



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERIA DE SISTEMAS

**ANÁLISIS TÉCNICO Y ECONÓMICO DEL POTENCIAL DE
APLICACIÓN DE LA TECNOLOGÍA DE CONGELACIÓN PARA LA
DESALACIÓN DEL AGUA DE MAR.**

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:
BEATRIZ CASTILLO TÉLLEZ

TUTOR:
DR. ISAAC PILATOWSKY FIGUEROA
Instituto de Energías Renovables

México, D.F, Mayo, 2013

JURADO ASIGNADO:

Presidente: M.I. JORGE ARTURO HIDALGO TOLEDO

Secretario: M. EN C. ALFONSO OLAÍZ Y PÉREZ

Vocal: DR. ISAAC PILATOWSKY FIGUEROA

1^{er.} Suplente: DR. ROMERO RODRÍGUEZ ROSEMBERG JAVIER

2^{do.} Suplente: DR. OCTAVIO RAMÓN SALAZAR SAN ANDRÉS

Lugar o lugares donde se realizó la tesis:

CENTRO DE INVESTIGACIÓN EN ENERGÍA – UNAM -

TUTOR DE TESIS:

DR. ISAAC PILATOWSKY FIGUEROA

FIRMA

Con amor a Betty Me, Luisito y Vladi

Contenido

I.	PRESENTACIÓN	1
i.	Resumen	1
ii.	Objetivo General.....	1
iii.	Objetivos Particulares.....	1
1.	INTRODUCCIÓN	3
1.1.	Problemática del abasto hídrico en el marco internacional y nacional	3
1.2.	Balance hídrico y disponibilidad del agua	4
1.2.1.	Problemática del agua en México.....	5
1.3.	El mar como fuente de abastecimiento.....	7
1.3.1.	Histórico de la desalación.....	7
1.3.2.	La desalación en México.....	8
1.3.3.	Aspectos generales sobre las tecnologías de la desalinización.....	10
1.4.	PRINCIPIOS TERMODINÁMICOS.....	11
1.4.1.	Termodinámica de las soluciones diluidas	11
1.4.1.1.	Propiedades de las disoluciones diluidas.....	12
1.4.1.1.1.	Descenso de la presión de vapor.....	12
1.4.1.1.2.	Elevación del punto de ebullición	14
1.4.2.	Termodinámica de la formación de una solución.....	19
1.4.2.1.	Trabajo de formación irreversible.....	19
1.4.2.2.	Trabajo de formación reversible	20
1.4.3.	Trabajo de separación del solvente.....	21
1.4.3.1.	Análisis de la segunda ley de los procesos de separación de mezclas.....	22
1.4.3.2.	Trabajo de separación reversible del solvente.....	23
1.4.3.3.	Separación de dos componentes en una mezcla.....	24
1.4.3.4.	Conclusiones sobre el trabajo mínimo requerido en el proceso de desalinización.....	25
2.	TECNICAS DE DESALACIÓN	27
2.1	Proceso MED (Evaporación Multiefecto).....	27
2.2	Proceso MSF (Evaporación Instantánea Multietapas).....	30
2.3	Sistema de Compresión de Vapor	33
2.4	Electrodiálisis	36

2.5	Destilación Solar.....	38
2.6	Ósmosis Inversa.....	39
2.7	Congelación.....	41
2.8	ANÁLISIS COMPARATIVO TÉCNICO Y ECONÓMICO	44
3.	DESALACIÓN POR CONGELACIÓN	47
3.1	Generalidades	47
3.1.1	Antecedentes	47
3.1.2	Reseña bibliográfica	48
3.2	Ventajas y desventajas de la desalación por congelación.....	53
3.3	Proceso ideal de la desalación por congelación	55
3.4	Proceso industrial de desalinización por congelación.....	58
3.5	Tecnologías.....	59
3.5.1	Congelación convencional por contacto directo.....	60
3.5.2	Congelación por contacto indirecto.....	62
3.5.2.1	Enfriados internamente	62
3.5.2.1.1	Sistema de crecimiento de capa estático.....	62
3.5.2.1.2	Unidad de cristalización de capa en tambor rotativo.....	63
3.5.2.1.3	Unidad progresiva de cristalización	63
3.5.2.1.4	Sistema de crecimiento dinámico de capa.....	64
3.5.2.1.5	Unidad de cristalización en suspensión.....	64
3.5.2.2	Enfriados externamente.....	65
3.5.3	Congelación al vacío.....	65
3.6	Análisis comparativo entre procesos de desalinización por congelación.....	66
3.6.1	Comparación entre Procesos Directos y Congelación al Vacío	66
3.6.2	Comparación entre procesos de congelación directos e indirectos.....	66
3.6.3	Comparación de los diferentes tipos de los procesos de congelación directa.....	68
3.6.4	Comparación de los diferentes tipos de los procesos de congelación indirecta ...	68
3.7	Aplicaciones del proceso de Congelación/Fusión	69
3.7.1	Industria alimentaria.....	69
3.7.2	En la industria de procesos químicos.....	70
3.7.3	Aplicaciones de los sistemas de congelamiento para los alimentos líquidos	71
3.8	ANÁLISIS ECONÓMICO	71

3.8.1 COMPONENTES DE LOS COSTOS EN PLANTAS DESALADORAS	73
3.8.1.1 Costos de capital	73
3.8.1.2 Los costos de operación y mantenimiento	76
3.9 ANALISIS DE IMPACTOS	79
3.10 Medio ambiente y desalinización	79
3.11 Utilización intensiva de energía	79
3.12 Derrame de salmuera	80
3.13 Derrame productos químicos	80
3.14 Contaminación acústica	80
3.15 Construcción	80
3.16 Energías renovables y desalinización	81
4. CONSIDERACIONES GENERALES	83
4.1 Potencial de la transferencia tecnológica del proceso C/F a la desalinización	83
4.2 Limitaciones prácticas para el éxito comercial	83
4.3 Técnicas híbridas para usarse en la industria de la desalinización	85
PERSPECTIVAS Y CONCLUSIONES	87
BIBLIOGRAFÍA	89

LISTADO DE FIGURAS

Figura 1 Distribución de agua en el mundo.....	3
Figura 2 Disponibilidad del agua en el mundo	4
Figura 3 Disponibilidad anual en México	5
Figura 4 Planta MED mediante tubos verticales de evaporación.....	29
Figura 5 Diagrama esquemático de una instalación MSF	31
Figura 6 Diagrama de una planta MSF con reciclado de salmuera.....	31
Figura 7 Diagrama de una planta MSF de una sola pasada	32
Figura 8 Arreglo de una planta de compresión de vapor.....	35
Figura 9 Proceso de electrodiálisis.....	37
Figura 10 Destilación solar.....	39
Figura 11 Proceso de Membrana. Ósmosis Inversa.....	40
Figura 12 Proceso de desalación por congelación.....	42
Figura 13 Proceso ideal de la desalación por congelación	58
Figura 14 Proceso general de congelación	59
Figura 15 Congelación convencional por contacto directo	61
Figura 16 Diagrama simplificado del proceso de congelación con gas butano	61
Figura 17 Unidad de congelación directa.....	62
Figura 18 Aparato para el proceso de congelación progresiva	64
Figura 19 Cristales producidos por congelación progresiva	66
Figura 20 Costos de desalación y de agua municipal.....	72
Figura 21 Factores de costo a tomar en cuenta.....	73
Figura 22 Componentes de capital en congelación	76
Figura 23 Desglose de costos para desalación de agua de mar por osm.	78
Figura 24 Componentes de los costos de desalación por congelación	79

LISTADO DE TABLAS

Tabla 1 Plantas desaladoras en México.....	9
Tabla 2 Comparación de costos de operación de diferentes concentraciones.....	42
Tabla 3 Capacidad instalada a nivel mundial	43
Tabla 4 Comparación entre tecnologías de desalación de agua de mar.....	44
Tabla 5 Comparativo técnico de las opciones para desalar agua de mar	46
Tabla 6 Clasificación de los procesos de desalación por congelación.....	Error! Marcador no definido.
Tabla 7 Aplicaciones comerciales de los sistemas de congelación para alimentos líquidos.....	71
Tabla 8 Diferentes costos reportados para plantas de desalación.....	75
Tabla 9 Costos de la energía	77

I. PRESENTACIÓN

i. Resumen

Los requerimientos de agua potable van en aumento y su disponibilidad está presentando serias dificultades, debido al consumo irracional del sector agropecuario, los dispendios industriales, las incontables fugas de las redes de distribución y la creciente contaminación salina de los mantos freáticos.

Teniendo en cuenta la gran demanda de agua dulce a nivel mundial y la escasez de la misma, la desalinización de agua de mar resulta una de las técnicas más viables en términos de sostenibilidad, para cubrir las necesidades hídricas de la población.

El presente proyecto, ofrece una visión general de la situación de la desalinización y hace referencia a las diferentes técnicas utilizadas en la desalación de agua de mar, centrándose sobre todo en el proceso congelación.

ii. Objetivo General

Analizar el método de congelación del agua de mar y sus diferentes opciones tecnológicas para su desalinización, desde el punto de vista técnico y económico, así como sus diferentes impactos.

iii. Objetivos Particulares

- Conocer el estado del arte de la desalinización del agua de mar por medio de congelación en el mundo y en México.
- Sintetizar las ventajas de cada una de los sistemas de desalación por congelación.
- Determinar la factibilidad técnica y económica de la aplicación de este proceso en México.

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Problemática del abasto hídrico en el marco internacional y nacional

El acceso a cantidades suficientes de agua dulce para beber, usos domésticos, comerciales e industriales es crítico para la salud, bienestar, y la oportunidad de desarrollo humano y económico. (WHO, 2007). El crecimiento de la población, la industrialización y la expansión de la agricultura de regadío en los últimos decenios han provocado un aumento drástico en la demanda humana de agua, en varios de sus usos. Las principales fuentes inmediatas de agua dulce renovable para consumo humano son los humedales (lagos, ríos, etc.) y los acuíferos de aguas subterráneas de poca profundidad. Aunque, por supuesto, las principales fuentes de agua que alimentan los humedales y acuíferos provienen de otros ecosistemas, principalmente montañas y bosques. En contraste, es muy poca la escorrentía que proporcionan los ecosistemas cultivados y las zonas urbanas. Unos 1.400 millones de personas viven en cuencas hidrográficas donde el consumo de agua supera los niveles sostenibles, así que el reto a nivel mundial es inmenso. (RAMSAR, 2008).

Uno de los factores que está produciendo un alarmante deterioro de los recursos hídricos disponibles (en su gran parte subterráneos), es debido al creciente desarrollo industrial en los últimos años. Este deterioro se traduce en un agotamiento del medio utilizado que obliga a recurrir a fuentes hasta el momento no consideradas como de uso posible. De tal forma que muchas industrias están planteándose la necesidad de recurrir, a agua de mar o a los acuíferos más profundos, de alto contenido salino (mayor de 2000 ppm de Total de sólidos Suspendidos). Por las mismas razones, muchas industrias se enfrentan a una creciente y, por lo tanto, alarmante contaminación salina de las aguas utilizadas, lo que representa un aumento importante en los costos de operación.

