $15 \text{ M}\Omega$  ajustando el pH a 6.5 usando HCl al 37%. La dosis de NaOH aumenta el pH del agua de proceso, de  $11 \pm 0.1$  unidades. La potencia de campo magnético fue variable y se registro con un microscopio electrónico modelo N100 Oxford. La polaridad magnética y el cambio continuo de la densidad fue verificada usando instrumentos magnéticos. Existen dos puntos de aplicación de la dosis de NaOH, están antes y después del campo magnético como se muestra en la fig. 4.3.1.

Los experimentos se dividen en diferentes series experimentales, cada serie utiliza diferentes tiempos de contacto y diferentes velocidades. El objetivo es evaluar un diseño apropiado para pretratamiento de campo magnético al agua de alimentación, cada serie consta de dos corridas de control, en la primera serie de corridas no se aplicó el campo magnético. Cada corrida se llevó a cabo durante cinco horas y durante ese tiempo la temperatura y la dosis de NaOH fue cuidadosamente monitoreada. Después de cada experimento la incrustación precipitó en la sección del tubo, los cambios que se atribuyen al tratamiento magnético, se analizaron con el microscopio electrónico.

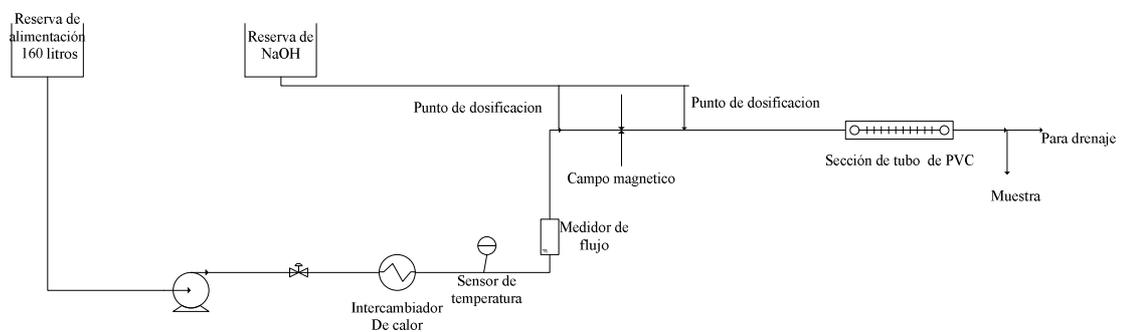


Fig. 4.1 Unidad de osmosis inversa con una sección de tubo removible de PVC

## 4.2 Congelación

### 4.2.1 Descripción del proceso de congelación

Enfriando agua desalada para formar cristales de hielo bajo condiciones controladas puede llegar a desalinizar agua. Antes que la masa total de agua llegue a congelarse, la mezcla es lavada y enjuagada para remover las sales en el agua remanente. El hielo entonces es derretido para producir agua fresca (Fig. 4.2).

En teoría, el congelamiento tiene ventajas sobre la destilación, que era la opción para desalinizar predominante en el tiempo en que se desarrolló la tecnología de congelamiento. Estas ventajas incluyen un menor requerimiento energético para un proceso de una sola etapa, un menor potencial de corrosión, y pocos problemas de precipitación. Una desventajas es que el proceso involucra la manipulación de mezcla de agua y hielo son mecánicamente complejas de manejar y procesar. Sin embargo, el alto costos de operación determina la baja competitividad de la tecnología de congelación.

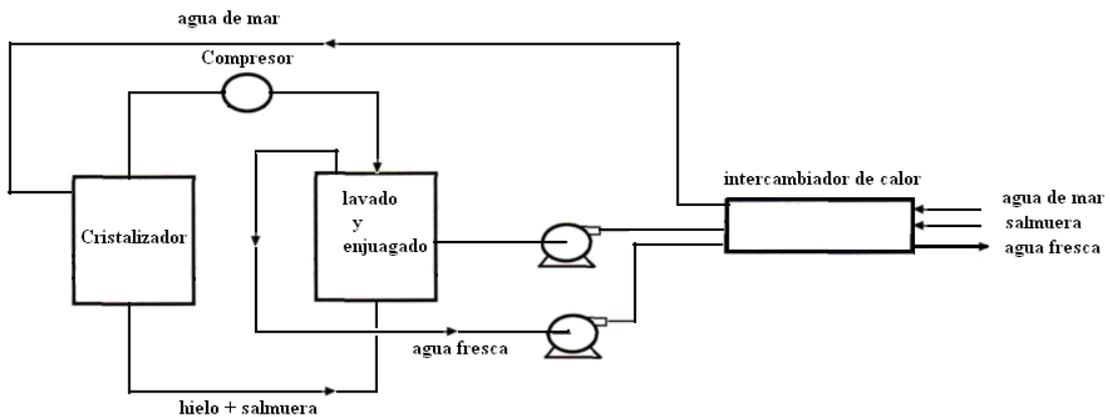


Fig. 4.2 Sistema de congelación

### 4.2.2 Temperaturas de pretratamiento por congelación

En la tabla 6.2 se muestran algunas sales y las temperaturas a la que precipitó cuando se utilizó congelación como pretratamiento (K.H. Nelson-1954).

Sólido	Temperatura ° C
$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	-19
$\text{NaCl} - 2\text{H}_2\text{O}$	-8.3
KCl	-22.9
$\text{MgCl}_2 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	-36
$\text{CaCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	-54
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	-22

Tabla 6.2 Temperaturas de pretratamiento por congelación

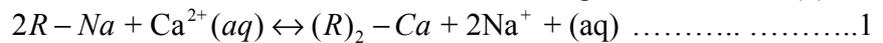
### 4.3 RESINAS DE INTERCAMBIO IÓNICO

Las resinas de intercambio iónico son materiales sintéticos, sólidos e insolubles en agua, que se presentan en forma de esferas o perlas de 0.3 a 1.2 mm de tamaño efectivo, aunque también las hay en forma de polvo, contienen sitios activos (también llamados grupos ionogénicos) con carga electrostática, positiva o negativa, neutralizada por un ion de carga opuesta (contraion).

#### 4.3.1 Proceso de intercambio iónico

El intercambio iónico es una reacción química reversible, que tiene lugar cuando un ión de una disolución se intercambia por otro ión de igual signo que se encuentra unido a una partícula sólida inmóvil. Este proceso tiene lugar constantemente en la naturaleza, tanto en la materia inorgánica como en las células vivas.

Las resinas de intercambio iónico poseen un radical fijo y un ión móvil o ión de sustitución. El ión móvil es el ión que es intercambiado por iones que desean eliminarse de la solución y este intercambio sólo funciona entre iones de igual carga eléctrica: cationes por cationes y aniones por aniones. En general las resinas de intercambio iónico operan en columnas, para favorecer el proceso de intercambio, parecido a la destilación o la destilación en bandejas. La reacción de intercambio se desplaza en el lecho de resina, generalmente hacia los niveles inferiores. Por ejemplo el intercambio entre el ion sodio,  $\text{Na}^+$ , que se encuentra en los sitios activos de la matriz R, y el ion calcio,  $\text{Ca}^{2+}$ , presente en la disolución haciendo contacto con dicha matriz como se ve en la siguiente reacción (1).



Una representación de lo que está sucediendo en los sitios activos de la resina se puede ver en esta figura 6.1.

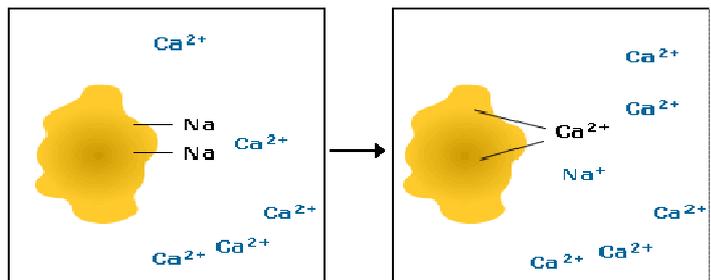


Fig. 4.3 intercambio iónico de sodio por calcio

La eficiencia de este proceso depende de factores como la afinidad de la resina por un ion en particular, el pH de la disolución si el grupo activo tiene carácter ácido y básico, la concentración de iones o la temperatura. Es obvio que para que tenga lugar el intercambio iónico, los iones deben moverse de la disolución a la resina y viceversa. Este movimiento se conoce como proceso de difusión. La difusión de un ion está en función de su dimensión, carga electrostática, la temperatura y también está influenciada por la estructura y tamaño de poro de la matriz. El proceso de difusión tiene lugar entre zonas de

distinta concentración de iones, de más concentrado a menos, hasta que tengan la misma concentración.

#### **4.3.2 Tipos de resinas de intercambio iónico según el grupo funcional**

**4.3.2.1 Resinas catiónicas de ácido fuerte:**  $\text{Ag}^+$ ,  $\text{Pb}^{2+}$ ,  $\text{Hg}^{2+}$ ,  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Cu}^{2+}$ ,  $\text{Ni}^{2+}$ ,  $\text{Cd}^{2+}$ ,  $\text{Zn}^{2+}$ ,  $\text{Fe}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{H}^+$

**4.3.2.2 Resinas catiónicas de sodio:** eliminan la dureza del agua por intercambio de sodio por el calcio y el magnesio.

**4.3.2.3 Resinas catiónicas de hidrógeno:** pueden eliminar todos los cationes (calcio, magnesio, sodio, potasio, etc.) por intercambio con hidrógeno.

**4.3.2.4 Resinas catiónicas de ácidos débiles:**  $\text{H}^+$ ,  $\text{Cu}^{2+}$ ,  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{Na}^+$

Eliminan los cationes que están asociados con bicarbonatos

**4.3.2.5 Resinas aniónicas de bases fuertes:**  $\text{CO}_3$ ,  $\text{SiO}_3$ ,  $\text{I}^-$ ,  $\text{HSO}_4^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{Br}^-$ ,  $\text{HSO}_3^-$ ,  $\text{NO}_2^-$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{F}^-$

Eliminan todos los aniones. Su uso se ha generalizado para eliminar aniones débiles en bajas concentraciones, tales como: carbonatos y silicatos.

**4.3.2.6 Resinas aniónicas de base débil:**  $\text{SO}_4$ ,  $\text{CRO}_4$ ,  $\text{NO}_3$ ,  $\text{I}^-$ ,  $\text{Br}^-$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{F}^-$

Eliminan con gran eficiencia los aniones de los ácidos fuertes, tales como sulfatos, nitratos y cloruros.

#### **4.3.3 Regeneración de las resinas de intercambio iónico**

La regeneración de las resinas de intercambio iónico es el proceso inverso del proceso de intercambio iónico y tiene por finalidad devolverle a la resina de intercambio iónico su capacidad inicial de intercambio. Esto se realiza haciendo pasar soluciones que contengan el ión móvil original, el cual se deposita en la resina y desaloja los iones captados durante el agotamiento.

Para la regeneración de las resinas de intercambio iónico se usa:

- Sal común (cloruro de sodio) para regenerar resinas catiónicas de ácidos fuertes.
- Ácido clorhídrico o ácido sulfúrico (depende del costo y de la eficiencia): para regenerar resinas catiónicas de ácidos fuertes y resinas catiónicas de ácidos débiles.
- Hidróxido de sodio o hidróxido de amonio: para regenerar resinas aniónicas de bases fuertes y resinas aniónicas de bases débiles.

La regeneración tiene dos inconvenientes importantes:

- El gasto económico para la regeneración. Puede reducirse reutilizándolo hasta que pierda su eficiencia aunque esta opción tampoco es del todo económica ya que implica establecer unas condiciones para su almacenaje.

- La generación de residuos, ya que después de regenerar el intercambiador se obtienen disoluciones altamente ácidas o básicas generalmente muy concentradas en metales que deben ser tratadas o eliminadas.