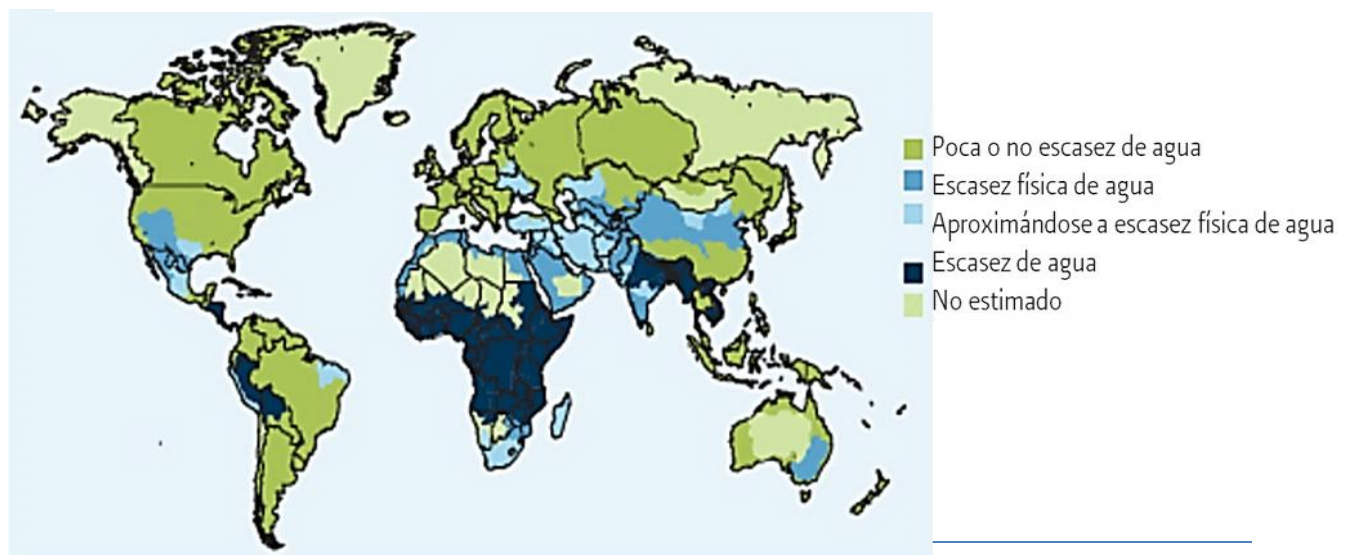


Figura 1 Distribución de agua en el mundo

La situación del agua en México no es la excepción, ya que en 2005 la disponibilidad promedio del líquido fue de 4,573 m³/hab/año, 53% menos que en 1970; Sin embargo, en el valle de México se registró para el mismo año, la menor disponibilidad por persona: 192 m³ (INEGI, 2007).

1.2. Balance hídrico y disponibilidad del agua

Aunque el agua es el elemento más frecuente en la Tierra, únicamente 2,53% del total es agua dulce y el resto es agua salada. Aproximadamente dos terceras partes de ésta agua dulce se encuentran inmovilizadas en glaciares y al abrigo de nieves perpetuas, con lo cual ni siquiera alcanza al 1% disponible para el consumo. (UNESCO, 2003).

Actualmente 26 países del mundo sufren problemas de escasez (300 millones de personas), y la previsión para el año 2050 es que sean 66 países los afectados por esta escasez. Figura 2; (Buros, 2000). Uno de los mayores retos es encontrar el modo de satisfacer las necesidades hídricas de 8 mil millones de personas y al mismo tiempo proteger los ecosistemas hídricos que sostienen nuestras economías y una parte tan importante de la vida del planeta. (Postel, 2005).

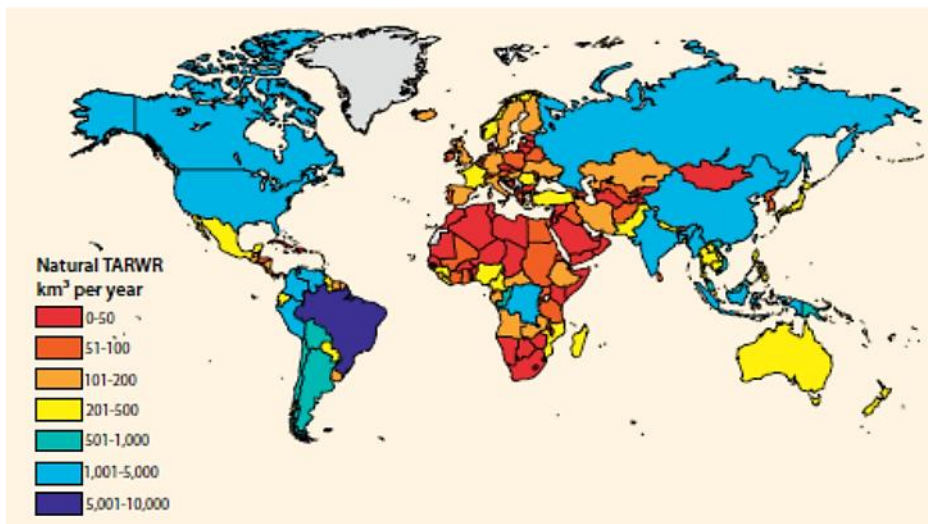


Figura 2 Disponibilidad del agua en el mundo
Fuente: Fernández-Jáuregui, 2006

En México, adolecemos de grandes problemas relacionados con el agua, se puede mencionar, entre ellos, la carencia de infraestructura y la falta de capital para conservar la ya implementada. La contaminación en nuestros cuerpos de

agua es alarmante y se agrava este problema por la falta de financiamiento, de legislación y de cultura.

1.2.1. Problemática del agua en México.

En México, adolecemos de grandes problemas relacionados con el agua, se puede mencionar, entre ellos, la carencia de infraestructura y la falta de capital para conservar la ya implementada. La contaminación en nuestros cuerpos de agua es alarmante y se agrava este problema por la falta de financiamiento, de legislación y de cultura.

México tiene una superficie de 1,967,183 km². El agua se distribuye de una forma muy irregular en el país: de la superficie total, el 56% es árido o semiárido, es decir, los estados del norte abarcan el 50% de la superficie y allí llueve sólo 25% del total. En la parte angosta del país, que ocupa el 27% del territorio, cae la mayoría del agua de lluvia (49.6%) en los estados del sur-sureste (FEA/CEMDA, 2012).

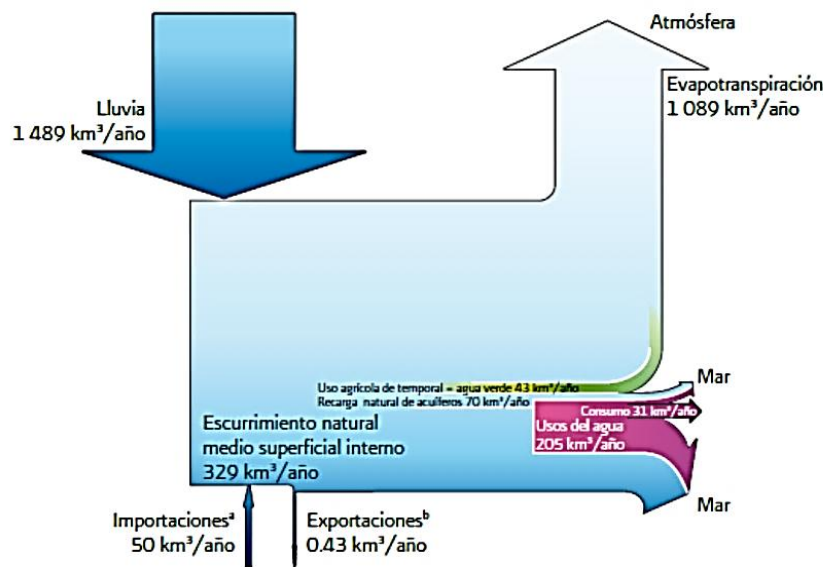


Figura 3 Disponibilidad anual en México

Fuente: Subdirección General de Programación. Conagua. 2011.

Anualmente México recibe del orden de 1,489 miles de millones de metros cúbicos de agua en forma de precipitación. De esta agua, se estima que el 73.1% se evapotranspira y regresa a la atmósfera, el 22.1% escurre por los ríos o arroyos, y el 4.8% restante se infiltra al subsuelo de forma natural y recarga los acuíferos. Tomando en cuenta las exportaciones e importaciones de agua con los países vecinos, así como la recarga incidental (véase glosario), anualmente el país cuenta con 460 mil millones de metros cúbicos de agua dulce renovable. La figura 3

muestra los componentes y valores que conforman el cálculo del agua renovable. La disponibilidad natural del agua en el país muestra grandes contrastes; en las zonas con superficie árida o semiárida, se presentan apenas el 32% de los escurrimientos, se encuentra el 76% de la población del país, 90% de la irrigación, 70% de la industria y se genera el 77% del producto interno bruto (ONU, 2007).

México está catalogado a nivel mundial, entre los países con disponibilidad de agua Baja (entre 1,000 y 5,000 m³/habitante/año), y la tendencia indica que esta ira disminuyendo a medida que la población crece.

El crecimiento poblacional y por ende económico en nuestro país se ha dado en zonas geográficas en donde el recurso hídrico es gravemente escaso, lo que ha ocasionado que el problema ya sea palpable incluso en zonas en donde tiempo atrás ni se percibía, por lo que actualmente el volumen demandado es mayor al suministrado; la competencia por el agua en México ya es una causa grave de conflictos dándose tanto a nivel estatal como entre las mismas ciudades y municipios.

Para solucionar este problema, se han desarrollado métodos y procesos convenientes para la gestión del agua en el mundo, entre ellos:

- a) **Construcción de presas**, que colectan y mantienen el agua para usarla después. Los principales problemas son el fallo por su diseño estructural, operación o actividad sísmica, que provocan un impacto ambiental negativo.
- b) **Explotación** de agua subterránea, la cual resulta cada vez más costosa por el uso de equipo complejo, personal calificado y por encontrarse ésta a mayores profundidades), Así mismo esta práctica crea problemas de hundimiento, desertificación, intrusión de agua salada, y dispersión de la contaminación.
- c) **Importación**. Transportar agua de áreas remotas a través de cualquier medio, pero esta opción acarrea problemas de competencia y costos elevados.
- d) **Reuso del agua**. Usar los efluentes para uso en sectores donde su calidad es aceptable (UNEP –SPAGC, 2002), aunque la contaminación química y biológica son de considerarse y exigen un monitoreo cercano de personal calificado. Por otro lado su tratamiento requiere relativamente grandes extensiones de tierra y un alto nivel de operación y mantenimiento.
- e) **La desalación de agua** permite el abastecimiento de agua adicional para satisfacer las demandas de agua potable de alta calidad y pudiendo sustituir a las aguas subterráneas sobreexplotadas o contaminadas. (Minton, 2003). En general, frente a los recursos convencionales de obtención de agua dulce, es un recurso seguro que se puede localizar cerca del sitio consumo, su tiempo de construcción es mínimo y acarrea menos problemas medioambientales y sociales. Dado que usa

más energía y personal calificado, la desalación resulta ser un proceso caro, sin embargo los recientes avances tecnológicos la hacen cada vez más accesible.

1.3. El mar como fuente de abastecimiento

Si consideramos que tenemos en el mundo mucho más agua salada que agua dulce y una vez analizada la problemática en lo referente al agua dulce en el mundo y en nuestro país, se comprende claramente que resulta necesario recurrir a todos los recursos posibles con el fin de lograr aportes de agua que cumplan con los requerimientos para el uso y consumo humano.

Uno de los procesos que permiten ese aporte es la desalinización de agua de mar y agua salobre, que en la actualidad han incrementado potencialmente las esperanzas para cubrir las necesidades futuras del agua.

El uso del agua de mar como fuente de agua dulce es un viejo sueño de los seres humanos, especialmente los que viven en las zonas áridas del planeta. Esta idea ha fascinado a muchas generaciones, y también ha causado frustración debido a los numerosos obstáculos tecnológicos, económicos y ambientales que deber ser superados para poder lograrlo.

1.3.1. Histórico de la desalación

Desde tiempos remotos, la historia proporciona datos sobre las técnicas y los métodos que se han probado para desalar el agua de mar. En IV aC, Aristóteles describe un método para producir agua potable por evaporación de agua de mar. San Basilio (329-379 dC), un líder religioso griego, escribió "Los marineros hierven el agua de mar, la recogen el vapor con una esponja para escurrirla y saciar su sed". En el siglo VII, un químico Iraquí, probablemente Djabir Ibn Hayyan (721-815), escribió a cerca de la teoría de la destilación. Miles de años después, el gobierno Británico hizo uso de éste estudio Árabe. Ellos patentaron en 1869 el proceso físico descrito en él y luego construyeron la primera torre de destilación basada en dicho invento. En 1675 fue registrada una patente de desalinización de agua. En 1872, C. Wilson, un ingeniero sueco, construyó una planta desalinizadora en Chile, con destilación solar en una parcela de 4,757 m² con una capacidad de 22.5 m³/día, (Zarza Moya, E, 1997), En el Nuevo Mundo, además, Thomas Jefferson, científico y estadista, mostro la primera torre de destilación de agua de mar, instalado en un barco, para ayudar a los marineros revolucionarios que luchaban en la guerra de la emancipación de Inglaterra. La primera planta desalinizadora en la parte

continental, fue construida por una compañía Norte-Americana, Griscom-Russel en 1930, (García, C., 2006).

De acuerdo con 22º. Inventario Mundial de Plantas desaladoras, de DesalData IDA, en 2009, había 14,451 plantas construidas alrededor del mundo con una capacidad de producción de 59.9 millones de metros cúbicos por día, distribuidos en 120 países. Sin embargo, la capacidad real para producir agua desalada debe ser menor, porque éste dato, incluye la capacidad de producción de muchas plantas fuera de servicio. Las naciones Unidas (ESCWA, 2001) informó que al principio del siglo XXI, la producción mundial de agua desalada estuvo alrededor de 26 millones de metros cúbicos por día distribuidos en más de 120 países. Esta capacidad de producción se ha casi duplicado en la última década. Se ha estimado que el mercado global de desalación para los siguientes 20 años sobrepasará los 70 billones de dólares americanos. Para el periodo 2000-2005 se ha obligado a un aumento en la capacidad de producción de agua desalada a 5.3 millones de metros cúbicos por día. (ESCWA, 2001).

1.3.2. La desalación en México

México cuenta con más de 11,000 mil kilómetros de litorales, alrededor del 68% de estos corresponde a las costas e islas del océano Pacífico y Golfo de California, y 32% a las costas, islas y cayos del Golfo de México y mar Caribe. Además la zona marítima mexicana cuenta con 500 mil kilómetros cuadrados de plataforma continental; 16 mil kilómetros cuadrados de superficie de estuarios y cerca de 12,500 km² de lagunas costeras. Lo anterior, junto a derechos sobre amplias zonas marítimas, le asegura a México una riqueza potencial que tienen pocos países en el mundo. (Fuentes, M., 2002).

Hasta diciembre del 2007, se contabilizaban en México 435 plantas desaladoras ubicadas en 320 sitios; de las cuales casi en su totalidad son utilizadas para fines turísticos, con una capacidad instalada nacional de 311 377 m³/d, de las cuales más del 50% pertenecen a particulares. Los estados que presentan un crecimiento importante en la instalación de desaladoras son Quintana Roo y Baja California Sur, por los nuevos desarrollos turísticos proyectados, seguidos de Coahuila. El estudio técnico y económico de los procesos evaluados muestra que la ósmosis inversa es la opción más económica para desalar agua de mar y salobre, debido a las nuevas técnicas de ahorro de energía y al material de las membranas, obteniéndose costos hasta de 0.32 USD/m³ tratado. En lo referente a los sistemas de desalación por energías no convencionales, para el caso de México, los costos son altos e inclusive los acoplados a los sistemas convencionales de desalación. Los rendimientos de la destilación solar están alrededor de 10 l/m² de destilador solar, por lo que estos sistemas se recomiendan para comunidades pequeñas e inclusive

familiares. (Fuentes, 2003), (Ramírez, 2006) La tabla siguiente, presenta el total de plantas desaladoras en México y su distribución territorial (2007-2008).

[Los recursos hídricos en México. Felipe I. Arrequín Cortés. Subdirector General Técnico, CNA. Profesor UNAM. Presidente de la AMH].

Tabla 1 Plantas desaladoras en México

Estado	Sitios donde hay plantas desalinizadoras	Número de unidades	% Nacional	Operan		Capacidad máxima instalada
				Sí	No	m ³ /d
Baja California	23	38	8.74%	24	14	51,938
Baja California Sur	71	73	16.78%	53	20	36,971
Campeche	8	19	4.37%	14	5	5,456
Coahuila	31	33	7.59%	23	10	7,668
Colima	17	18	4.14%	2	0	2,856
Edo. de México	3	4	0.92%	2	2	7,000
Distrito Federal	14	17	3.91%	12	5	95,471
Durango	26	26	5.98%	13	13	868
Guerrero	6	6	1.38%	3	3	2,355
Jalisco	3	4	0.92%	3	1	2,865
Morelos	2	21	4.83%	21	0	110
Nuevo León	5	5	1.15%	5	0	2,847
Oaxaca	1	4	0.92%	4	0	14,256
Quintana Roo	79	124	28.51%	73	51	53,339
San Luis Potosí	1	1	0.23%	1	0	60
Sonora	16	22	5.06%	15	7	9,349
Tamaulipas	4	4	0.92%	2	2	5,100
Veracruz	9	15	3.45%	11	4	12,167
Yucatán	1	1	0.23%	1	0	700
Total nacional	320	435	100%	282	137	311,377

Fuente: IDA Desalination Yearbook 2007-2008. International Desalination Association, Global Water Intelligence y DesalData. Ed. Media Analytics, UK. 208 p.

A pesar de que en diversos estados funcionan plantas desaladoras, un ejemplo de la situación por la que atraviesan las plantas en México es el caso de Quintana Roo. En este estado hay plantas de ósmosis inversa, como en Xcalak, cerca de Chetumal e Isla Contoy que prácticamente están abandonadas, ya sea por falta de refacciones (en la actualidad para este proceso más de 50% del equipo es de importación), o porque realmente nunca falta agua en las comunidades donde se instalaron.

Los equipos desarrollados para producir agua potable por medio de destiladores solares más eficientes obtienen alrededor de 10 L de agua desalada por m² de destilador, por lo que se requerirían de grandes superficies para atender

necesidades de una población mediana. Por lo que estos sistemas se recomiendan para poblaciones rurales e inclusive podría emplearse a nivel familiar, donde no hay servicio energética eléctrica. La calidad de agua obtenida con estos sistemas es tan buena como los sistemas convencionales de tratamiento.

1.3.3. Aspectos generales sobre las tecnologías de la desalinización

Una forma de clasificar los diferentes procesos de desalación que existen actualmente es dividirlos en dos grupos: 1) aquellos procesos que realizan un cambio de fase para obtener el agua pura, y 2) aquellos procesos que funcionan sin cambio de fase.

Entre los procesos que implican un cambio de fase están los siguientes:

- Destilación en Múltiple Efecto
- Compresión de vapor
- Congelación

Los procesos que no realizan un cambio de fase incluyen:

- Ósmosis Inversa
- Electrodiálisis

a) Proceso de Evaporación Instantánea Multietapa (MSF). La evaporación por efecto flash se produce cuando un líquido es calentado hasta una temperatura y mediante una cámara flash provocamos una caída de presión suficiente para que sea menor a la de saturación a esa temperatura, evaporando parte

b) Proceso de Destilación pro Múltiple Efecto(MSF). La evaporación en este proceso ocurre en una de las superficies de un intercambiador, al contrario que en el proceso MSF, aprovechando el calor latente desprendido por la condensación del vapor en el otro lado del mismo. Una planta MED tiene varias etapas conectadas en serie a diferentes presiones de operación, la primera etapa condensa por el interior de los tubos el vapor de proceso, produciendo en su condensación la formación de una cantidad de agua salada evaporada que ha sido proporcionada en forma de ducha horizontal. El vapor formado pasa a la siguiente etapa condensándose en el interior de los tubos y produce una nueva porción de agua dulce, lógicamente esto ocurre a menor presión.

c) Proceso de compresión de vapor. El agua, se hace pasar por el intercambiador de calor donde se calienta. Esta se mezcla con una parte de la salmuera y forma la alimentación, que es bombeada al interior del evaporador, se calienta hasta alcanzar la temperatura de saturación correspondiente a la presión reinante en el interior del evaporador. Al seguir absorbiendo calor, una parte se evapora. El vapor formado, entra en la aspiración del compresor que lo comprime, convirtiéndose en un vapor recalentado. Este vapor es introducido en el interior de los tubos del evaporador, donde primero pierde su calor sensible y después se condensa, cediendo el calor a la alimentación está cayendo por el exterior de los

tubos. El producto es extraído mediante una bomba y dado que aún lleva calor sensible es enfriado en el intercambiador de placas, calentando el agua de mar que se incorpora al ciclo.

d) Congelación. Este proceso consiste en congelar el agua y recoger los cristales de agua pura formados para fundirlos y obtener un agua dulce independientemente de la concentración del agua inicial.

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

f) electrodiálisis (ED). Es un proceso electroquímico empleado para la desalación de agua con alto contenido en sales disueltas. El principio de funcionamiento de esta técnica es la transferencia de los iones disueltos desde el agua de aportación, a otra solución donde se concentra, a través de unas membranas selectivas al paso de cationes o aniones y mediante la aplicación de un campo eléctrico.

g) Destilación solar. El principio básico es el del efecto invernadero: el sol calienta una cámara de aire a través de un cristal transparente, en cuyo fondo tenemos agua salada en reposo. Dependiendo de la radiación solar y otros factores como la velocidad del viento (que enfría del vidrio exterior), una fracción de esta agua salada se evapora y se condensa en la cara interior del vidrio. Como dicho vidrio no es horizontal, las gotas caen en un canal que va recogiendo dicho condensado.

1.4. PRINCIPIOS TERMODINÁMICOS

1.4.1. Termodinámica de las soluciones diluidas

El agua de mar es una solución salina diluida que contiene un promedio de 35,000 partes por millón de sal (cloruro de sodio), lo cual varía dependiendo de la localización de los océanos. En zonas ecuatoriales la evaporación es mayor y el contenido de sal es mayor que en latitudes mayores. Esta solución se considera como una disolución diluida.

Una disolución es una mezcla homogénea, que forma una sola fase, de dos o más componentes, en donde el que está en exceso se le llama disolvente y al que está disuelto, soluto, el cual por lo general se considera que no es volátil.

Las soluciones diluidas tienen propiedades coligativas, es decir aquellas que dependen del número de moléculas presentes y no de su naturaleza. Dentro de estas propiedades se encuentran las osmóticas, en donde se incluye además de la presión osmótica, el descenso de la presión de vapor, elevación del punto de

ebullición y depresión del punto de congelación, relacionados teóricamente con la presión osmótica.