#### ***4.3.4 Vida útil de las resinas de intercambio iónico***

Después de una serie de ciclos de intercambio iónico las resinas de intercambio iónico sufren la pérdida de sitios de intercambio activo o sufren la rotura de los enlaces transversales de la resina, disminuyendo su capacidad de intercambio. Las resinas catiónicas fuertes primero pierden su capacidad de intercambio para captar cationes asociados a los ácidos fuertes y las resinas aniónicas fuertes disminuyen su capacidad de captar aniones débiles a baja concentración, tales como los carbonatos y silicatos. La mayoría de autores de la especialidad asignan una vida útil esperada de las resinas de intercambio iónico entre los 5 y los 10 años. Según la Empresa RHOM AND HASS (fabricante de resinas de intercambio iónico) las resinas aniónicas tienen una vida útil teórica de 70 a 300 m<sup>3</sup> de agua tratada por litro de resina y las resinas catiónicas de 200 a 1500 m<sup>3</sup> de agua tratada por litro de resinas; en ambos casos dependerá de la calidad del agua a tratar.

El tratamiento de una disolución con un intercambiador iónico se puede llevar a cabo mediante dos configuraciones distintas, en discontinuo o en columna.

#### ***4.3.5 Intercambio iónico en discontinuo***

En las operaciones en discontinuo, se mezcla el intercambiador y la disolución en un recipiente hasta que el intercambio de iones alcanza el equilibrio. Esta configuración no puede aplicarse para devolver el intercambiador a su forma iónica original, ya que el proceso de regeneración en discontinuo no es químicamente eficiente. Es necesario recuperar el intercambiador por decantación y transferirlo a una columna para proceder a su regeneración.

Este método, a pesar de ser muy eficiente, tiene pocas aplicaciones industriales.

#### ***4.3.6 Intercambio iónico en columna***

Esta configuración es la que se emplea más a menudo en los procesos de intercambio iónico. El intercambiador se coloca en el interior de una columna vertical, a través de la cual fluye la disolución a tratar. El proceso global consta de varias etapas que a continuación describiremos brevemente.

##### ***4.3.6.1 Empaquetamiento de la columna:***

Consiste en introducir el intercambiador en el interior de la columna evitando la formación de bolsas de aire entre sus partículas para así obtener un lecho uniforme

#### 4.3.6.2 Acondicionamiento del intercambiador:

En la etapa de acondicionamiento se procede a cambiar el contraion de la resina poniéndola en contacto con una disolución concentrada del ion que se desea tener. Una vez se ha conseguido este objetivo y la resina está en la forma iónica deseada, debe eliminarse el exceso de esta disolución lavando la resina con agua destilada.

#### 4.3.6.3 Etapa de carga:

En esta etapa tiene lugar el intercambio de iones entre la disolución a tratar y el intercambiador. La disolución a tratar se introduce en la columna y fluye gradualmente a través del intercambiador. Las condiciones de operación (velocidad de flujo, pH de la disolución etc.) dependerán del tipo de intercambiador utilizado, y es importante optimizarlas para obtener un buen rendimiento en cuanto a capacidad y selectividad.

#### 4.3.6.4 Etapa de regeneración:

La etapa de regeneración consiste en devolver el intercambiador saturado a su forma iónica inicial, empleando una disolución concentrada en el ion originariamente asociado al intercambiador (por ejemplo, un ácido mineral para una resina ácida fuerte). Esta etapa es importante en el proceso de intercambio iónico ya que el buen funcionamiento del intercambiador en sucesivos procesos de carga depende de una regeneración eficiente.

Para obtener el máximo rendimiento de esta etapa es importante optimizar parámetros como la concentración y volumen de disolución regenerante así como la velocidad de flujo.

### 4.3.7 Modos de operación en el intercambio iónico en columna

#### 4.3.7.1 Intercambio iónico en columna con regeneración por la parte superior

En los procesos de intercambio iónico en columna se puede trabajar de dos modos:

1. Las disoluciones de carga y de regeneración se introducen siempre por la parte superior de la columna (fig. 4.4).

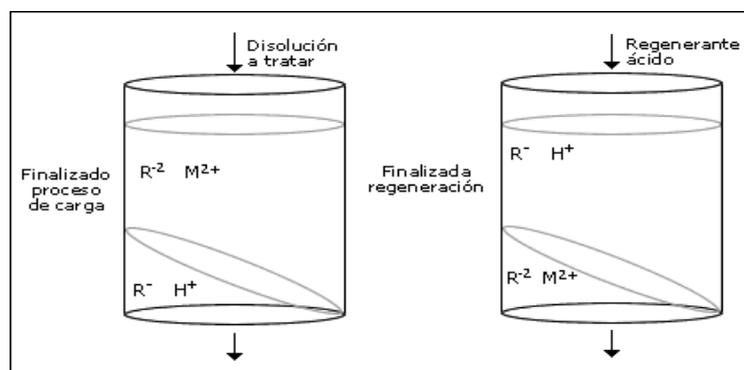


Fig. 4.4 Intercambio iónico en columna con regeneración por la parte superior

#### 4.3.7.2 Intercambio iónico en columna con regeneración por la parte inferior

2. El regenerante se introduce en dirección opuesta a la disolución de carga, es decir, por la parte inferior de la columna. Este proceso se denomina, proceso en contracorriente.

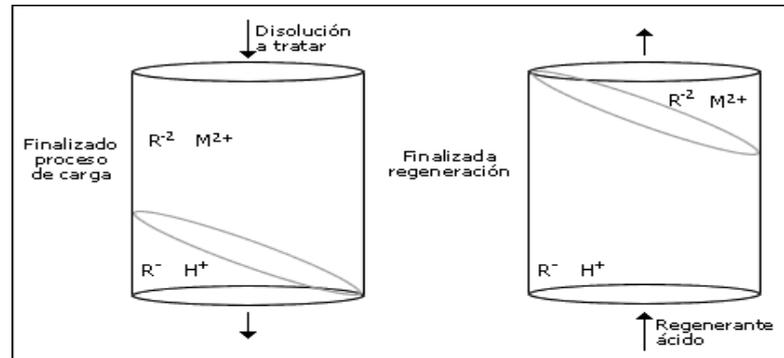


Fig.4.5 Intercambio iónico en columna con regeneración por la parte inferior

El procedimiento más habitual es el primero, ya que supone un equipamiento más barato que el segundo. No obstante, este modo de operación utiliza el regenerante menos eficientemente que el proceso en contracorriente. En éste, al pasar el regenerante de abajo a arriba, se fluidiza el lecho de intercambiador, de manera que se aumenta la superficie de contacto, la regeneración es más rápida y se necesita menos volumen de regenerante.

***CAPÍTULO 5***

***OPERACIÓN DEL PROCESO  
DESALADOR DE DESTILACIÓN DE  
EFECTO MULTIPLE (MED)***

---

## **5.1 PROCESO DE DESTILACIÓN EN MÚLTIPLES EFECTOS (MED)**

### **5.1.1 DESCRIPCIÓN GENERAL**

Este sistema consiste en un número “n” de evaporadores de tubos verticales u horizontales que constituyen los diferentes efectos, además de una serie de precalentadores de alimentación, uno de los cuales puede ser un condensador final, como es el caso que se describe a continuación. El agua de mar se hace pasar por el condensador de rechazo de calor, calentándose mediante la condensación del vapor de alta presión. Al salir de la última etapa de esta sección, el agua de mar se divide en dos corriente, la mayor de las cuales (80%) es descargada del sistema como agua de refrigeración. El resto (20%) del agua se bombea como alimentación al siguiente grupo de efectos. El agua no evaporada de un grupo de efectos es alimenta en forma de lluvia sobre los tubos evaporadores del siguiente grupo de efectos. Esto se repite sucesivamente hasta llegar a los efectos más calientes, donde el agua concentrada (salmuera) es evacuada del sistema. En cada uno de los efectos tiene lugar la evaporación y condensación. El vapor del primer grupo se alimenta directamente del vapor de la central térmica. Los grupos siguientes se alimentan del vapor producido en el grupo anterior.

El condensado producido en cada uno de los efectos constituye la corriente de agua producto. La fuente de energía del sistema es vapor exterior a la temperatura que entra al primer efecto donde condensa pudiéndose devolver el condensado a la caldera, o bien mezclarse con el agua producto. El agua se pulveriza sobre los tubos donde circula el vapor. Sobre ellos se produce la evaporación. Esto produce a su vez la condensación del vapor dentro de los tubos. Adicionalmente se produce también una cierta cantidad de vapor por el efecto flash dentro de cada cámara. El vapor que se genera en la primera cámara se introduce en el primer precalentador de alimentación donde condensa parcialmente y luego pasa a los tubos de la siguiente cámara donde condensa internamente al ser rociado con agua, produciéndose a su vez vapor en la cámara. Este efecto es acentuado con cierto efecto de vacío.

El agua no evaporada dentro de las cámaras se alimenta al segundo efecto en el que nuevamente se vierte sobre el haz de tubos que contienen el vapor de agua producido en la primera etapa. El vapor dentro de los tubos condensa transformándose en agua producto y así sucesivamente. El vapor producido en el último efecto se introduce en el condensador final donde condensa y se mezcla con el producto ó destilado. En este caso no hay efecto flash. La salmuera del último efecto se descarga como rechazo al mar. El destilado de cada efecto se va uniendo a los anteriores para formar el total del producto. El paso de agua de un efecto a otro va acompañado de evaporación súbita (flash) debido a la reducción de presión. Así, la parte de agua que abandona un efecto a la temperatura de ebullición correspondiente, se evapora por flash cuando se encuentra expuesta en el siguiente efecto a una presión de vapor menor. El efecto multiflash se consigue concatenando los procesos.

Otro sistema de evaporación MED consiste el alimentar el agua de mar directamente a los efectos sin necesidad de realizar el precalentamiento de la misma. Después de actuar de refrigerante en el condensador final el agua de mar es alimentada a los efectos más fríos.

El agua no evaporada en estos fríos se alimenta al grupo siguiente de efectos calientes y así sucesivamente. Los fundamentos para el diseño de un sistema de evaporación MED se basan en el caudal de circulación necesaria para obtener una determinada producción. El caudal de aportación necesario estará en función del calor aportado por la fuente exterior y la relación de alimentación será menor cuanto mayor sea este caudal y el evaporador tenga mayor número de etapas. Una diferencia importante con los sistemas MSF, es que el radio económico (producción de vapor/calor utilizado) en los MED depende en gran medida del número de etapas al contrario que en MSF donde prácticamente es independiente. En MED la economía va ligada al número de efectos.

A las más altas temperaturas o concentraciones de salmuera, la formación de incrustaciones se da por dentro y por fuera de la superficie del tubo. Lo cual resulta en lo siguiente:

- Disminución del área de flujo disponible dentro de los tubos, lo que causa el aumento en la caída de presión y en la energía de bombeo.
- Incremento en la resistencia térmica para la transferencia de calor.

. Las ventajas del sistema

- Eficiente distribución de agua y tubo húmedo.
- Altas tasas de transferencia de calor.
- Ausencia de parches secos.
- Poca formación de sarro y daño en los tubos.
- Eficiente separación de vapores y gases no condensables.
- Ventilación apropiada de los gases no condensables.
- Monitoreo simple de incrustaciones y ensuciamiento.