1.4.1.1. Propiedades de las disoluciones diluidas

1.4.1.1.1. Descenso de la presión de vapor.

Siempre que se disuelve una sustancia en un líquido se rebaja la presión de vapor de este. En 1847, L. von Babo, midió las presiones de vapor de soluciones salinas acuosas a diferentes temperaturas y dedujo que para cualquier disolución el descenso en la presión de vapor, a partir de la del disolvente puro, es una fracción constante de ésta a todas las temperaturas. Si p° es la presión de vapor del disolvente puro y p de la disolución, entonces según Babo $p^\circ - p/p^\circ$ es una constante, conocida hoy como descenso relativo de la presión de vapor de la disolución dada, siendo independiente de la temperatura a que se efectuó la medida.

Este resultado se comprobó experimentalmente, pero sólo es rigurosamente cierto, en teoría, en ciertas condiciones.

Cuando se aplica la ecuación de Clapeyron-Clausius, en el equilibrio líquido-vapor (gas ideal), se escribe:

$$\frac{d \ln p^\circ}{dT} = \frac{L_e^\circ}{RT^2} \quad (1.1)$$

Para el disolvente puro; para la disolución

$$\frac{d \ln p}{dT} = \frac{L_e}{RT^2} \quad (1.2)$$

En donde L_e° y L_e son las cantidades de calor necesarias para vaporizar un mol de disolvente puro y de la disolución, respectivamente y se deduce entonces que:

$$\frac{d \ln \left(\frac{p}{p^\circ} \right)}{dT} = \frac{L_e - L_e^\circ}{RT^2} \quad (1.3)$$

Suponiendo que se vaporiza 1 mol de disolvente a partir del disolvente puro, siendo el calor absorbido L_e° y se condensa luego sobre la disolución, cuyo volumen es tan grande que su concentración no se modifica apreciablemente, de forma que el calor desprendido sea L_e , se observa que el cambio calorífico final es $L_e - L_e^\circ$ es igual al calor diferencial de disolución de la solución. Como el descenso relativo de la presión es $1 - p/p^\circ$, se deduce que solo podrá ser independiente de la temperatura en el caso de que el calor de disolución de la disolución sea cero. Lo anterior sucede solo en una disolución ideal, pero en las disoluciones el calor de disolución es lo suficientemente pequeño para que el descenso de la presión sea casi

independiente de la temperatura. De la ecuación anterior, se deduce que si en la disolución se absorbe calor, el descenso relativo de la presión de vapor aumentará al elevarse la temperatura (disoluciones de concentración apreciable). Babo no obtuvo una relación sencilla entre el descenso de la presión de vapor y la cantidad de sustancia disuelta, sin embargo, A. Wullner, trabajó en disoluciones y dedujo que el descenso en la presión de vapor es proporcional a la concentración. Posteriormente F.M. Raoult confirmó los trabajos de Babo y Wullner, proponiendo la relación:

$$\frac{p^{\circ} - p}{p^{\circ}} = \frac{n_2}{n_1 - n_2} = x_2 \quad (1.4)$$

Donde n_1 y n_2 son los números de moles del disolvente y del soluto respectivamente y x_2 es la fracción molar del soluto.

De la ecuación anterior se obtiene:

$$\frac{p}{p^{\circ}} = 1 - x_2 = x_1 \quad (1.5)$$

Por lo tanto:

$$p = p^{\circ} x_1 \quad (1.6)$$

Donde x_1 es la fracción molar del disolvente ya que $x_1 + x_2 = 1$. De lo anterior se deduce que la presión de vapor del disolvente en una disolución que obedezca la Ley de Raoult es directamente proporcional a la fracción molar del (que está de acuerdo a la ley de Raoult en el intervalo completo de concentraciones y a todas las temperaturas. Tales disoluciones se forman únicamente a partir de constituyentes que se mezclen en el estado líquido sin variación térmica (para un soluto sólido se deberá tener en cuenta el calor de fusión).

Siempre que su vapor se comporte como un gas ideal, o sea que la presión sea exactamente proporcional al número de moléculas por unidad de volumen, la presión de vapor de un líquido dado vendrá determinado por el producto de la tendencia a escapar de las moléculas por el número de ellas utilizable. Si la adición de un soluto a un disolvente dado deja completamente invariable las fuerzas existentes entre las moléculas del último, entonces la tendencia de cada molécula del disolvente a abandonar el líquido y pasar al vapor no resultará afectado en modo alguno. Por consiguiente, la disolución se comportará, desde el punto de vista de la presión de vapor, como si algunas de las moléculas del disolvente hubiesen sido reemplazadas por las del soluto, permaneciendo la tendencia a escapar de las primeras idéntica a la del disolvente puro. Parece, por tanto, que la presión de vapor p del disolvente por encima de una disolución de tal tipo vendrá determinada únicamente por la relación del número de moléculas del disolvente n_1 al número total de moléculas existentes en la disolución $n_1 + n_2$, ya que esta condiciona la proporción del líquido consistente en

moléculas del disolvente. En una disolución ideal la energía total es independiente de la concentración, así que no habrá cambio térmico en la disolución y el volumen será la suma de los volúmenes independientes de los constituyentes líquidos.

1.4.1.1.2. Elevación del punto de ebullición

Presión de vapor y punto de ebullición. Una consecuencia directa de la disminución de la presión de vapor en un soluto no volátil es que el punto de ebullición de la disolución, esto es, la temperatura a la cual la presión de vapor es igual a la presión atmosférica, será más elevado que el del disolvente puro. Faraday (1820) y otros autores estudiaron este efecto, pero los estudios realizados por Raoult y en especial Beckmann, quien estudió el descenso de la presión de vapor y continuó con la elevación del punto de ebullición, ya que proporcionaba un método relativamente sencillo para la determinación de pesos moleculares de sustancias disueltas.

El ascenso del punto de ebullición será proporcional al descenso relativo de la presión de vapor. Se deduce que el incremento en temperatura, $\Delta T_e = T - T_0$ en donde T_0 es el punto de ebullición del disolvente T de la disolución, es igual a:

$$\Delta T_e = k_e x_2 \quad (1.7)$$

Siendo k_e una constante y x_2 la fracción molar del soluto. Para una disolución diluida se puede utilizar para x_2 una forma aproximada:

$$\Delta T_e = k_e \frac{w_2}{M_2} \cdot \frac{w_1}{w_1} \quad (1.8)$$

Como w_2/M_2 es el número de moles del soluto disueltos en w_1 gramos de disolvente, se deduce que siendo constantes k_e y M_1 , la elevación del punto de ebullición en un disolvente dado es aproximadamente proporcional a la concentración molar del soluto, y deberá ser independiente de su naturaleza. El incremento en temperatura también se puede expresar como:

$$\Delta T_e = \frac{RT_0^2}{1000l_e} \cdot \frac{1000w_2}{M_2w_1} = K_e m \quad (1.9)$$

Donde $l_e = L_e/M_1$ es el calor latente de vaporización por gramo de disolvente, K_e es igual a $RT_0^2/1000L_e$ es una constante para cada disolvente, ya que dependerá de su punto de ebullición y de su calor latente, además de las constantes universales. La cantidad m , que es $1000w_2/M_2w_1$ es la molalidad de la disolución, que es el número de moles de soluto disueltos en 1000g de disolvente. Una disolución que obedezca la ley de Raoult el ascenso del punto de ebullición ΔT_e es proporcional a la molalidad de la disolución. La constante K_e se denomina constante de elevación molal o constante ebulloscópica y es equivalente a la elevación del punto de ebullición para una disolución de

molalidad unidad. Los resultados de muchos experimentos muestran que en las disoluciones diluidas la elevación del punto de ebullición es casi proporcional a la concentración o molalidad. Además la constante de proporcionalidad no depende de la naturaleza química del soluto. Como el punto de ebullición de un disolvente varía con la presión, también resultará afectada la constante de elevación, tanto por la variación en T_0 como por el cambio subsiguiente en L_e .

1.4.3.1.1.1 Descenso del punto de congelación

1.4.3.1.1.1 Puntos de congelación de las disoluciones. Otro resultado de la disminución de la presión de vapor de una disolución por un soluto no volátil es que su punto de congelación es inferior al del disolvente. Desde hace tiempo se conoce que una sustancia disuelta disminuye el punto de congelación del agua, R. Watson (1771) observó que el tiempo necesario para que congele una disolución salina, y por lo tanto probablemente también el descenso de su punto de congelación, es proporcional a su concentración. La proporcionalidad entre el descenso del punto de congelación y la concentración de la disolución se le conoce como la ley de Blagden. Coppet (1872) demostró que cuando se disuelve en la misma cantidad de agua cantidades equimolares de diferentes solutos se obtiene frecuentemente la misma disminución del punto de congelación. Raoult empleó soluciones acuosas de ácidos, bases y sales y disoluciones no acuosas de sales de compuestos orgánicos y estableció el hecho de que las disoluciones equimolares de diferentes sustancias de un tipo similar rebajan en la misma cantidad el punto de congelación de un disolvente dado. Posteriormente Beckmann (1888), obtuvo datos más precisos, lográndose posteriores avances en el campo de la crioscopia, que es el estudio de los puntos de congelación de las disoluciones.

1.4.3.1.1.12 Punto de congelación y presión de vapor. C.M. Guldberg (1870)

F.M Raoult (1878) y F. Koláček, establecieron la relación entre disminución de la presión de vapor y descenso del punto de congelación, sin embargo el primer tratamiento teórico fue establecido por J.H. van't Hoff (1886). Esta relación se puede demostrar por medio de las curvas de presión de vapor de un disolvente (agua) una disolución y el sólido (hielo) que se separa en la congelación, como se representa en la figura 1.4. El punto de congelación del disolvente está en A, temperatura T_0 , donde se encuentran las curvas de presión de vapor del disolvente y del hielo, ya que en este punto estarán en equilibrio el disolvente líquido y el sólido; similarmente, el punto de

congelación de la disolución, en el cual se hallará en equilibrio con el disolvente sólido puro, es B, temperatura T, así que el descenso del punto de congelación será $T_0 - T = \Delta T_f$. La distancia AC es equivalente a $p^\circ - p$ en el punto de congelación del disolvente, y como p° es una constante a esta temperatura, se deducirá que AC es proporcional a la disminución relativa de la presión de vapor. Si, como anteriormente, las curvas de presión de vapor de una serie de disoluciones diluidas son casi paralelas en las proximidades del punto de congelación, entonces BC/AC será constante; para estas disoluciones, por tanto, el descenso del punto de congelación será proporcional a la disminución relativa de la presión de vapor y de aquí a la fracción molar del soluto. Se deduce, por consiguiente, para una solución diluida que:

$$\Delta T_f = k_f \frac{w_2}{M_2} \cdot \frac{M_1}{w_1} \quad (1.10)$$

Y así el descenso del punto de congelación, al igual que el ascenso del punto de ebullición será proporcional a la concentración molar, de acuerdo a los resultados experimentales, tratándose también de una propiedad coligativa. Una deducción más exacta se basa en la aplicación de la ecuación de Clapeyron-Clausius, obteniéndose finalmente y bajo las mismas suposiciones, la siguiente relación:

$$\Delta T = \frac{RT_0^2}{1000l_f} \cdot \frac{1000w_2}{M_2w_1} = K_f m \quad (1.11)$$

Donde K_f es la constante de descenso molar del punto de congelación, o constante crioscópica, para el disolvente considerado y está definida como:

$$K_f = RT_0^2 / 1000l_f \quad (1.12)$$

Donde l_f es el calor latente de fusión por gramo y m es la molalidad de la disolución. Se puede observar que el significado físico de K_f sería el descenso del punto de congelación de una disolución de molalidad unidad si el valor fuera proporcional al de las disoluciones diluidas.