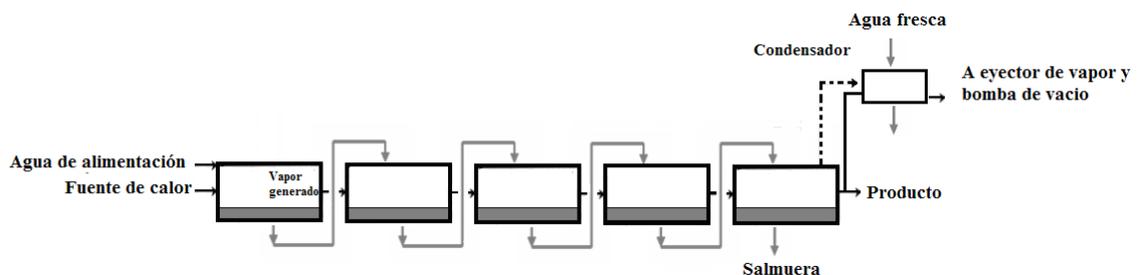


Figura 5.1 Sistema MED

La entrada de agua de mar fluye dentro del condensador del último efecto a una tasa de flujo de  $M_{CW} + M_f$ . Esta corriente absorbe el calor latente de los vapores formados en el último efecto y en la cámara de evaporación instantánea. La corriente de agua de mar es calentada de la temperatura de entrada,  $T_{CW}$ , a la temperatura más alta,  $T_f$ . La función de enfriar el agua de mar,  $M_{CW}$ , es remover el exceso de calor añadido en el primer efecto por motivo del vapor. En el último efecto, este calor es equivalente al calor latente de ebullición del vapor. Por otra parte, la alimentación de agua de mar,  $M_f$ , es

calentada por la evaporación del vapor formado en el último efecto y el agua asociada a la cámara de evaporación. El enfriamiento de agua de mar,  $M_{CW}$ , es regresado al mismo. La alimentación de agua de mar  $M_f$ , es químicamente tratada, y bombeada a través de una serie de precalentadores. La temperatura del agua de alimentación aumenta de  $T_f$  a  $t_2$ , como este fluye dentro de los tubos de los precalentadores. El calentamiento del agua de mar de alimentación es hecha para condensar los vapores de evaporación instantánea de los efectos,  $d_j$ , y las cámaras de evaporación,  $\bar{d}_j$ . El agua de alimentación,  $M_f$ , deja el último precalentador (asociado con el segundo efecto) y es rociado dentro del primer efecto. Es importante notar que el precalentador del primer efecto es integrado en el intercambiador de calor del efecto. Esto es debido a que no hay cámara de evaporación instantánea en el primer efecto o emisión de vapores dentro del efecto. El rocío de salmuera forma una película delgada en torno a los tubos horizontales. La temperatura de salmuera se eleva hasta la temperatura de ebullición,  $T_1$ , la cual corresponde a la presión de vapor del espacio. La temperatura de saturación del vapor formado,  $T_{V1}$ , es menor que la temperatura de ebullición de la salmuera por la elevación del punto de ebullición,  $(BPE)_1$ .

Una pequeña porción de vapor,  $D_1$ , es formado por ebullición en el primer efecto. La salmuera restante,  $M_f - D_1$ , fluye dentro del segundo efecto, el cual opera a la temperatura y presión más bajas. El vapor es formado en los efectos 2 a  $n$  mediante dos mecanismos diferentes, ebullición y evaporación instantánea. La cantidad de vapor formado por ebullición es  $D_j$  y la cantidad formada por evaporación instantánea es  $d_j$ . La evaporación instantánea ocurre en los efectos 2 al  $n$  porque la temperatura de salmuera que fluye del efecto previo,  $T_{j-1}$ , es más alta que la temperatura de saturación del siguiente efecto,  $T_{Vj}$ , por lo tanto el vapor de la evaporación instantánea es dictado por el efecto de equilibrio. En el efecto 2 al  $n$ , la temperatura del vapor formado por evaporación instantánea  $T'_{Vj}$ , es menor que la temperatura del efecto de ebullición,  $T_j$ , por la elevación del punto de ebullición  $(BPE)_j$  y las condiciones de no equilibrio  $(NEA)_j$ . En la cámara de evaporación instantánea, una pequeña cantidad de vapores de la evaporación instantánea,  $\bar{d}_j$ , es formada con una temperatura igual a  $T''_{Vj}$ . Esta temperatura es menor que la temperatura del vapor de condensación en el efecto  $j$ ,  $T_{cj}$ , por las condiciones de no equilibrio  $(NEA)'_j$ .

El vapor vivo,  $M_s$ , extraído de una caldera externa dirige la formación de vapor en el primer efecto. El vapor formado por ebullición en el primer efecto,  $D_1$ , es usado para manejar el segundo efecto, el cual opera a una temperatura de saturación menor,  $T_2$ . La reducción en la temperatura del vapor es causada por el incremento en el punto de ebullición, condiciones de no equilibrio, y pérdidas causadas por reducción en la presión de saturación del vapor por las pérdidas por fricción en el aireador, líneas de transmisión y durante la condensación. Estas pérdidas pueden ser representadas como una resistencia extra para el flujo de calor entre el vapor de condensación y la salmuera de ebullición. Por

lo tanto es necesario incrementar el área de transferencia de calor para contar las pérdidas. La cantidad de vapor formado en el efecto  $j$ , es menor que la cantidad formada en el efecto previo. Esto es debido al incremento en el calor latente de vaporización con el decremento en la temperatura de evaporación.

El condensador y los calentadores de salmuera deben ser proporcionados con buenas ventilaciones, primero para la purga durante la puesta en marcha y posteriormente para remover los gases no condensables, los cuales podrían haber sido introducidos en la alimentación o en la extracción a través de las filtraciones en el sistema. La presencia de los gases no condensables no solo impide el proceso de transferencia de calor, pues también reduce la temperatura a la cual el vapor se condensa para cierta presión. Esto ocurre parcialmente debido a que la presión parcialmente reducida de vapor en una película de gas es pobremente conducida a la interfaz. Para contribuir a conservar la economía del vapor de ventilación es usualmente extraído del vapor del cofre de un precalentador a un vapor del cofre de otro adyacente. Los efectos operan arriba de la presión atmosférica son usualmente ventilados a la atmosfera. Los gases no condensables siempre son saturados con vapor. La ventilación para el último paso debe ser un equipo de producción de vacío para comprimir los gases no condensables hacia la atmosfera. Esto es usualmente un eyector de chorro de vapor si el vapor de alta presión está disponible. Los eyectores de vapor de chorro son relativamente baratos pero también en cierta medida ineficientes. Ya que el vacío se mantiene en el último efecto, la salmuera no evaporada, fluye por sí misma de efecto a efecto y únicamente es requerida una bomba de descenso en el último efecto.

Resumen de los diferentes procesos que tienen lugar en cada efecto, la cámara de evaporación instantánea asociada y el precalentador de alimentación es mostrado en la figura 5.2. Como se muestra, la salmuera permite que disminuya la cantidad de vapor formado por ebullición,  $D_j$ , y por evaporación instantánea,  $d_j$ , el caudal de destilado permite que la cámara de evaporación incremente la cantidad de vapores condensados del efecto previo,  $D_{j-1}$  y  $d_{j-1}$ . La concentración de la salmuera se incrementa de  $X_{j-1}$  a  $X_j$  en la formación de vapor. Las temperaturas del efecto y de la cámara de evaporación instantánea disminuyen de  $T_{j-1}$  a  $T_j$  y de  $T'_{j-1}$  a  $T'_j$ , respectivamente.

La comparación de los procesos de diseño para MSF y MED, muestra que MSF es un caso especial del proceso MED. Esto ocurre cuando la totalidad del vapor formado es usado para precalentar la alimentación en los precalentadores y no es dejado para los tubos evaporadores. En este caso, el primer efecto, la cámara de evaporación instantánea, y el fondo del condensador de MED remplazan al calentador de salmuera, los recipientes de recolección de destilado y la sección de rechazo de calor del MSF, respectivamente.



- El agua de mar de alimentación esta a la temperatura de saturación del primer efecto.
- Igualdad en las cargas térmicas en todos los efectos.
- Los vapores formados están libres de sal.
- La fuerza motriz para la transferencia de calor en el efecto es igual a la diferencia de temperaturas entre la condensación y la evaporación.
- Las pérdidas de energía a los alrededores son insignificantes.

El número de ecuaciones de balance de masa y energía, las cuales pueden ser escritas para cada efecto, es 3. Esto supone que el agua de mar es modelada como una mezcla binaria de agua fresca y sal. Además hay n ecuaciones para la tasa de transferencia de calor en cada efecto, el cual relaciona el efecto de la carga térmica en el área, coeficiente global de transferencia de calor, temperatura de fuerza motriz. Por lo tanto, un total de 4 x n ecuaciones son usadas para obtener los perfiles del caudal, concentración, y temperatura a través de los efectos así como los efectos del área de transferencia de calor. Los valores desconocidos son los siguientes:

Caudal de la Salmuera, $B_1, B_2, \dots, B_{n-1}, B_n$	(n desconocidas)
Concentración de la Salmuera, $X_1, X_2, \dots, X_{n-1}$	(n-1 desconocidas)
Caudal de destilado $D_1, D_2, \dots, D_{n-1}, D_n$	(n desconocidas)
Temperatura de efecto $T_1, T_2, \dots, T_{n-1}$	(n-1 desconocidas)
Tasa de flujo de vapor	(1 desconocido)
Área de transferencia de calor	(1 desconocido)
-----	
Total = (4n) desconocidas	

La solución de las ecuaciones para determinar las variables, requiere la especificación de los siguientes parámetros:

- Temperatura de vapor vivo,  $T_s$ .
- Temperatura de vapor en el efecto n,  $T_n$ .
- Concentración de sal en el flujo de salmuera del efecto n,  $X_n$ .
- Concentración de sal en el flujo de alimentación,  $X_f$ .
- Caudal total de destilado,  $M_d$ .

La totalidad de las ecuaciones de balance de masa y sal son escritas para determinar el caudal del efecto n,  $B_n$ , y el caudal de la alimentación,  $M_f$ . Estas ecuaciones son:

$$M_f = M_d + B_n \dots\dots\dots 1$$

$$X_f M_f = X_n B_n \dots\dots\dots 2$$

Substituyendo 1 en 2 y eliminando  $M_f$  tenemos:

$$B_n = (X_f / (X_n - X_f)) M_d \dots\dots\dots 3$$

Todas las variables en el lado derecho de la ecuación 3 son previamente especificados, por lo tanto, el valor de  $B_n$  puede ser calculado. El balance general, la ecuación 1, es usada para determinar  $M_f$ . Los cálculos de  $B_n$  y  $M_f$  son hechos únicamente una vez, por lo que no están incluidos en la siguiente secuencia de iteraciones.

**5.2.1.1 Perfiles de temperatura**

La carga térmica en todos los efectos es tomada como constante, por lo tanto

$$Q_1=Q_2=\dots=Q_{n-1}=Q_n \dots\dots\dots 4$$

con

$$Q_1=M_s\lambda_s, \text{ para el primer efecto} \dots\dots\dots 5$$

$$Q_i=D_i\lambda_{vi}, \text{ para los efectos 2 al n} \dots\dots\dots 6$$

Donde,  $Q$ , es la carga térmica,  $M_s$  es el flujo másico de vapor vivo,  $D_i$  es el flujo de destilado en el efecto  $i$ ,  $\lambda_s$  el calor latente del vapor a  $T_s$ , y  $\lambda_{vi}$  es el calor latente de los vapores formados en  $(T_i - \Delta T_{loss})$ , y el subíndice  $i$ ,  $s$ , y  $v$ , definen efecto  $i$ , el vapor, y el vapor formado respectivamente. La carga térmica en cada efecto también puede ser definida en términos del área de transferencia de calor en el efecto,  $A$ , la temperatura motriz,  $\Delta T$ , y el coeficiente global de transferencia de calor,  $U$ . Esto es

$$Q_i=A_iU_i\Delta T_i \dots\dots\dots 7$$

Donde el área de transferencia de calor y la carga térmica son iguales para todos los efectos, entonces

$$Q_1/A_1=Q_2/A_2=\dots=Q_{n-1}/A_{n-1}=Q_n/A_n \dots\dots\dots 8$$

De 7 y 8, la siguiente identidad también se aplica

$$U_1\Delta T_1=U_2\Delta T_2=\dots=U_{n-1}\Delta T_{n-1}=U_n\Delta T_n \dots\dots\dots 9$$