Las ecuaciones que se han deducido para la elevación del punto de ebullición y descenso del punto de congelación en las diluciones diluidas se han basado en el supuesto que se aplica la ley de Raoult, de aquí que las desviaciones de estas ecuaciones, así como de la de la presión de vapor, se pueden considerar como indicadores de desviación de la idealidad.

Existen dos razones fundamentales para que este comportamiento no sea ideal: a) los dos componentes son incapaces de formar un sistema ideal por afectar las moléculas de cada uno a las fuerzas intermoleculares, y, por tanto, a la tendencia a escapar del otro; y b), como consecuencia de la formación de compuesto entre el soluto y el disolvente, o como resultado de la asociación de

ambos para formar moléculas complejas, las especies moleculares realmente presentes no son las que se suponía al formarse la disolución.

Si se enfría una mezcla líquida de dos componentes, comenzará a separarse sólido a una temperatura definida, que será el punto de congelación. A esta temperatura hay dos fases, líquido y sólido, sin considerar al vapor y como hay dos componentes, el sistema tendrá dos grados de libertad, de acuerdo a la regla de fases. Una de estas la presión, se fija arbitrariamente, y así el sistema condensado (sólo se consideran fases sólida y líquida) es univariante, de aquí que la temperatura o la composición de la fase líquida sea suficiente para definir el sistema. Es decir, para cada mezcla líquida habrá una temperatura definida, el punto de congelación en la cual está en equilibrio con el sólido. Si se determinan los puntos de congelación para una serie de mezclas líquidas, de composición variable desde un componente puro A al otro B, y si se traza una gráfica en donde se relacionan, con las composiciones del líquido, se obtendrán curvas representadas por AC y BC, de acuerdo a la figura 1.4.

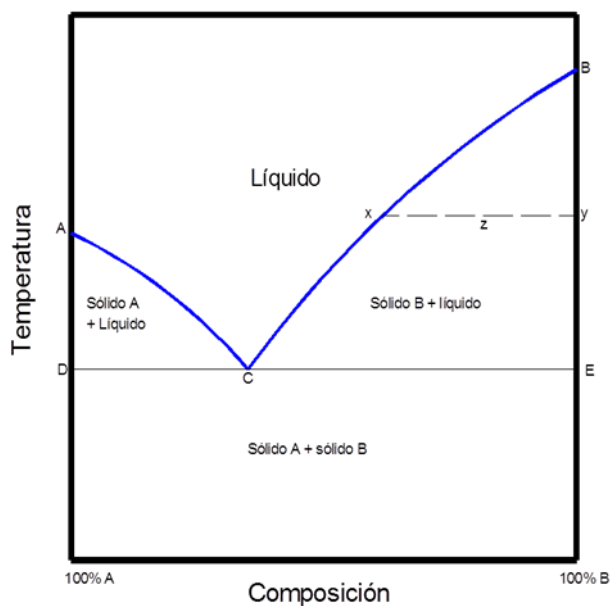


Figura 1.4 Equilibrio sólido-líquido

Los puntos A y B son los puntos de congelación de los componentes puros; la adición de B a A disminuye el punto de congelación a lo largo de AC y similarmente la adición de A a B disminuye el punto de congelación a lo largo de BC, en conformidad con la teoría del descenso de la temperatura de congelación al adicionar una sustancia disuelta. Si los dos componentes A y B formasen una solución ideal podría calcularse la pendiente de las curvas AC y BC a partir de ecuaciones teóricas para el descenso de los puntos de congelación de las disoluciones concentradas.

Cuando se enfrían líquidos ricos en A, es decir situados entre A y C, se separa A sólido, mientras que los líquidos ricos en B, entre B y C, depositarán B sólido al enfriarse. Se puede considerar, entonces, que las curvas AC y BC representan las condiciones de temperatura bajo las cuales mezclas de composiciones diversas están en equilibrio con A sólido o con B sólido, respectivamente.

En el punto C, donde se cortan las dos curvas, ambos sólidos A y B deben estar evidentemente en equilibrio con el líquido; como coexisten tres fases, el sistema condensado resultará invariante. Sólo hay una temperatura a la presión atmosférica, a la que la fase líquida está en equilibrio con ambos sólidos. El punto C es evidentemente la temperatura más baja a la cual congelará cualquier mezcla líquida de A y B, y por consiguiente, representa el punto de fusión más bajo de cualquier mezcla de A y B sólidos: a esto se le conoce como punto eutéctico (del griego; fusión fácil) y es la temperatura mínima para la existencia de la fase líquida.

El área por encima de la curva ACB sólo puede existir líquido, ya que la temperatura está por encima del punto de fusión de cualquier mezcla; los sistemas condensados serán bivariantes en esta superficie, como sólo hay una fase y dos componentes, hay tres grados de libertad, en donde si se fija la presión, quedarán dos variables, la temperatura y la composición para definir el sistema.

por debajo de la línea DCE, que pasa a través del punto eutéctico C, sólo puede existir sólido, ya que no se puede obtener líquido por debajo de la temperatura eutéctica. En esta región habrá dos fases sólidas, A puro y B puro, siendo univariante, en donde la composición estará determinada y la única variable es la temperatura.

A la temperatura t , habrá equilibrio entre el líquido de composición x y el sólido representado por y , que es por supuesto B puro. Cualquier punto entre x e y representará una mezcla de líquido x y sólido y en equilibrio en proporciones diversas a la temperatura t ; si el punto está más próximo a x habrá más líquido y menos sólido, mientras que si está próximo a y habrá relativamente más sólido. En z , la proporción de líquido a sólido está en la relación de las distancias yz a xz . Cualquier punto del área BEC representa un equilibrio entre B sólido y líquido, y en área ADC el equilibrio es entre sólido A y líquido. La composición de las fases en equilibrio se puede obtener trazando una línea horizontal a través del punto en cuestión, y hallando donde corta a AD o BE para determinar la naturaleza del sólido, a AC o BC para tener la composición del líquido. La recta xy , y en realidad cualquier recta horizontal en estas dos áreas, será una línea de conexión que relacionará las composiciones de las fases sólida y líquida en equilibrio. La curva ACB, denominada curva del líquido, da así las composiciones de las fases líquidas en equilibrio con las fases sólidas representadas por ADEB, que es la curva del sólido. Las dos curvas se cortan en el eutéctico C, y de aquí que a esta

temperatura la composición del sólido sea la misma que la del líquido del que se separa.

1.4.2. Termodinámica de la formación de una solución.

Desde el punto de vista termodinámico es importante determinar los requerimientos de trabajo para la formación de una solución.

1.4.2.1. Trabajo de formación irreversible.

En general durante un proceso isotérmico reversible, el trabajo que un sistema realiza, está dado por:

$$W = -\Delta F \quad (1.13)$$

Siendo F, la función de Helmholtz, definida por:

$$F = U - TS \quad (1.14)$$

Donde U es la energía interna, T la temperatura y S la entropía. El trabajo realizado por el sistema para la formación de una solución estará dado por el cambio en la función F. Si se considera el trabajo presión-volumen, debido al cambio de volumen, se tiene:

$$W_{for} - P\Delta V = -\Delta F - P\Delta V = -\Delta G \quad (1.15)$$

En donde $G = F + PV$ es la energía libre de Gibbs. Cuyo cambio es equivalente al trabajo total realizado por el sistema, excepto el trabajo presión-volumen.

Entonces:

$$W_{for} = -\Delta G + P\Delta V \quad (1.16)$$

Si la relación anterior ∇V , se expresa en cantidades molares parciales, la ecuación anterior se puede escribir como:

$$W_{for} = -\Delta G + P \sum_i n_i \left(\frac{\partial \Delta V}{\partial n_i} \right)_{T,P,n_{j \neq i}} \quad (1.17)$$

$$\left(\frac{\partial \Delta V}{\partial n_i}\right)_{T,P,n_{j \neq i}} = \bar{V}_i - \bar{V}_i^\circ = \Delta \bar{V} \quad (1.18)$$

Donde \bar{V}_i \bar{V}_i° son los volúmenes molar parcial de la i-ésima componente en solución y el volumen molar de la i-ésima componente en estado puro, el cual para una solución muy diluida es prácticamente nulo; para una solución que varíe su concentración de 0 a 18%, la variación de los volúmenes parciales es de aproximadamente 0.00020 cm³/gmol y la presión puede tomarse como 0.0306 kg/cm², que es la presión de vapor de la solución para altas concentraciones. La estimación del trabajo presión-volumen es del orden de 10 a 5 kWh/m³, siendo bastante pequeño para considerarse. Con base a lo anterior el segundo término se puede despreciar y concluir que:

$$W_{for} = -\Delta G \quad (1.19)$$

1.4.2.2. Trabajo de formación reversible

Si el proceso de formación es reversible, cuasiestático, ΔG se determina simplemente por la diferencia entre las energías libres final e inicial, entonces:

$$\Delta G = G_f - G_i \quad (1.20)$$

Si se expresa G en términos de cantidades molares parciales, se tiene:

$$G_f = \sum_j n_j \left(\frac{\partial G_f}{\partial n_j}\right) = \sum_j n_j \mu_j^f \quad (1.21)$$

$$G_i = \sum_j n_j \left(\frac{\partial G_i}{\partial n_j}\right) = \sum_j n_j \mu_j^i \quad (1.22)$$

Tomando el estado inicial de la j-ésima componente como el estado puro:

$$\mu_j^i = \mu_j^\circ \quad (1.23)$$

μ_j es el potencial químico de la j-ésima componente y está definido en función de las actividades y fugacidades. Considerando la actividad de los componentes puros igual a la unidad, se obtiene:

$$\Delta G = \sum_j n_j (\mu_j - \mu_j^\circ) \quad (1.24)$$

$$\Delta G = \sum_j n_j RT \ln a_j \quad (1.25)$$

Para el caso de la solución salina compuesta por n^a de agua y n^s de sal, la sumatoria se reduce a solo dos términos.

$$\Delta G = RTn^a \ln a^a + RT n^s \ln a^s \quad (1.26)$$

Donde a^a y a^s son las actividades del agua y de la sal en solución respectivamente. Si se considera la solución salina como ideal, la ecuación del cambio en energía libre sería la misma, pero en lugar de actividades del agua y la sal, se usarían las fracciones mol y se tiene:

$$a_i = \frac{f_i}{f_i^\circ} \quad (1.27)$$

Donde utilizando la ley de Raoult:

$$f_i = f_i^\circ x_i \quad (1.28)$$

Entonces, la actividad del agua es igual a la fracción mol:

$$a_i = x_i \quad (1.29)$$

Y retomando el trabajo de formación:

$$W_{for} = +n^a RT \ln x^a + n^s RT \ln x^s \quad (1.30)$$

El trabajo total de formación está dado por:

$$W_{for} = +n^a RT \ln a^a + n^s RT \ln a^s \quad (1.31)$$

Considerando la solución formada como no ideal.

1.4.3. Trabajo de separación del solvente

Esencialmente una planta de desalinización separa el agua salina entrante en un producto de agua y salmuera. El agua que se produce contiene una baja concentración de sales disueltas y la salmuera contiene la alta concentración restante de sales disueltas. La planta requiere el consumo de una cierta cantidad de energía en forma de calor o de trabajo, o puede utilizar diferentes procesos para la separación. Dodge y Eshaya (1960) estudiaron el análisis termodinámico de desalinización de algunos procesos y obtuvieron las relaciones del trabajo mínimo requerido para la separación por medio de dos métodos diferentes. Curran (1960), por otro lado, se ha encargado de desarrollar las relaciones de trabajo mínimo para cuatro procesos de congelamiento idealizados.

Dodge y Eshaya (1960) emplearon dos métodos para determinar el trabajo mínimo para la separación de agua salina. En primer lugar considera la extracción de agua pura de una cierta cantidad de agua salina. Utilizando la conocida función Gibbs y la relación de gas ideal, obtienen el trabajo mínimo de separación. La relación de trabajo obtenida depende de la cantidad inicial y final de moles de solución salina, de la constante universal de gases, de la temperatura de separación, y de la actividad del agua en la solución salina. Se señala que el trabajo mínimo de separación para una proporción insignificante que se pretende recuperar es irrealista, ya que está basado en una muy pequeña cantidad de agua pura para extracción en relación a una grande cantidad de agua salina.

Donge y Eshaya (1960) concluyen que no existe una diferencia esencial entre el trabajo mínimo requerido para la desalinización y el proceso de congelamiento, y por lo tanto estos procesos incluyendo todas las técnicas de desalinización requieren la misma cantidad de trabajo de entrada. También se señala que el trabajo mínimo de separación no es la única cantidad pero depende de ciertas variables como lo son la temperatura, la salinidad, y los porcentajes de recuperación.

Curran (1960), por otro lado, analizó el trabajo mínimo requerido para el proceso de congelación idealizado utilizando refrigeradores Carnot.

Como suposiciones principales se tiene la depresión del punto de congelación, y la descripción del porcentaje de recuperación en primer lugar, y después el trabajo mínimo requerido es presentado. Cuatro tipos de procesos de congelamiento fueron propuestos y sus relaciones de trabajo mínimo requerido fueron obtenidas. Estos resultados propuestos para procesos de congelación idealizados crean confusión, ya que Dodge y Eshaya (1960) señalan que todos los procesos de desalinización requieren la misma cantidad de trabajo mínimo de entrada independientemente del tipo de proceso.

En este trabajo se procura finalizar con la confusión considerando el proceso general de desalinización, y determinando el trabajo mínimo requerido utilizando la aproximación fundamental basada en la segunda ley de la termodinámica.

1.4.3.1. Análisis de la segunda ley de los procesos de separación de mezclas

Los procesos de separación requieren un trabajo inicial (o de manera general, energía). Minimizar estos requerimientos de trabajo o energía es una parte muy importante el diseño de plantas de separación. La presencia de moléculas distintas en una mezcla hace que se afecten una a otras, y por lo tanto la influencia de la

composición en las propiedades debe tomarse en el ámbito de un análisis termodinámico.

La función específica Gibbs (energía libre Gibbs) g es definida como la combinación de las propiedades de la siguiente manera:

$$dh = vdP - Tds \quad (1.32)$$

la variación de la función de Gibbs de una sustancia pura (una sustancia que tiene una composición de una mezcla química) se obtiene de la diferenciación:

$$dg = vdP - sdT \text{ o } dG = VdP - SdT \quad (\text{sustancia pura}) \quad (1.33)$$

La segunda relación es dada en términos del total de las propiedades. Para una mezcla, la función Gibbs completa es una función de dos propiedades intensivas independientes así como la composición lo presente y puede expresarse como: $G = (P, T, N_1, N_2, \dots, N_i)$. Su diferencial es (Bejan, 1997)

$$dG = \left(\frac{\partial G}{\partial P}\right)_{T,N} dP + \left(\frac{\partial G}{\partial T}\right)_{P,N} dT + \sum_i \left(\frac{\partial G}{\partial N_i}\right)_{P,T,N_j} dN_i \quad (\text{mezcla}) \quad (1.34)$$

Donde N_j indica el número de mol de cada componente en la mezcla.

1.4.3.2. Trabajo de separación reversible del solvente

Debido a las posibles condiciones de irreversibilidades, el trabajo de separación reversible será igual al trabajo de formación con signo contrario:

$$W_{\text{separación}} = -W_{\text{de formación}}$$

El trabajo termodinámico mínimo reversible necesario para obtener una pequeñísima cantidad de agua pura, se diferencia la ecuación de dw , para obtener el trabajo de separación.

$$dW = RTn^a d(\ln a^a) + RT \ln a^a dn^a + RTn^s d(\ln a^s) + RT \ln a^s + RT \ln a^s dn^s \quad (1.36)$$

Si la solución inicial es infinitamente grande, de tal manera que al separar una pequeña cantidad de agua pura, la concentración no sufre cambios, la ecuación se reduce:

$$dW = RT \ln a^a dn^a \quad (1.37)$$

Debido a que los demás términos se hacen cero, el trabajo de agua separada estará dado por:

$$\frac{dW}{dn^a} = RT \ln a^a \quad (1.38)$$

Para estimar el trabajo mínimo necesario para desalar con diferentes rendimientos, es necesario considerar que la concentración de la solución variará conforme a los requerimientos de rendimiento vayan aumentando.

La ecuación de dW , puede tomar la siguiente forma:

$$W = RTn^a d(\ln a^a) + RT \ln a^a dn^a + RTn^S d(\ln a^S) \quad (1.39)$$

Considerando:

$$\mu^a = \mu^a(T) + RT \ln a^a \quad (1.40) \quad \text{y} \quad \mu^S = \mu^S(T) + RT \ln a^S \quad (1.40)$$

$$n^a d(\ln a^a) = -n^S d(\ln a^S) \quad (1.41)$$

Substituyendo las ecuaciones anteriores, se obtiene

$$dW = RT \ln a^a dn^a \quad (1.42)$$

Integrando se obtiene el trabajo total de separación W :

$$W = \int RT \ln a^a dn_1 \quad (1.43)$$

Por lo tanto el trabajo por mol de agua desalada es:

$$W = \frac{RT}{100-n_2} \int_{n_1=100}^{n_2} \ln a^a dn \quad (1.44)$$

Donde n es el número de moles de solución salina ($n = n^a + n^S$) y varía durante el proceso.

1.4.3.3. Separación de dos componentes en una mezcla

Considerando una mezcla de dos componentes A y B cuyas fracciones mol son x_A y x_B . Notar que $x_B = 1 - x_A$, la relación el trabajo mínimo inicial es de la forma:

$$\begin{aligned} W_{rev.ideal} &= -R_u T_0 (N_A \ln x_A + N_B \ln x_B) \\ &= -R_u T_0 [N_A \ln x_A + (N_m - N_A) \ln(1 - x_A)] \end{aligned} \quad (1.45)$$

$$\begin{aligned}
 W_{min.in} &= -R_u T_0 (x_A \ln x_A + x_B \ln x_B) \\
 &= -R_u T_0 [x_A \ln x_A + (1 - x_A) \ln(1 - x_A)] \quad (1.46)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{min.in} &= -N_m R_u T_0 (x_A \ln x_A + x_B \ln x_B) \\
 &= -N_m R_u T_0 [x_A \ln x_A + (1 - x_A) \ln(1 - x_A)] \quad (1.47)
 \end{aligned}$$

Las relaciones anteriores se pueden utilizar directamente para el proceso de desalinización, tomando el agua (el solvente) como el componente A, y la sal (el soluto) como el componente B.

1.4.3.4. Conclusiones sobre el trabajo mínimo requerido en el proceso de desalinización.

En numerosos análisis del mínimo trabajo para procesos ideales de destilación, osmosis inversa y congelación se han demostrado que éste es el mismo para todos los procesos de desalinización y es independiente de cualquier proceso utilizado. Las relaciones se obtuvieron para el mínimo trabajo (o reversible) de entrada para la completa separación de las mezclas y se presentan en diversas formas. Los resultados obtenidos se pueden utilizar para una amplia gama de procesos de separación, incluyendo la desalación de agua de mar o salobre, y poder evaluar la eficiencia de segunda ley en estos procesos de separación.

El análisis del mínimo trabajo de entrada se amplió para un proceso de separación incompleto, que es el caso de todos los procesos de desalinización prácticos y este trabajo puede determinarse para cualquier salinidad del agua salina entrante y la relación de recuperación. Se muestra que existen límites inferior y superior para el mínimo trabajo correspondiente a las relaciones de recuperación de 0 a 100%, respectivamente.

Se pueden obtener algunas conclusiones a partir del análisis del mínimo trabajo del proceso de separación incompleta:

1) El trabajo mínimo es una función fuerte de la salinidad y aumenta linealmente con la salinidad en concentraciones que se encuentran en la práctica. Por ejemplo, el trabajo mínimo necesario para separar el agua salina con 2% de salinidad es casi dos veces más que el agua salina con 1% de salinidad.

2) el mínimo trabajo de entrada requerido se incrementa cuando decrece la salinidad del agua fresca producida. Por lo tanto, se necesita más trabajo para producir agua con menor salinidad.

3) El mínimo trabajo de entrada requerido permanece casi constante para relaciones de recuperación de hasta un 80%. Esto es especialmente cierto a bajas salinidades. Por lo tanto, la operación de plantas de desalinización a bajas tasas de recuperación reduce la eficiencia del sistema y en consecuencia, aumenta los costos de energía por unidad de agua producida.

4) El mínimo trabajo aumenta drásticamente a altas tasas de recuperación. Por lo tanto, las tasas de recuperación por encima de aproximadamente el 80% se deben evitar. Este es especialmente el caso de aguas saladas con altas salinidades

5) Existe un valor óptimo de la tasa de recuperación para minimizar el consumo de potencia de las plantas actuales de desalinización. La óptima tasa de recuperación disminuye al aumentar la salinidad del agua salina entrante. Por lo tanto, hay que poner particular atención a las tasas de recuperación cuando las plantas de desalinización se están diseñando.

Usando la eficiencia de la segunda ley, el rendimiento global de las plantas de desalinización se puede cuantificar fácilmente. En el análisis, el trabajo suministrado al proceso de desalinización siempre se menciona, pero hay procesos de destilación los cuales no requieren un trabajo de entrada. En estos procesos, se aplica energía térmica de manera directa al evaporador por medio de la combustión de combustible u otra fuente de energía. Una comparación se puede hacer sobre la base de la segunda ley de la termodinámica al considerar la exergía (potencial de trabajo) del calor a través de la aplicación de la ecuación de Carnot:

$$W_{min} = q_{min} \left(1 - \frac{T_0}{T} \right) \quad (1.48)$$

Donde T es la temperatura de la fuente térmica y T_0 es la temperatura del sumidero de calor, la cual puede tomarse como la temperatura del agua de mar suministrada. Hay que tomar en cuenta que el mínimo calor de entrada requerido depende de la temperatura de la fuente térmica así como de la temperatura ambiente. Se espera que el análisis presentado en este trabajo, ayude a comprender los aspectos termodinámicos de los procesos de desalinización y guiar e identificar los potenciales para mejorar las eficiencias termodinámicas de los procesos de desalinización

2. TECNICAS DE DESALACIÓN 1

Desalación para abastecimiento de agua ha crecido de manera constante desde 1960. De hecho, el agua de mar desalación está cumpliendo actualmente la mayoría, si no todas las necesidades de agua dulce hogar suministro para algunos países (por ejemplo, los países del Golfo Pérsico) y es una fuente suplementaria de otros.

La desalinización se refiere a un proceso de tratamiento de agua que separa el agua de la solución salina.