El total de la caída de temperatura a través de los efectos que se define como

$$\Delta T=T_s-T_n \dots\dots\dots 10$$

Donde  $T_s$  y  $T_n$  son las temperaturas del vapor vivo y el vapor formado en el ultimo efecto,  $n$ . Esta caída es también igual a la suma de las caídas de temperatura por efecto, o

$$\Delta T=\Delta T_1+\Delta T_2+\dots+\Delta T_{n-1}+\Delta T_n \dots\dots\dots 11$$

Las ecuaciones 9 a la 11 pueden utilizarse para definir  $\Delta T_1$  en términos del coeficiente global de transferencia de calor y la caída total de temperatura en todos los efectos. De 9,  $\Delta T_2$  puede ser expresada en términos de  $\Delta T_1$  por

$$\Delta T_2 = \Delta T_1 U_1 / U_2 \dots \dots \dots 12$$

También  $\Delta T_3$  puede ser expresada en términos de  $\Delta T_2$  por

$$\Delta T_3 = \Delta T_1 U_1 / U_2 U_2 / U_1 \dots \dots \dots 13$$

Lo cual simplifica  $\Delta T_3 = \Delta T_1 U_1 / U_3$ . Lo mismo aplica para todos los otros efectos y esta relación general nos lleva a

$$\Delta T_i = \Delta T_1 U_1 / U_i \dots \dots \dots 14$$

Substituyendo el resultado obtenido en la ecuación 14 en la ecuación 11 tenemos

$$\Delta T = \Delta T_1 U_1 (1/U_1 + 1/U_2 + \dots + 1/U_{n-1} + 1/U_n) \dots \dots \dots 15$$

La ecuación 15 es reescrita de la siguiente manera

$$\Delta T_1 = \frac{\Delta T_t}{U \sum_{i=1}^n \frac{1}{U_i}} \dots \dots \dots 16$$

La caída de temperatura puede ser obtenida de las ecuaciones 14 y 16. El perfil de temperaturas actual es posteriormente calculado para las siguientes relaciones. En el primer efecto tenemos

$$T_1 = T_s - \Delta T_1 \dots \dots \dots 17$$

Y en los efectos 2 al n

$$T_i = T_{i-1} - \Delta T_1 U_1 / U_i \dots \dots \dots 18$$

El cálculo para el perfil de temperaturas de las ecuaciones 17 y 18 requiere especificación de los coeficientes de transferencia de calor globales,  $U_i$ .

**5.2.1.2 Perfiles de concentración de sal y caudal de salmuera y destilado**

Los caudales de destilado son obtenidos de los siguientes balances y las cargas térmicas, ecuación 6,

$$M_d = D_1 + D_2 + \dots + D_{i-1} + D_n \dots \dots \dots 19$$

$$D_i \lambda_{vi} = D_{i-1} \lambda_{vi-1}, \text{ para los efectos 2 al n.} \dots \dots \dots 20$$

La ecuación 20 es usada para expresar los valores de  $D_i$  (para  $i=2$  a  $n$ ) en términos de  $D_1$ , donde

$$D_2 = D_1 \lambda_{v1} / \lambda_{v2}, \text{ y}$$

$$D_3 = D_2 \lambda_{v2} / \lambda_{v3} = D_1 (\lambda_{v1} / \lambda_{v2}) (\lambda_{v2} / \lambda_{v3}) = D_1 \lambda_{v1} / \lambda_{v3}$$

Una fórmula general recursiva llega a

$$D_i = D_1 \lambda_{v1} / \lambda_{vi}, \text{ con } i= 2 \text{ a } n, \dots \dots \dots 21$$

Substituyendo la ecuación 21 en la ecuación 19 tenemos

$$M_d = D_1 + D_1 \lambda_{v1} / \lambda_{v2} + \dots + D_1 \lambda_{v1} / \lambda_{vn-1} + D_1 \lambda_{v1} / \lambda_{vn} \dots \dots \dots 22$$

La ecuación 21 es posteriormente reescrita para obtener una expresión para  $D_1$

$$D_1 = M_d / (\lambda_{v1} (1/ \lambda_{v1} + 1/ \lambda_{v2} + \dots + 1/ \lambda_{vn-1} + 1/ \lambda_{vn})) \dots \dots \dots 23$$

La fórmula recursiva de 21 es posteriormente usada para obtener el caudal de destilado en otros efectos

$$\begin{aligned} D_2 &= D_1 \lambda_{v1} / \lambda_{v2} \\ D_3 &= D_1 \lambda_{v1} / \lambda_{v3} \\ D_n &= D_1 \lambda_{v1} / \lambda_{vn} \end{aligned}$$

El caudal de salmuera en el primer efecto puede ser obtenido de

$$B_1 = M_f - D_1 \dots \dots \dots 24$$

En los efectos 2 al  $n$ , esto es dado por

$$B_i = B_{i-1} - D_i \dots \dots \dots 25$$

Balances de sal similares en el primer efecto y en los efectos 2 a  $n$  son escritos para obtener  $X_1$  y  $X_2$

$$\begin{aligned} &\text{a } X_n. \\ X_1 &= X_f M_f / B_1 \dots \dots \dots 26 \end{aligned}$$

$$X_i = X_{i-1} B_{i-1} / B_i \dots \dots \dots 27$$

**5.2.1.3 Área de transferencia de calor**

Las áreas de transferencia de calor en los efectos 1 a  $n$  deben ser calculadas para checar la hipótesis básica del modelo, es decir, las áreas de transferencia de calor serán iguales. El área de transferencia de calor en el primer efecto es dada por:

$$\Delta_i = \frac{D_{1\lambda v1}}{U_1(T_S - T_1)} \dots\dots\dots 28$$

$$A_i = \frac{D_{1\lambda v1}}{U_1(T_i - \Delta T_{loss})} \dots\dots\dots 29$$

La  $\Delta T_{loss}$  de la ecuación anterior corresponde a las pérdidas termodinámicas en cada efecto y su valor podría variar de 0.5 – 3 °C.

**5.2.1.4 Criterio de convergencia y arreglo para una nueva iteración**

El criterio de convergencia es basado en la máxima diferencia en las áreas de transferencia de calor. Esto es dado por

$$\Delta A_{max} = Max(A_{i+1} - A_i), con i = 1, n - 1 \dots\dots\dots 30$$

Si  $\Delta A_{max}$  es mejor que la tolerancia especifica de iteración, entonces las iteraciones continuaran. La tolerancia de iteración podría ser especificada como un número grande, es decir, 1 m<sup>2</sup>, si un número pequeño de iteraciones (1 o 2) son necesarias. Sin embargo, si es requerida gran exactitud, entonces una tolerancia más pequeña es especificada, es decir, 0.1 o 0.001 m<sup>2</sup>.

Si el error es mayor que la tolerancia, entonces una nueva estimación para  $\Delta T_i$  es hecha

$$\Delta T_i = \Delta T_i \frac{A_i}{A_m} \dots\dots\dots 31$$

Donde  $A_m$  es el área promedio de transferencia de calor y es obtenida de

$$A_m = \frac{\sum_{i=1}^n A_i}{n} \dots\dots\dots 32$$

Las iteraciones continúan calculando

El perfil de temperatura,  $T_i$ , en los efectos 1 a n de las ecuaciones 17 a 19.

El caudal de destilado en el primer efecto,  $D_1$ , ecuación 23.

El caudal de destilado en los efectos 2 a n,  $D_i$ , ecuación 21.

El caudal de salmuera en el primer efecto,  $B_1$ , ecuación 24.

El caudal de salmuera en los efectos 2 a n,  $B_i$ , ecuación 25.

La concentración de sal en el primer efecto,  $X_1$ , ecuación 26.

La concentración de sal en los efectos 2 a n,  $X_i$ , ecuación 27.

El área de transferencia de calor en los efectos 1 a n,  $A_i$ , ecuaciones 28 y 29.

El criterio de convergencia, ecuación 30, es posteriormente checado y las iteraciones continúan hasta que esto es logrado. Alcanzar la solución final es seguido por el cálculo de las características de rendimiento del sistema, es decir, rendimiento, área de transferencia de calor y el caudal específico del agua de enfriamiento.

### 5.2.1.5 Parámetros de Rendimiento

El rendimiento, PR, es definido como la relación del caudal de destilado ( $M_d$ ) y el vapor vivo ( $M_s$ ). Esto es:

$$PR = \frac{M_d}{M_s} \dots\dots\dots 33$$

El vapor del gasto másico,  $M_s$ , es obtenido de la suposición de las cargas térmica iguales, donde:

$$M_s = D_1 \frac{\lambda_{v1}}{\lambda_s} \dots\dots\dots 34$$

El área de transferencia de calor específico es:

$$sA = \frac{\sum_{i=1}^n A_i + A_c}{M_d} \dots\dots\dots 35$$

Donde  $A_i$  es el área de transferencia de calor en el efecto i y  $A_c$  es el área de transferencia de calor del condensador, la cual es obtenida de:

$$A_c = \frac{Q_c}{U_c(LMTD)_c} \dots\dots\dots 36$$

$(LMTD)_c$  es definido como:

$$(LMTD)_c = \frac{T_f - T_{cw}}{\ln \frac{T_n - T_{cw}}{T_n - T_f}} \dots\dots\dots 37$$

Donde  $T_{wc}$  es la temperatura de la toma del agua de mar,  $T_f$  es la temperatura de salida agua de mar, y  $T_n$  es la temperatura de condensación de vapor formado en el último efecto. La carga térmica del condensador es calculada de:

$$Q_c = D_n \lambda_{vn} \dots\dots\dots 38$$

El caudal del agua de enfriamiento específico es definido como:

$$sM_{cw} = \frac{M_d}{M_{cw}} \dots\dots\dots 39$$

Donde  $M_{cw}$  es el caudal del agua de enfriamiento y es obtenido del balance de energía del condensador

$$D_n \lambda_{v_{n=}} (M_f + M_{cw}) C_p (T_f - T_{cw}) \dots \dots \dots 40$$

Debe notarse que  $T_f$  es la temperatura del agua de mar de alimentación entrando al precalentador asociado al efecto n-1.

**5.3 Modelo matemático detallado del proceso MED**

El modelo del estado de equilibrio del proceso EME incluye un conjunto de balances de masa y energía, ecuaciones de transferencia de calor y ciertas relaciones termodinámicas.

Las principales características del modelo son las siguientes:

- Mantiene constantes las áreas de transferencia de calor en los evaporadores y los calentadores del agua de alimentación. Es común en la industria, la necesidad de reducir los costos de construcción, almacenamiento de piezas de repuesto, y mantenimiento.
- Se consideran las fugas de vapor en el sistema de ventilación.
- Toma en consideración variaciones en las pérdidas termodinámicas dentro del sistema. Esto incluye la elevación del punto de ebullición, las consideraciones de no equilibrio dentro de los evaporadores y las cámaras de evaporación instantánea, la temperatura de depresión correspondiente a la caída de presión en el aireador, líneas de transmisión, y durante el proceso de condensación.
- Incluye el efecto de la temperatura de ebullición, la velocidad de la salmuera dentro de los tubos de los calentadores del agua de alimentación, material del que está hecho el tubo, la geometría del conjunto de tubos en el área de transferencia de calor requerida.
- Toma en consideración los efectos de la temperatura y la salinidad en las propiedades físicas del agua, tales como el calor latente, capacidad calorífica, densidad, conductividad térmica, y viscosidad.
- Sostiene el efecto de los gases no condensables en el coeficiente de transferencia de calor dentro de los evaporadores y los calentadores de la alimentación.

Las suposiciones utilizadas en el modelo son:

- El vapor formado en los efectos no contiene sal.
- Las pérdidas de energía de los efectos a los alrededores son despreciables. Esto es debido a que la operación es a temperaturas relativamente bajas, entre 100 – 40 °C, y los efectos están correctamente aislados.
- La eficiencia de la transferencia de calor en el cambio de unidades, lo cual incluye evaporadores, condensadores y precalentadores, son tomadas como constantes.
- Las propiedades físicas de distintas corrientes se calculan a la temperatura promedio de flujos de entrada y de salida.