Basado en el proceso, las plantas de desalinización se pueden clasificar en dos tipos. La primera consiste en plantas que emplean un proceso de cambio de fase. En dichas plantas, la desalinización se lleva a cabo mientras que se produce un cambio de fase (es decir, evaporación o congelación). Las plantas que utilizan tal proceso incluyen los siguientes:

- Evaporación Instantánea Multietapa (MSF)
- Evaporación Multiefecto (MED)
- Destilación por Compresión de Vapor (VC)
- La humidificación / deshumidificación Desalinización Solar (SHD)
- La congelación-fusión (FM).

El segundo tipo de plantas de desalinización son aquellos que no implican ningún cambio de fase. En tales plantas, la extracción de agua o la sal se lleva a cabo mientras que las sales o agua pura sigue permanecen en la fase de solución. Estos incluyen:

- Osmosis Inversa (OI)
- Electrodialisis (ED).

2.1 Proceso MED (Evaporación Multiefecto).

Se afirma que este proceso es el más importante a gran escala y ofrece un potencial para la reducción de costos de agua sobre otros procesos de desalación. (N. Wende, 2000).

¹ Grasshoff, K, 1999. Medina, 1999. Mulder, Marcel, 1997. A.D. Khawaji, 2008

El proceso de destilación en múltiple efecto 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.

En un proceso de múltiple efecto, se utiliza un evaporador de múltiples cámaras 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 calentarla después del primer efecto. Las últimas plantas MED construidas operan a una temperatura máxima de 70 °C, lo que reduce la posibilidad de incrustaciones dentro de la planta, pero requiere disponer de mayor superficie de transferencia de calor.

Este sistema consiste en un número de evaporadores de tubos verticales u horizontales que constituyen los diferentes efectos, (Figura 7) además de una fuente de calor, que para este propósito se utiliza normalmente, vapor suministrado por alguna central térmica, que entra al primer efecto donde condensa pudiéndose devolver el condensado a la caldera, o bien mezclarse con el agua producto. El agua se evapora 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 súbito dentro de cada cámara.

El vapor que se genera en la primera etapa pasa a los tubos de la siguiente etapa donde condensa internamente al ser rociado con agua, produciéndose a su vez vapor en la etapa. El agua no evaporada dentro de las etapas se alimenta al siguiente efecto en el que nuevamente se vierte sobre el haz de tubos que contienen el vapor de agua producido en la etapa anterior. 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 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 multflash se consigue concatenando los procesos.

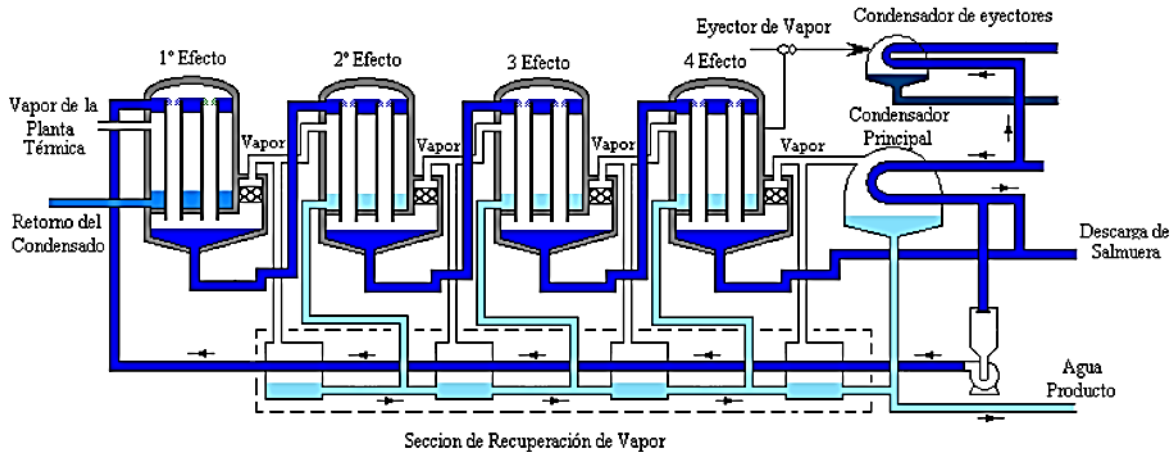


Figura 4 Planta MED mediante tubos verticales de evaporación

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.

2.1.1 Componentes principales.

Los principales componentes que comprende una instalación MED, son los siguientes:

- Pretratamiento.
- Evaporador múltiefecto.
- Sistema de evacuación de gases no condensables.

Las ventajas del proceso de desalación MED, (Gasson, C., Allison, P. 2007), son:

- Los requisitos de pre-tratamiento del agua de alimentación son mínimos.
- El agua producto es de alta calidad.
- Plantas MED son muy fiables, incluso sin un estricto apego al mantenimiento.
- La planta se puede combinar con otros procesos, por ejemplo, el uso de la energía térmica a partir de una planta de energía.
- La planta puede soportar niveles normales de materia biológica o suspendida.

- Los requisitos para el personal de operación son mínimos.

Las desventajas de la utilización de destilación multi-efecto para la desalinización son:

- Son caros de construir y operar - el consumo de energía es muy alto.
- La planta puede ser susceptible a la corrosión. Esto por lo general puede ser controlado por la elección de material.
- El agua producto tiene una temperatura elevada y puede requerir refrigeración antes de que pueda ser utilizado como agua potable.
- La tasa de recuperación es bajo, aunque no tan bajo como para MSF.

MED ocupa un importante sector en el mercado de desalación de agua, especialmente cuando hay calor residual disponible.

2.2 Proceso MSF (Evaporación Instantánea Multietapas).

Cuenta con la mayor porción de agua para beber producida en el mundo y es usada principalmente para desalación de agua de mar (Buros, 2000). Este proceso ha sido usado en grandes escalas comerciales por más de 30 años.

2.2.1 Descripción general.

Esta técnica de destilación está formado por una serie de etapas o cámaras de condensación (15-24 secciones según el diseño), en las que hay un cierto grado de vacío. El agua de mar fluye a través de cada etapa de evaporación, mediante tubos. Dado que en las etapas 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 a la fuente de calor principal, utilizando principalmente el vapor de una central térmica asociada, para aumentar la temperatura del agua entre 70-110°C.

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 etapa es mantenida ligeramente por debajo de la presión de saturación del fluido entrante, se tiene como resultado, una pequeña fracción de vapor de agua pura. El vapor producido pasa a través de una malla hacia la parte superior de la cámara de la etapa de evaporación, donde la condensación se consigue alrededor de los tubos de agua de alimentación, previamente descritos. El condensado se recoge en unas bandejas especiales. La transferencia de calor que se da en estos tubos de cada etapa sirve

para calentar el agua de alimentación, conforme éste pasa a través de cada etapa. (Figura 8)

La salmuera restante, pasa a través del resto de las etapas, que están subsecuentemente a bajas presiones, donde el proceso es repetido.

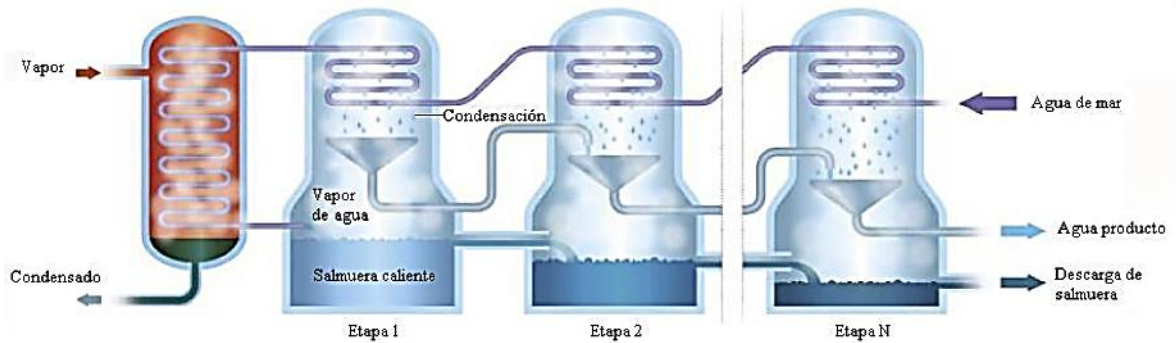


Figura 5 Diagrama esquemático de una instalación MSF

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. Existen dos configuraciones usadas en las plantas MSF: el modo de reciclado de salmuera (Brine Recycle Figura 9) y el modo de una sola pasada (Once-Through, Figura 10), siendo el modo de reciclado el más utilizado, (Carelli, L, 2003).

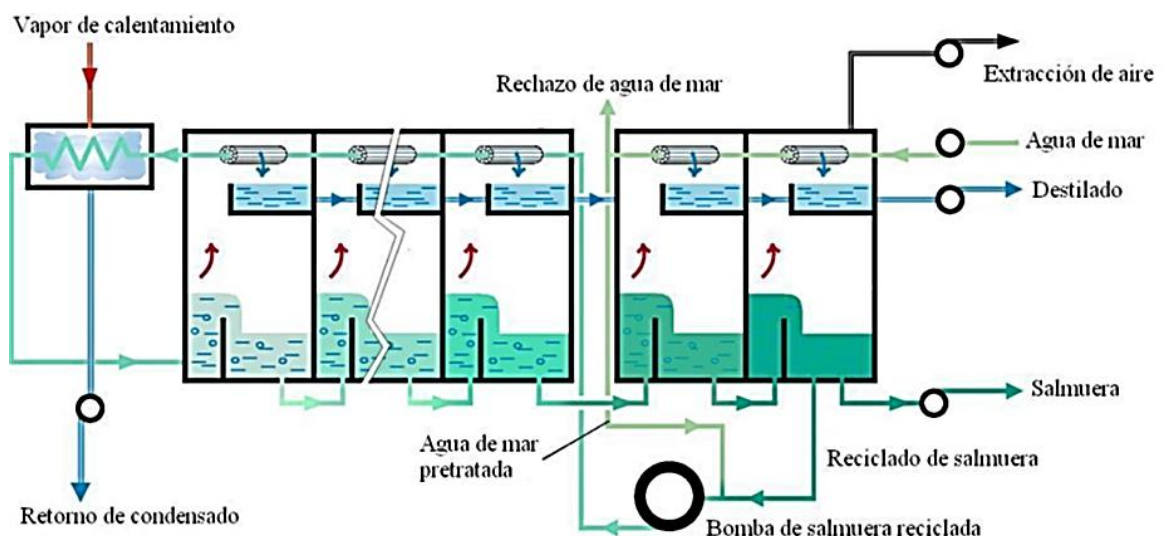


Figura 6 Diagrama de una planta MSF con reciclado de salmuera

En el proceso de reciclado de salmuera (MSF-BR), el vapor de la última etapa es condensado por el agua de mar de alimentación, tomando solo una pequeña fracción, que será enviada a un tratamiento químico y de desgasificación y posteriormente será mezclada con la salmuera proveniente de la última etapa del proceso.