El modelo matemático es dividido en tres partes, las cuales incluyen balances de masa, balances de energía, y ecuaciones de transferencia de calor. Además, el modelo incluye ecuaciones para el coeficiente de transferencia de calor, pérdidas termodinámicas, y propiedades físicas.

**5.3.1 Balances de masa**

Los balances de masa y sal son dados por

$$M_f = M_d + M_b \dots\dots\dots 41$$

$$M_b = M_f \left( \frac{x_f}{x_b} \right) \dots\dots\dots 42$$

Donde M es el gasto másico, X es la concentración de sal, y los subíndices b, d, y f denotan a la salmuera, el destilado, y el agua de mar de alimentación. La tasa de flujo total de destilado, M<sub>d</sub>, es definida por

$$M_d = \sum_{n=1}^k D_k + \sum_{k=2}^n d_k \dots\dots\dots 43$$

Donde D y d son las cantidades de vapor formado por ebullición y evaporación instantánea respectivamente, y los subíndices k y n definen el número del efecto y la cantidad total de efectos. La diferencia del total de la alimentación de agua de mar, M<sub>f</sub>, y la cantidad de vapor formado en el primer efecto, D<sub>1</sub>, da el caudal de salmuera dejando el primer efecto

$$B_1 = M_f - D_1 \dots\dots\dots 44$$

Para los efectos 2 a n, el caudal de salmuera dejando al efecto j es dado por

$$B_j = M_f - \sum_{k=1}^j D_k - \sum_{k=2}^j d_k \dots\dots\dots 45$$

En las ecuaciones 44 y 45 está el caudal de la salmuera. El balance de sal en el flujo de salmuera dejando al primer efecto y a los efectos 2 a n es

$$X_1 = \frac{M_f x_f}{M_f - D_1} \dots\dots\dots 46$$

$$X_j = \frac{M_f x_f}{M_f - \sum_{k=1}^j D_k - \sum_{k=2}^j d_k} \dots\dots\dots 47$$

5.3.2 *Balances de energía*

En el primer efecto, el calor latente del vapor de condensado es usado para incrementar la temperatura de alimentación de agua de mar de  $t_2$  a la temperatura de ebullición  $T_1$  y proporciona el calor requerido para evaporar una masa de vapor controlada,  $D_1$  a  $T_1$ . Esto nos da

$$T'_j = T_j + (NEA)_j \dots\dots\dots 48$$

Donde  $C_p$  es el calor específico a una presión constante,  $\lambda$  es el calor latente,  $T$  es la temperatura del efecto,  $t$  es la temperatura del agua de mar, y los subíndices 1, 2, v y s denotan al primer efecto, al precalentador asociado con el segundo efecto, al vapor, y al calentamiento de vapor. En todos los efectos la temperatura de ebullición  $T_j$ , es mayor que la temperatura de saturación del vapor,  $T_{vj}$ , debido a la elevación del punto de ebullición  $(BPE)_j$ , y el ascenso de temperatura causado por la presión hidrostática,  $\Delta T_{yj}$ . Esto es

$$T_j = T_{vj} + (BPE)_j + \Delta T_{yj} \dots\dots\dots 49$$

El término,  $\Delta T_{yj}$ , es despreciable en las películas de caída horizontal, debido al espesor tan pequeño de la película de ebullición.

El calor latente de los valores formados por ebullición en el efecto j-1 es usado para hervir una cantidad de vapor más pequeña en el siguiente efecto, j. la disminución en la cantidad de vapor se produce por el incremento en el calor latente del vapor a la disminución de la temperatura del efecto, es decir,  $T_{cj-1} > T_{vj}$  y  $\lambda_{cj-1} < \lambda_{vj}$ . Este balance de energía es

$$D_j = \frac{D_{j-1} \lambda_{cj-1}}{\lambda_{vj}} \dots\dots\dots 50$$

En la ecuación 50 el proceso de ebullición ocurre en la superficie externa de los tubos evaporadores. La temperatura de condensación,  $T_{cj}$ , es menor que la temperatura del efecto,  $T_j$ , por la elevación del punto de ebullición,  $(BPE)_j$ , y la depresión en la temperatura de saturación asociada con las pérdidas en el aireador,  $(\Delta P_p)_j$ , líneas de transmisión entre los efectos,  $(\Delta P_t)_j$ , y vapor de condensación dentro de los tubos,  $(\Delta P_c)_j$ . la temperatura de condensación resultante es

$$T_{cj} = T_j - (BPE + \Delta T_p + \Delta T_t + \Delta T_{cj}) \dots\dots\dots 51$$

La caída de presión durante la condensación,  $\Delta P_c$ , es definida como la suma algebraica de los decrementos causados por fricción,  $\Delta P_r$ , y los incrementos causados por gravedad,  $(\Delta P_g)$ , y la desaceleración del vapor  $(\Delta P_a)$ , esta relación es dada por

$$\Delta P_{cj} = (\Delta P_r - \Delta P_g - \Delta P_a)_j \dots\dots\dots 52$$

Como la salmuera entra en el segundo efecto, el cual esta a una presión menor, se evapora instantáneamente y en consecuencia su temperatura es reducida de  $T_1$  a  $T_2$ . El proceso de evaporación instantánea forma una pequeña cantidad de vapor,  $d_2$ , el cual es usado para precalentar parcialmente el agua de mar de alimentación del efecto precalentador. Procesos similares tienen lugar en los efectos 3 a n. El balance de energía para este proceso en el segundo efecto y los efectos 3 a n esta dado por

$$d_2 = (M_f - D_1) C_p \frac{T_1 - T_2}{\lambda_{v2}} \dots\dots\dots 53$$

$$d_j = \left( M_f - \sum_{k=1}^j D_k - \sum_{k=2}^j dk \right) C_p \frac{T_{j-1} - T_j}{\lambda_{vj}} \dots\dots\dots 54$$

Donde  $\lambda_{vj}'$  es el calor latente del vapor formado en  $T_j'$ . En la ecuación 54, la salmuera que fluye dentro del efecto 3 a n es reducida por las cantidades de vapor de ebullición y evaporación instantánea. En los efectos 2 a n, la temperatura de ebullición dentro del efecto,  $T_j$ , es menor que la temperatura de la salmuera de evaporación instantánea,  $T_j'$ . Debido a las condiciones de no equilibrio (NEA')<sub>j</sub>;

$$T_j' = T_j + (NEA')_j \dots\dots\dots 55$$

El vapor formado en el primer efecto,  $D_1$ , condensa en cuanto se libera su calor latente en el segundo efecto. El proceso de evaporación instantánea reduce la temperatura de vapor condensado de  $T_{c1}$  a  $T_2''$ . El valor de  $T_2''$  es mayor que la temperatura de vaporización dentro de la cámara de evaporación instantánea,  $T_{vj}''$ , por las condiciones de no equilibrio para la cámara de evaporación (NEA'')<sub>2</sub>. El mismo proceso ocurre en las cámaras de evaporación instantánea de los efectos 3 a n, los resultados oscilan entre  $T_{vj}''$  y  $T_j''$ , es dado por:

$$T_j'' = T_{vj}'' + (NEA'')_j \dots\dots\dots 56$$

El balance de energía en las cámaras de evaporación instantánea en el segundo efecto y en los efectos 3 a n da el caudal de la magnitud del vapor formado.

$$\bar{d}_j = D_1 C_p \frac{(T_{c1} - T_2)}{\lambda_{v2}} \dots\dots\dots 57$$

$$\bar{d}_j = \left( \sum_{k=1}^j D_k + \sum_{k=2}^{j-2} d_2 \right) C_p \frac{(T_{ej-1} - T_j'')}{\lambda_{vj}} \dots\dots\dots 58$$

Donde  $\lambda_{vj}''$  es el calor latente de vaporización a  $T_{vj}''$ . Como se muestra en las ecuaciones 57 y 58, la cantidad de vapor de condensado entrando a la cámara de evaporación instantánea en el segundo efecto es igual a  $D_1$ . Esta cantidad se incrementa en

las cámaras de evaporación instantánea subsecuentes, como consecuencia de la cantidad de vapor formado por ebullición y evaporación instantánea dentro de estos efectos.

En el otro extremo del diagrama de flujo, en el condensador, en la entrada de agua de mar,  $M_{cw} + M_f$ , se incrementa de  $T_{cw}$  a  $T_f$ . La energía de calentamiento es proporcionada por la condensación de los vapores formados por evaporación instantánea y ebullición en el último efecto y por evaporación instantánea en la cámara de evaporación, esto es dado por

$$\eta_n (d_n \lambda'_{cn} + \bar{d}_n \lambda''_{cn} + D_n \lambda_{cn}) = (M_{cw} + M_f) C_p (T_f - T_{cw}) \dots\dots\dots 59$$

Donde  $\eta$  es la eficiencia del intercambiador de calor, y los subíndices c, cw, y n denotan a los vapores de condensación, la entrada de agua de mar, y al último efecto. La fuente de energía en los precalentadores de alimentación en los efecto 2 a n-1, es el calor latente de condensación para los vapores formados por evaporación instantánea dentro del efecto y las cámaras de evaporación. Este balance es

$$\eta_j (d_j \lambda'_{cj} + \bar{d}_n \lambda''_{cj}) = M_f C_p (T_j - T_{j+1}) \dots\dots\dots 60$$

En las ecuaciones 59 y 60  $\lambda'_{cj}$  y  $\lambda''_{cj}$  son el calor latente de condensación de los vapores de los vapores evaporados en los precalentadores de la alimentación a  $T'_{cj}$  y  $T''_{cj}$ . Estas temperaturas son menores que las del vapor,  $T'_{vj}$  y  $T''_{vj}$  por la depresión en la temperatura de saturación causada por la pérdida de presión en el aireador y durante la condensación fuera de los tubos precalentadores. Estas relaciones son:

$$T'_{cj} = T'_{vj} - \Delta T'_{pj} - \Delta T'_{cj} \dots\dots\dots 61$$

$$T''_{cj} = T''_{vj} - \Delta T''_{pj} - \Delta T''_{cj} \dots\dots\dots 62$$

### 5.3.3 Ecuaciones de Diseño de Transferencia de Calor

Las ecuaciones de diseño para el área de transferencia de calor se desarrollan para los evaporadores, los precalentadores y el condensador. Para los evaporadores, el área de transferencia de calor,  $A_e$ , es

$$A_e = \frac{M_s \lambda_s}{U_{e1} (T_s - T_1)} = \frac{D_j \lambda_{vj}}{U_{ej} (T_{cj-1} - T_j)} \dots\dots\dots 62$$

Donde U es el coeficiente de transferencia de calor global, el subíndice j define a los efectos 2 a n, y el subíndice e refiere al evaporador. Como se discutió previamente y como se muestra en la ecuación 47, la carga térmica en el primer efecto difiere de los otros

efectos por la energía consumida para incrementar la temperatura del agua de mar de  $t_2$  a  $T_1$ . En otros efectos, la salmuera de alimentación esta a la temperatura de saturación y la carga térmica del efecto es equivalente al calor latente de vaporización.

La relación siguiente nos da el área de transferencia de calor en los precalentadores de los efectos 2 a n-1.

$$A_{hj} = \frac{M_f Cp (t_j - t_{j+1})}{U_{hj} (LMTD)_j} \dots\dots\dots 64$$

$$(LMTD)_c = \frac{t_j - t_{j+1}}{\ln \frac{T_{cj} - t_{j+1}}{T_{cj} - t_j}} \dots\dots\dots 65$$

De manera similar, el área de transferencia de calor para el condensador es dada por

$$A_c = \frac{(M_f + M_{cw}) Cp (T_f - T_{cw})}{U_c A_c (LMTD)_c} \dots\dots\dots 66$$

$$(LMTD)_c = \frac{t_f - t_{cw}}{\ln \frac{T_{cn} - t_{cw}}{T_{cn} - t_f}} \dots\dots\dots 67$$

El coeficiente de transferencia de calor global en las ecuaciones 62, 63 y 65 en el área de la superficie externa y está relacionada a la resistencia térmica por la siguiente expresión:

$$\frac{1}{U_0} = \frac{1}{h_i} \frac{r_0}{r_i} + R_{fi} \frac{r_0}{r_i} + \frac{r_0 \ln \left( \frac{r_0}{r_i} \right)}{Kw} + R_{fo} + \frac{1}{h_o} \dots\dots\dots 67$$

Donde h es el coeficiente de transferencia de calor, Rf es la resistencia al ensuciamiento, Kw es la conductividad térmica del material del tubo, y r es el radio del tubo. El subíndice i y o se refieren a la superficie interna y externa respectivamente.

***CAPÍTULO 6***

***ANÁLISIS DE  
RESULTADOS***

**6.1 Cálculo de un proceso MED con pretratamiento convencional**

Los siguientes datos se utilizaron para calcular un proceso de destilación de efecto múltiple a temperatura máxima de operación con un pretratamiento convencional, para compararse con la alternativa de membranas de nanofiltración.

**Tabla 6.1 Datos para el cálculo de un proceso MED con pretratamiento convencional**

$n=$	5	[# efectos]
$T_s=$	100	[°C]
$M_d=$	2	[kg/s]
$X_f=$	35,000	ppm.
$X_{salmuera}=$	70,000	ppm.
$T_5=$	50	°C
$\Delta T_{pérdidas}=$	2	°C

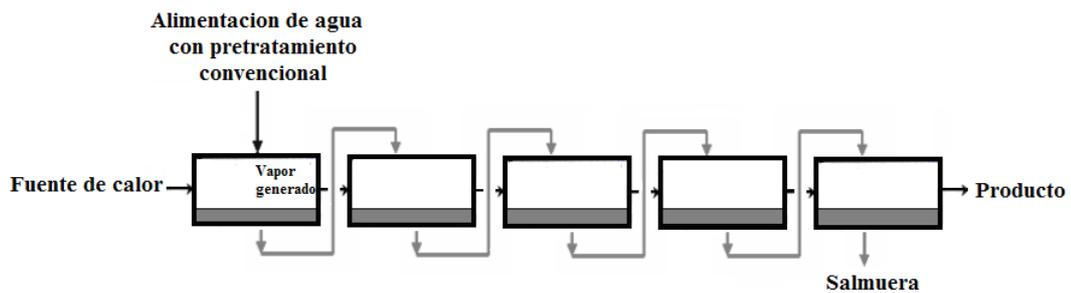


Fig. 6.1 MED con pretratamiento convencional

**Tabla 6.2 Calor latente del vapor saturado y del último efecto**

$\lambda_s=$	2257.250	[kJ/kg]
$\lambda_{v5}=$	2382.542	[kJ/kg]

El flujo de salmuera que sale del efecto 5  $B_5= 2$  [kg/s]

El gasto másico de alimentación,  $M_f$ , es igual a la suma de  $M_d$  y  $B_5$

$$M_f = 2+2= 4 \text{ [kg/s]}$$

La caída total de temperatura a través de los efectos,  $T_s-T_5$ , es igual a  $100-50= 50^\circ\text{C}$ .

El coeficiente de transferencia de calor en el primer efecto,  $U_1$ , es establecido como 2.4 [kW/m<sup>2</sup>°C]. Los valores de los efectos subsecuentes son obtenidos de

$$U_{i+1} = 0.95 U_i$$

**Tabla 6.3 valores de los coeficientes de transferencia de coeficientes de calor para cada efecto son:**

$U1=$	2.4	[Kw/m <sup>2</sup> °C]
$U2=$	2.28	[Kw/m <sup>2</sup> °C]
$U3=$	2.17	[Kw/m <sup>2</sup> °C]
$U4=$	2.06	[Kw/m <sup>2</sup> °C]
$U5=$	1.95	[Kw/m <sup>2</sup> °C]

**Tabla 6.4 Resultados de los 5 efectos**

Efecto	1	2	3	4	5
<b>D [kg/s]</b>	0.4080	0.4044	0.4007	0.3969	0.3900
<b>B [kg/s]</b>	3.5920	3.1876	2.7869	2.3900	2.0000
<b>X [ppm]</b>	38975.80	43920.36	50235.00	58578.06	70000
<b>T [°C]</b>	92.41	84.42	76.02	67.17	57.85
<b>A [m<sup>2</sup>]</b>	51.0196	51.0196	51.0196	51.0196	51.0196

**Tabla 6.5 Parámetros de rendimiento**

Gasto másico de vapor Ms= Kg/s	0.4116
Rendimiento PR= Ms/Md(Kg/Kg)	4.82

**Tabla 6.6 Resultados del condensador**

Carga térmica del condensador (Qc=KJ/Kg)	929.13
Diferencia de temperatura (LMTD= °C)	26.345
Transferencia de calor (Ac= m <sup>2</sup> )	18.991
Área de los 5 efectos + área del condensador (sA= m <sup>2</sup> )	274.09
Agua de enfriamiento (M <sub>cw</sub> = Kg/s)	29.18

**6.2 Cálculo de un proceso MED con pretratamiento por nanofiltración**

Los siguientes datos se utilizaron para calcular un proceso de destilación de efecto múltiple a temperatura máxima de operación con un pretratamiento por nanofiltración.

**Tabla 6.7 Datos para el cálculo de un proceso MED con pretratamiento por nanofiltración**

$n=$	5	[# efectos]
$T_s=$	160	[°C]
$M_d=$	2	[kg/s]
$X_f=$	35,000	ppm.
$X_{salmuera}=$	70,000	ppm.
$T_5=$	50	°C
$\Delta T_{perdidas}=$	2	°C

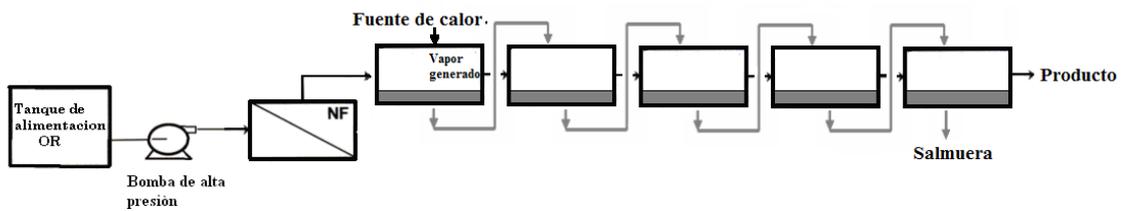


Fig. 6.2 MED con pretratamiento por nanofiltración

**Tabla 6.8 Calor latente del vapor saturado y del último efecto**

$\lambda_s=$	2082.313	[kJ/kg]
$\lambda_{v5}=$	2382.542	[kJ/kg]

**Tabla 6.9 Resultados de los 5 efectos**

Efecto	1	2	3	4	5
<b>D [kg/s]</b>	0.4211	0.4102	0.4001	0.3904	0.3782
<b>B [kg/s]</b>	3.5789	3.1687	2.7686	2.3782	2.0000
<b>X [ppm]</b>	39117.89	44182.21	50566.45	58868.24	70000
<b>T [°C]</b>	141.61	122.25	101.87	80.42	57.83
<b>A [m<sup>2</sup>]</b>	<b>20.4127</b>	<b>20.4126</b>	<b>20.4125</b>	<b>20.4127</b>	<b>20.4129</b>

**Tabla 6.10 Parámetros de rendimiento**

Gasto másico de vapor $M_s=$ Kg/s	0.4327
Rendimiento $PR=$ $M_s/M_d(Kg/Kg)$	4.62

**Tabla 6.11 Resultados del condensador**

Carga térmica del condensador ( $Q_c=KJ/Kg$ )	901.06
Diferencia de temperatura (LMTD= °C)	26.345
Transferencia de calor ( $A_c= m^2$ )	18.417
Área de los 5 efectos + área del condensador ( $sA= m^2$ )	120.48
Agua de enfriamiento ( $M_{cw}= Kg/s$ )	28.18

### **6.3 Análisis de resultados**

Se puede observar que el aumento de temperatura por la implementación de membranas de nanofiltración en una planta de múltiple efecto da como resultado la eliminación de sales que se incrustan en las áreas de transferencia de calor, lo cual nos permite el rango de operación de 100 °C hasta 160 °C. Este nuevo rango de temperatura de operación da como resultado la reducción de área de transferencia de calor en los efectos de este proceso, lo cual nos permite tener una planta más compacta. Los resultados indican una reducción de área de **51.0196m<sup>2</sup>** hasta **20.4127m<sup>2</sup>**.

También la implementación de estas membranas en estos procesos aumenta la producción como se muestra en los resultados anteriores, también reduce el área de transferencia de calor del condensador, así como el consumo de agua de enfriamiento.

### **6.4 Recomendaciones**

Se recomienda realizar un estudio de factibilidad, para observar el impacto económico que la implementación de estas membranas ocasionaría en las plantas desaladoras.

# ***CONCLUSIONES***

Los objetivos de este trabajo se cumplieron, por lo cual se llegó a las siguientes conclusiones:

- El agua de producto del sistema de nanofiltración puede ser considerado como una innovación en la técnica de prevención de incrustaciones en las áreas de transferencias de calor, garantiza la operación de las plantas sin ser afectadas por el tipo de agua, el riesgo de sulfato de calcio es eliminado por esta técnica casi al 100%. Además de alcanzar un porcentaje de 90 a 95% en otras sales como el sulfato de bario, sulfato de estroncio.
- La aplicación de estas membranas en procesos térmicos permite la operación con temperaturas arriba de 100 ° C, es decir un nuevo rango de operación.
- Para las plantas de desalinización, la reducción del área de transferencia de calor resultaría un número menor de estaciones. Para lo cual se necesitaría otro estudio de optimización de este proceso.
- La decisión de usar membranas de nanofiltración como pretratamiento en plantas puede ser considerado un ahorro económico, especialmente cuando se considera que las plantas de desalinización son grandes en estos días.

# Anexo

### A. 1.1 Índice de Saturación

El índice de saturación de una sal (SI) se define entre la actividad de estos productos iónicos y el producto de solubilidad a la temperatura apropiada. Para casos de  $\text{CaCO}_3$ , como se muestra en la siguiente ecuación.

$$SI = \frac{[Ca^{2+}][CO_3^{2-}]}{[Ca^{2+}]_s[CO_3^{2-}]_s} \quad (1)$$

Por lo tanto la incrustación solo puede ocurrir en soluciones sobresaturadas

SI > 1 Tendencia de incrustación

SI < 1 Tendencia de corrosión

Determinar la deposición de una sal termodinámicamente es posible (SI > 1), por lo tanto, requiere conocimientos de las concentraciones y la coeficientes de actividad de todos los iones presentes en la solución.

### A 1.2 Índice de Saturación para soluciones de $\text{CaCO}_3$

Las actividades termodinámicas de los iones son usadas en la ecuación (1) para el análisis químico del agua si el nivel de sales disueltas no es demasiado alto, usando por ejemplo la expresión Davies (1981) para los coeficientes de actividad  $\gamma_1$  y  $\gamma_2$  de iones mono y divalentes para la potencia de iónica hasta 0.1:

$$\log_{10} \gamma_1 = -A \left[ \frac{I^{0.5}}{1+I^{0.5}} + 0.3I \right]; \quad \gamma_2 = \gamma_1^4 \quad (2)$$

Donde

$$A = \frac{1.8246 \cdot 10^6}{[78.54T(1-0.004579(T-25) + 1.19 \cdot 10^{-5}(T-25)^2)]^{3/2}} \quad (3)$$

T en °C y la potencia iónica es I

$$I = \frac{1}{2} \sum m_i z_i^2 \quad (4)$$

Donde el total de iones presentes  $m_i$  y  $z_i$  son las concentraciones de molares y sus cargos, respectivamente. Aproximadamente

$$I \approx 2.5 \cdot 10^{-5} \text{TDS} \approx 1.6 \cdot 10^{-5} \Lambda \quad (5)$$

Donde TDS es la concentración del total de sólidos disueltos en  $\text{mg l}^{-1}$  y  $\Lambda$  es la conductividad en micro-siemens.

En la práctica, las concentraciones iónicas se usan en lugar de las actividades termodinámicas para obtener un valor aproximado del SI. Esta aproximación es válida en las disoluciones diluidas, pero puede resultar en errores serios.

### A 1.3 Índice de saturación Langelier para las soluciones de $\text{CaCO}_3$

Langelier (1939) desarrolló una fórmula cuantitativa para predecir si el  $\text{CaCO}_3$  precipitara en disoluciones de agua. La ecuación para el índice de saturación de Langelier se base en el pH, alcalinidad total, dureza y temperatura, que afectan la solubilidad del carbonato cálcico en el agua:

$$LSI = \text{pH} - \text{pH}_s \quad (6)$$

El  $\text{pH}_s$  de saturación puede ser calculado:

$$\text{pH}_s = \text{p}K_2 - \text{p}K_{sp} + \text{p}Ca^{2+} + \text{p}(TA) \quad (7)$$

La incrustación ocurre cuando el Índice de Saturación es cero y el LSI tiene un valor negativo.

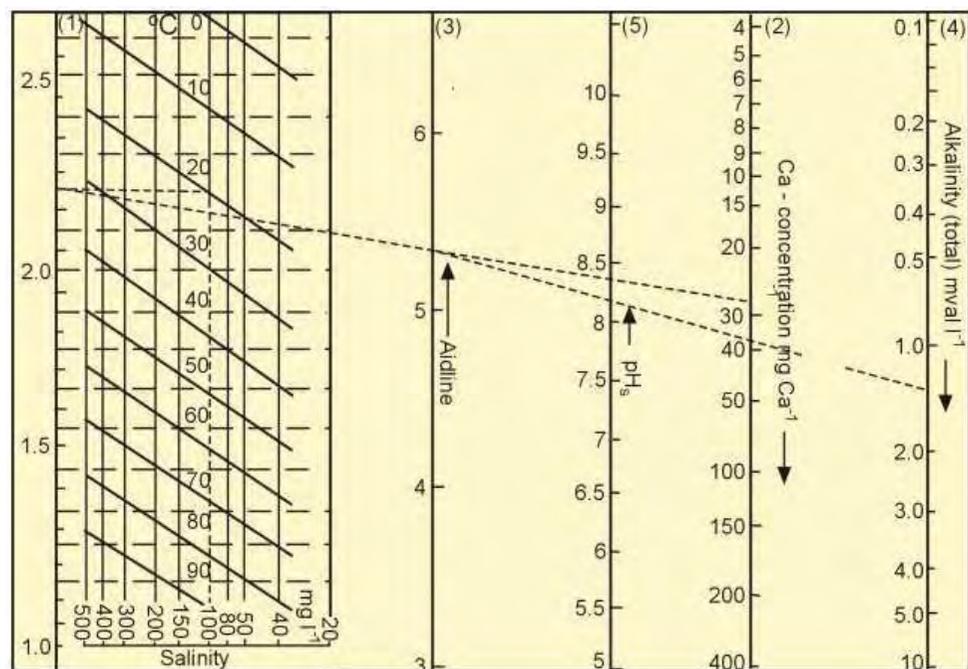


Fig. A.1 Nomógrafo para la determinación del índice de saturación de Langelier

El Índice de Saturación de Langelier puede ser obtenido con el Nomógrafo en la fig. 1.

El siguiente procedimiento puede ser utilizado para determinar el LSI por medio de este grafico:

1 La salinidad y la temperatura del agua está en un punto de 1.

2 El punto sobre la escala 1 y la concentración de calcio del agua en la escala 2 pasa en la línea de ayuda 3.

3 El punto sobre la línea 3 y la alcalinidad sobre la escala 4 sobre el valor de  $pH_s$  sobre la escala 5.

4 La medición del pH de agua menor a  $pH_s$  es equivalente para el Índice de Saturación de Langelier.

5 Cuando el índice es negativo, el agua es agresiva. Cuando el índice es positivo, el agua no es agresiva y la precipitación de  $CaCO_3$  ocurre.

#### A 1.4 Modificación del Índice de Saturación de Langelier para concentraciones de alta salinidad

Esta modificación puede ser usada en agua de mar con alta concentración (>4000ppm) y se define a continuación (ec. 8).

$$MSI = pH - pCa^{2+} - p(TA) - k \quad (8)$$

Donde

MSI= Modificación del índice de saturación de langelier

pH= Medición de pH de agua

$pCa^{2+}$ = Logaritmo negativo de la concentración de calcio

$p(TA)$ = Logaritmo negativo de la concentración de la alcalinidad total

k= El valor de esta constante depende de la concentración total de sal y la temperatura

El equilibrio MSI es cero, por lo tanto, la ecuación se reduce a (9):

$$k = pH - pCa - p(TA) \quad (9)$$

La relación entre la constante k, la temperatura de operación y la potencia iónica total de la solución se observa en la siguiente figura 2.

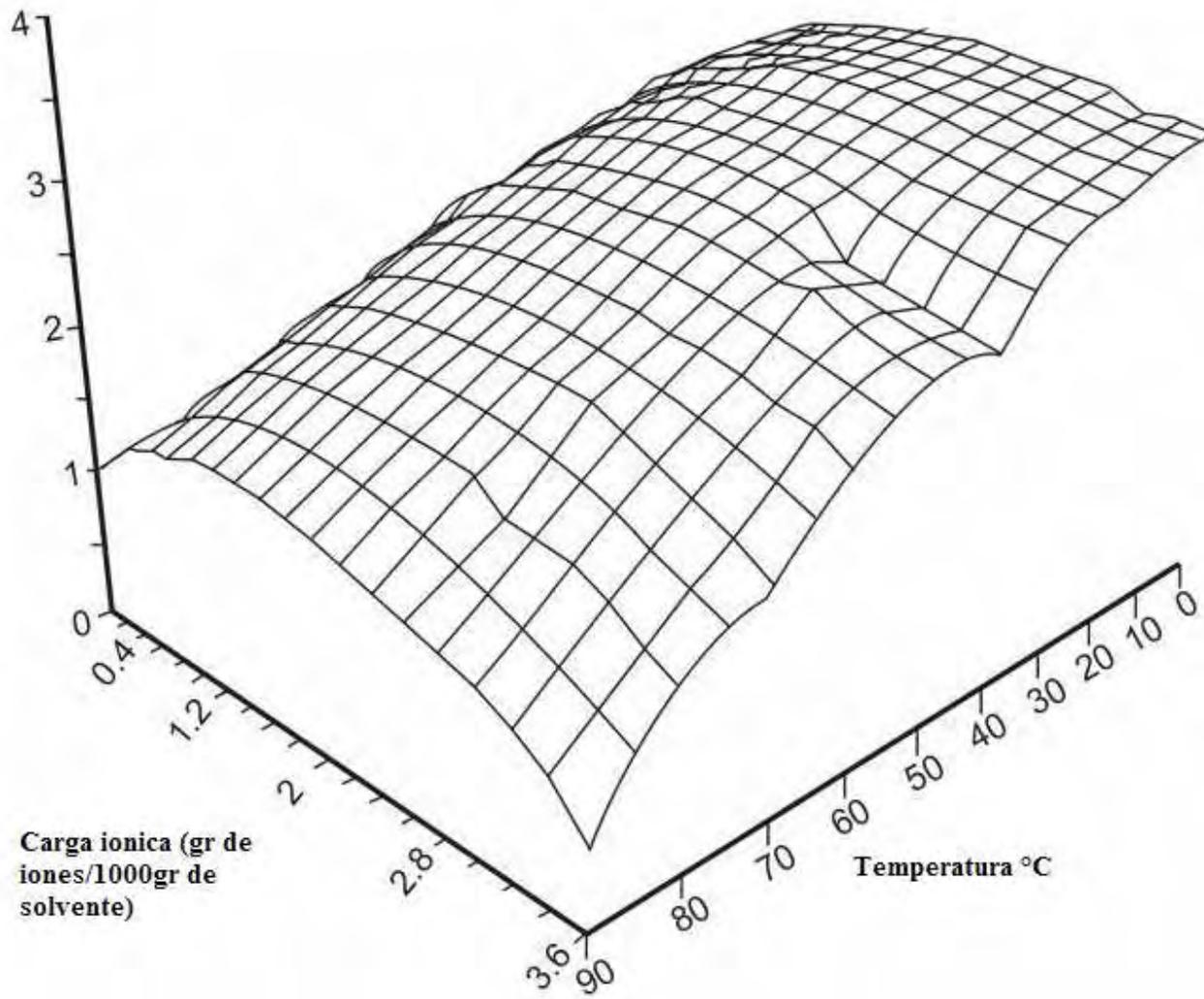


Fig. A.2 Efecto de temperatura y potencia iónica en K

**Tabla A.1 de valores de dosis reportados e intervalos de trabajo.**

	<b>Desinfectante NaOCl</b>	<b>Acido H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub></b>	<b>Coagulante FeCl<sub>3</sub></b>	<b>Auxiliar en coagulación</b>	<b>Bisulfito de sodio</b>	<b>Antiincrustante</b>
Valores de dosis reportados	Valor alto: 5 ppm Valor bajo: 0.3 ppm <b>Valor medio: 2.65 ppm</b>	alto: 170 ppm bajo: 25 ppm <b>Valor medio: 97.5 ppm</b>	alto: 5.2 ppm bajo: 2 ppm <b>Valor medio: 3.6 ppm</b>	alto: 1.4 ppm bajo: 0.2 ppm <b>Valor medio: 0.8 ppm</b>	alto: 15.2 ppm bajo: 1.8 ppm <b>Valor medio: 8.5 ppm</b>	alto: 3.86 ppm bajo: 1.05 ppm <b>Valor medio: 2.45 ppm</b>
Valor de dosis más utilizado	3 ppm	Diferentes	3 ppm	Diferentes	3 ppm	Diferentes
<b>Intervalos de trabajo propuestos</b>	<b>3-5 ppm</b>	<b>Para ajustar a pH=6.5 (25-80 ppm)</b>	<b>3-5 ppm</b>	<b>0.2-1.5 ppm</b>	<b>1-3 ppm</b>	<b>1-3 ppm</b>

A.2.1 Hoja de cálculo de un proceso MED con pretratamiento convencional

<b>Balance de Masa y Energía</b>			<b>Paso 4 Coeficientes inversos</b>			<b>Paso 10 Flujo de salmuera</b>		
$n=$	5	[# efectos]	$1/\sum U_i=$	2.31	[m <sup>2</sup> °C/kW]	$B1=$	3.5920	[kg/s]
$T_s=$	100	[°C]	<b>Paso 6 Caída de temperatura en los efectos</b>			$B2=$	3.1876	[kg/s]
$Md=$	2	[kg/s]	$\Delta T1=$	7.588	°C	$B3=$	2.7869	[kg/s]
$Xf=$	35,000	ppm.	$\Delta T2=$	9.987	°C	$B4=$	2.3900	[kg/s]
$X_{salmuera}=$	70,000	ppm.	$\Delta T3=$	10.408	°C	$B5=$	2.0000	[kg/s]
$T5=$	50	°C	$\Delta T4=$	10.850	°C	<b>Paso 11 Concentración</b>		
$\Delta T_{perdidas}=$	2	°C	$\Delta T5=$	11.316	°C	$X1=$	38975.80	ppm
<b>Paso 1 Calor latente del vapor saturado y del último efecto</b>			<b>Paso 7 Perfiles de temperatura</b>			$X2=$	43920.36	ppm
$\lambda_s=$	2257.250	[kJ/kg]	$T1=$	92.41	°C	$X3=$	50235.00	ppm
			$T2=$	84.42	°C	$X4=$	58578.06	ppm
$\lambda_{v5}=$	2382.542	[kJ/kg]	$T3=$	76.02	°C	$X5=$	70000	ppm
			$T4=$	67.17	°C	<b>Paso 12 Área de transferencia de calor</b>		
			$T5=$	57.85	°C	$A1=$	51.0196	[m <sup>2</sup> ]
<b>Paso 2 Carga masica o en el último efecto n=5</b>			<b>Paso 8 Calores latentes</b>			$A2=$	51.0194	[m <sup>2</sup> ]
$B5=$	2	[kg/s]	$\lambda_{v1}=$	2277.12	[kJ/kg]	$A3=$	51.0193	[m <sup>2</sup> ]
$Mf=$	4	[kg/s]	$\lambda_{v2}=$	2297.63	[kJ/kg]	$A4=$	51.0194	[m <sup>2</sup> ]
<b>Paso 3 Caída total de temperatura</b>			$\lambda_{v3}=$	2318.84	[kJ/kg]	$A5=$	51.0194	[m <sup>2</sup> ]
			$\lambda_{v4}=$	2340.79	[kJ/kg]	<b>Paso 12 Área promedio</b>		
$T_s-T5=$	50	°C	<b>Paso 9 Destilado en los efectos</b>			$A_m=$	51.02	[m <sup>2</sup> ]
$U1=$	2.4	[kW/m <sup>2</sup> °C]	$D1=$	0.4080	[kg/s]	<b>Paso 13 Nuevo perfil de temperatura Corregidos</b>		
$U2=$	2.28	[kW/m <sup>2</sup> °C]	$D2=$	0.4044	[kg/s]	$\Delta T1=$	7.5880	°C
$U3=$	2.17	[kW/m <sup>2</sup> °C]	$D3=$	0.4007	[kg/s]	$\Delta T2=$	9.9874	°C
$U4=$	2.06	[kW/m <sup>2</sup> °C]	$D4=$	0.3969	[kg/s]	$\Delta T3=$	10.4078	°C
$U5=$	1.95	[kW/m <sup>2</sup> °C]	$D5=$	0.3900	[kg/s]	$\Delta T4=$	10.8503	°C
						$\Delta T5=$	11.3161	°C

<b>Paso 14 Cálculo de parámetros de rendimiento del sistema.</b>				
$M_s =$	$D_1 \cdot \lambda_{v1} / \lambda_s =$	0.4116	[kg/s]	
<i>Debido a que el de stilado total es igual a 1 [kg/s] tenemos:</i>				
$PR =$	$M_d / M_s =$	4.86	kg evapora dos/ kg de vapor saturado]	

### A.2.2 Cálculo del condensador

#### Datos del condensador

$T_f =$	25	°C	$U_5 =$	1.95	[kW/m <sup>2</sup> °C]
$T_{cw} =$	18	°C	$U_c =$	1.86	[kW/m <sup>2</sup> °C]
$T_5 =$	50	°C	$M_d =$	2	[kg/s]
$\Delta T_{loss} =$	2	°C	$\lambda_{v5} =$	2382.54	[kJ/kg]
$\sum A_i =$	255.10	[m <sup>2</sup> ]	$M_f =$	4	[kg/s]
			$D_5 =$	0.38997	[kg/s]
			$C_p =$	4	[kJ/kg°C]

#### Paso 1 Cálculo de carga térmica del condensador

$D_5 =$	0.3899733	
$\lambda_{v5} =$	2382.5416	
$Q_c =$	$D_5 \cdot \lambda_{v5} =$	929.13 [kJ/s]

#### Paso 2 Diferencia de temperatura en el condensador

$$(LMTD)_c = \Delta T \frac{(T_f - T_{cw}) / \ln((T_5 - \Delta T_{loss} - T_{cw}) / (T_5 - \Delta T_{loss} - T_f)) =$$

$$(LMTD)_c = \Delta T = 26.345 \text{ °C}$$

#### Paso 3 Cálculo del área de transferencia de calor del condensador

$$A_c = Q_c / (U_c (LMTD)_c) = 18.991 \text{ [m}^2\text{]}$$

#### Paso 4 Área de transferencia de calor específica

$$sA = \sum A_i + A_c / M_d = 274.09 \text{ [m}^2\text{]}$$

#### Paso 5 Caudal masico de agua de enfriamiento

$$D_5 \cdot \lambda_{v5} = (M_f / c_w) C_p (T_f - T_{cw})$$

Despejando  $M_{cw} \rightarrow$

$$M_{cw} = 29.18 \text{ [kg/s]}$$

**A.2.3 Hoja de cálculo de un proceso MED con pretratamiento por nanofiltración**

Balance de Masa y Energía		
$n=$	5	[# efectos]
$T_s=$	160	[°C]
$Md=$	2	[kg/s]
$X_f=$	35,000	ppm.
$X_{salmuera}=$	70,000	ppm.
$T_5=$	50	°C
$\Delta T_{perdidas}=$	2	°C
Paso 1 Calor latente del vapor saturado y del ultimo efecto		
$\lambda_s=$	2082.313	[kJ/kg]
		2501.90
		2.407064
$\lambda_{v5}=$	2382.542	[kJ/kg]
		0.001192
		0.0000159
Paso 2 Costo masico en el ultimo efecto n=5		
$B_5=$	2	[kg/s]
$M_f=$	4	[kg/s]
Paso 3 Caída total de temperatura		
$T_s-T_5=$	110	°C
$U_1=$	2.4	[kW/m <sup>2</sup> °C]
$U_2=$	2.28	[kW/m <sup>2</sup> °C]
$U_3=$	2.17	[kW/m <sup>2</sup> °C]
$U_4=$	2.06	[kW/m <sup>2</sup> °C]
$U_5=$	1.95	[kW/m <sup>2</sup> °C]
Paso 4 Coeficientes inversos		
$1/\sum U_i=$	2.31	[m <sup>2</sup> °C/kW]
Paso 6 Caída de temperatura en los efectos		
$\Delta T_1=$	18.393	°C
$\Delta T_2=$	21.361	°C
$\Delta T_3=$	22.380	°C
$\Delta T_4=$	23.452	°C
$\Delta T_5=$	24.581	°C
Paso 7 Perfiles de temperatura		
$T_1=$	141.61	°C
$T_2=$	122.25	°C
$T_3=$	101.87	°C
$T_4=$	80.42	°C
$T_5=$	57.83	°C
Paso 8 Calores latentes		
$\lambda_{v1}=$	2139.90	[kJ/kg]
$\lambda_{v2}=$	2196.48	[kJ/kg]
$\lambda_{v3}=$	2252.30	[kJ/kg]
$\lambda_{v4}=$	2307.79	[kJ/kg]
Paso 9 Destilado en los efectos		
$D_1=$	0.4211	[kg/s]
$D_2=$	0.4102	[kg/s]
$D_3=$	0.4001	[kg/s]
$D_4=$	0.3904	[kg/s]
$D_5=$	0.3782	[kg/s]
Paso 10 Flujo de salmuera		
$B_1=$	3.5789	[kg/s]
$B_2=$	3.1687	[kg/s]
$B_3=$	2.7686	[kg/s]
$B_4=$	2.3782	[kg/s]
$B_5=$	2.0000	[kg/s]
Paso 11 Concentración		
$X_1=$	39117.89	ppm
$X_2=$	44182.21	ppm
$X_3=$	50566.45	ppm
$X_4=$	58868.24	ppm
$X_5=$	70000	ppm
Paso 12 Área de transferencia de calor		
$A_1=$	20.4127	[m <sup>2</sup> ]
$A_2=$	20.4126	[m <sup>2</sup> ]
$A_3=$	20.4125	[m <sup>2</sup> ]
$A_4=$	20.4127	[m <sup>2</sup> ]
$A_5=$	20.4129	[m <sup>2</sup> ]
Paso 12 Área promedio		
$A_m=$	20.41	[m <sup>2</sup> ]
Paso 13 Nuevo perfil de temperatura Corregidos		
$\Delta T_1=$	18.3925	°C
$\Delta T_2=$	21.3606	°C
$\Delta T_3=$	22.3795	°C
$\Delta T_4=$	23.4522	°C
$\Delta T_5=$	24.5812	°C

**Paso 14 Cálculo de parámetros de rendimiento del sistema.**

$$M_s = D_1 \cdot \lambda_{v1} / \lambda_s = 0.4327 \text{ [kg/s]}$$

Debido a que el de stilado total es igual a 1 [kg/s] tenemos:

$$PR = M_d / M_s = 4.62 \text{ kg evaporados/kg de vapor saturado}$$

### A.2.4 Cálculo del condensador

#### Datos del condensador

Tf=	25	°C	U5=	1.95	[kW/m <sup>2</sup> °C]
Tcw=	18	°C	Uc=	1.86	[kW/m <sup>2</sup> °C]
T5=	50	°C	Md=	2	[kg/s]
ΔTloss=	2	°C	λv5=	2382.54	[kJ/kg]
ΣAi=	102.06	[m <sup>2</sup> ]	Mf=	4	[kg/s]
			D5=	0.37819	[kg/s]
			Cp=	4	[kJ/kg°C]

**Paso 1 Cálculo de carga termica del condensador**

$$D_5 = 0.37819229$$

$$\lambda_{v5} = 2382.54161$$

$$Q_c = D_5 \cdot \lambda_{v5} = 901.06 \text{ [kJ/s]}$$

**Paso 2 Diferencia de temperatura en el condensador**

$$(LMTD)_c = \Delta T (T_f - T_{cw}) / \ln((T_5 - \Delta T_{loss} - T_{cw}) / (T_5 - \Delta T_{loss} - T_f)) =$$

$$(LMTD)_c = \Delta T = 26.345 \text{ °C}$$

**Paso 3 Cálculo del area de transferencia de calor del consador**

$$A_c = Q_c / (U_c (LMTD)_c) = 18.417 \text{ [m}^2\text{]}$$

**Paso 4 Área de transferencia de calor especifica**

$$sA = \Sigma A_i + A_c / M_d = 120.48 \text{ [m}^2\text{]}$$

**Paso 5 Costo masico de agua de enfriamiento**

$$D_5 \cdot \lambda_{v5} = (M_f M_{cw}) C_p (T_f - T_{cw})$$

Despejando M<sub>cw</sub> →

$$M_{cw} = 28.18 \text{ [kg/s]}$$

- ✓ Al-Shammiri, M. Et. Al. Nanofiltration and calcium sulfate limitation for top brine temperature in Gulf desalination plants. (2004) Elsevier, Kuwait.
- ✓ Baker, Jonh S. Et. Al. Antiscale Magnetic pretreatment of reverse osmosis feedwater. (1997) Elsevier. UK.
- ✓ Buros, OK (2000), The ABC's of desalting, 2<sup>a</sup> ed, International Desalination Association, Topsfield, Massachusetts, EUA.
- ✓ El-Dessouky. HT y Ettouney, HM (2002), Fundamentals of salt wáter desalination, Elsevier, Amsterdam, Paises bajos.
- ✓ Fuentes Díaz Manuel, La desalación del agua (2003), Gaceta del IMTA
- ✓ H. Müller-Steinhagen, M. Jamialahmadi, crystallization fouling, (2004) Elsevier, *School of Engineering in the Environment, University of Surrey, Guildford, Surrey, England.*
- ✓ K. S. Spiegler, Salt Water Purification (1985) Second Printing, New York.
- ✓ Medina San Juan, JA (2000) Desalinización de agua salobre y de mar, Osmosis Inversa, Mundi-Prensa, Madrid España.
- ✓ Odendaal E. Peter. Tratamiento del agua por procesos de membranas: principio, procesos y operación. (1998) Mc Graw Hill España.

Internet

- ✓ <http://www.lenntech.com/espanol/Nanofiltracion-y-osmosis-inversa>.
- ✓ <http://www.dow.com>
- ✓ <http://www.desware.net>