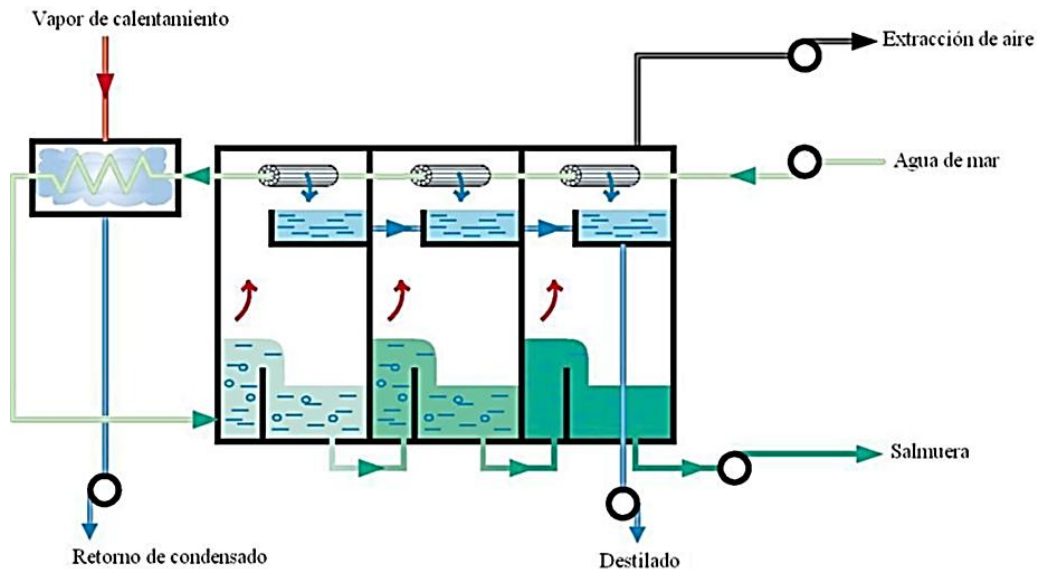


Figura 7 Diagrama de una planta MSF de una sola pasada

En el caso del sistema de una sola pasada (MSF-OT), el agua de alimentación es tomada directamente del océano.

2.2.2 Componentes principales de una planta MSF.

Los principales componentes de una planta de destilación MSF, se comprende de lo siguiente:

- Pretratamiento
- Evaporador multietapas MSF.
- Calentador principal.
- Eyectores de vacío.

Las ventajas del proceso de desalación MSF, (Gasson, C., Allison, P. 2007), son:

- Las plantas MSF se pueden construir para manejar grandes capacidades.

- La salinidad del agua de alimentación no tiene mucho impacto en el proceso o los costos.
- Se produce agua producto de muy alta calidad (menos de 10 mg / L TDS).
- Sólo hay un requisito mínimo para el pre-tratamiento del agua de alimentación.
- Los estrictos procedimientos de operación y mantenimiento de otros procesos no son tan riguroso para MSF.
- Hay una larga historia de uso y fiabilidad comercial.
- Se puede combinar con otros procesos, por ejemplo, utilizando la energía térmica de una electricidad planta de generación.

Las desventajas de la utilización de destilación instantánea multi-etapa para la desalinización son:

- Son caros de construir y operar y requieren un alto nivel de técnica conocimiento.
- Altamente intensivo de energía debido a la necesidad de hervir el agua de alimentación, aunque la energía la eficiencia se mejora sustancialmente a través del proceso de recuperación de calor.
- La relación de recuperación es baja, por lo tanto, se requiere más agua de alimentación para producir la misma cantidad de agua producto
- La planta no puede operar por debajo del 70-80% de la capacidad de diseño.
- Se requiere una mezcla a menudo cuando hay menos de 50 mg / l de TDS en el agua producto.
- La desalación con MSF no se considera competitivo con los procesos de RO o MED en unidades menores a 32,000 m³/día.

2.3 Sistema de Compresión de Vapor

2.3.1 Descripción general.

El proceso de compresión de vapor es una variante de los sistemas de destilación. En él se produce la evaporación y condensación de agua, en una o dos etapas. A diferencia de los otros procesos, el vapor de calefacción es el propio vapor producido por el sistema. Este vapor se comprime hasta alcanzar el nivel energético requerido en la evaporación.

Por tanto el sistema incluye un elemento clave que es el compresor de vapor. La aportación energética al proceso no es vapor, sino energía eléctrica para accionar el motor del compresor.

El agua de alimentación, una vez en la planta, se trata con una pequeña dosis de aditivo a base de polifosfato. Este tratamiento tiene como función inhibir la formación de incrustaciones. Posteriormente, pasa a través de dos intercambiadores de calor donde se recupera el calor de las corrientes de producto y de salmuera descargada de la unidad.

Una vez precalentada el agua, se alimenta como refrigerante a un condensador auxiliar en el que se eliminan los gases no condensables de la corriente de circulación. Posteriormente, se introduce en el evaporador cayendo en forma de lluvia sobre los tubos por los que circula vapor. El agua se calienta hasta su ebullición y se evapora parcialmente por el calor latente del vapor que circula en el interior de los tubos. (Figura 11) Este vapor, una vez que ha cedido su calor, condensa en el interior de los tubos, al otro lado de la superficie del intercambiador de calor a la temperatura de saturación.

El vapor, generado en la cámara principal, es aspirado por el compresor y descargado nuevamente al evaporador como medio de fuente de calor en el interior de los tubos intercambiadores. El vapor en la descarga del compresor se encuentra como vapor recalentado a una presión mayor que en la succión. Este vapor sobrecalentado y comprimido, pierde nuevamente su calor sensible por enfriamiento hasta la temperatura de saturación, y condensa por el intercambio de calor con el líquido alimentado en el exterior de los tubos.

La parte de la alimentación que no ha evaporado, forma la salmuera o rechazo que se recoge en la parte inferior de la cámara del evaporador. Esta corriente se separa en dos, una pequeña parte es evacuada del sistema y la otra se mezcla con agua nueva, haciéndose recircular como agua de alimentación al evaporador.

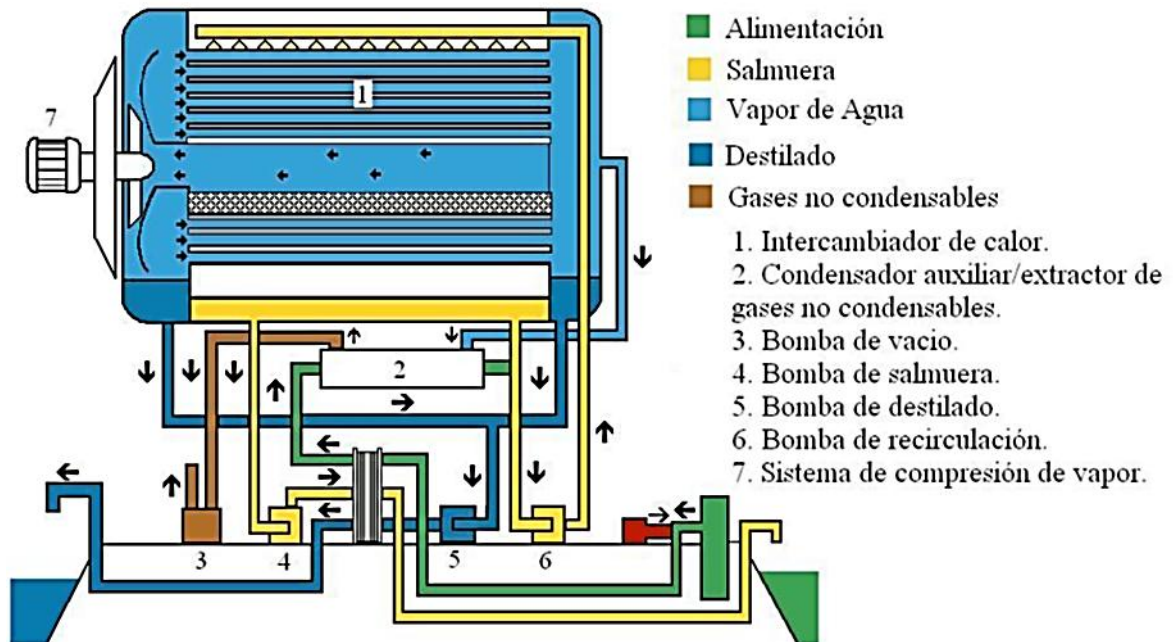


Figura 8 Arreglo de una planta de compresión de vapor.

Tanto el producto como la salmuera que se descargan del evaporador, van al intercambiador de calor de multiflujo para precalentar la alimentación. Ésta puede también precalentarse mediante una aportación auxiliar de calor (descarga de grupo diésel, vapor disponible, o calefacción eléctrica en unidades pequeñas).

Las pérdidas de calor al ambiente son insignificantes debido a la operación a baja temperatura. No hay necesidad de disponer de una fuente exterior de calor para compensar estas pérdidas y mantener el equilibrio térmico; la energía mecánica que suministran los motores eléctricos para comprimir vapor y hacer circular el fluido compensa las pérdidas de calor. La temperatura máxima alcanzada por el agua de mar en la planta es de 64 °C frente a otros sistemas donde la temperatura es muy superior. Esto supone que la carga térmica movida en los intercambiadores de agua de mar de entrada sea pequeña, limitando el volumen tanto del evaporador como de los intercambiadores.

Además, debido a esta baja temperatura, su superficie se ve menos afectada por las incrustaciones, requiriéndose por lo tanto limpiezas en muy raras ocasiones.

2.3.2 Principales componentes de una instalación CV.

El diagrama de flujo de un sistema de compresión de vapor comprende las siguientes secciones:

- Pretratamiento.

- Intercambiadores de calor.
- Eliminación de gases no condensables.
- Evaporador:
 - Cámara principal,
 - Tubos de evaporación - condensación.
- Compresor.
- Postratamiento.

En resumen, las ventajas de la utilización de destilación por compresión de vapor para la desalinización (Gasson, C., Allison, P. 2007), son:

- Las plantas son muy compactos y pueden ser diseñados para ser portátil.
- Se requiere un mínimo de pre-tratamiento.
- El costo de capital de la planta es razonable y el funcionamiento es simple y confiable.
- La tasa de recuperación es buena.
- El agua producto es de alta calidad.
- Los requerimientos de energía son relativamente bajos, aunque no es tan bajo como OI.

Las desventajas de la utilización de destilación por compresión de vapor para la desalinización son:

- Puesta en marcha de la planta es difícil
- Se requiere un calentador auxiliar normalmente para obtener la temperatura del agua de alimentación hasta un punto en el que se forma algo de vapor, después puede utilizarse un compresor.
- Se requiere compresores de vapor grandes y caros, que no son fácilmente disponibles

2.4 Electrodialisis

2.4.1 Descripción General

La electrodialisis (ED) es un proceso electroquímico empleado para la desalación de agua con alto contenido en sales disueltas. El principio de funcionamiento de esta técnica es la transferencia de los iones disueltos desde el agua de aportación, a otra solución donde se concentra, a través de unas membranas selectivas al paso de cationes o aniones y mediante la aplicación de un campo eléctrico. Como resultado de este proceso se obtiene un agua producto con una concentración de sales menor que el agua de alimentación y un subproducto de rechazo, la salmuera, con una elevada concentración de sales. Las dos

corrientes de agua fluyen en paralelo entre las membranas: el agua producto se desala progresivamente, mientras que la salmuera se va concentrando también progresivamente. Los cationes del agua a tratar atraviesan la membrana catiónica hacia el cátodo pasando a continuación a la salmuera. De similar manera, los aniones del agua a tratar atraviesan la membrana aniónica hacia el ánodo pasando después a la salmuera. Por lo tanto, en el proceso de electrodiálisis sólo se mueven a través de las membranas los sólidos disueltos pero no el solvente (agua).

El sentido y la tasa del transporte de cada ión dependen de su carga y su movilidad, de la conductividad de la solución, de las concentraciones relativas, de la intensidad del campo eléctrico aplicado, y está estrechamente relacionado con las características de la membrana de intercambio iónico. La capacidad de eliminación puede aumentarse mediante la unión en serie de varias pilas, aunque no es competitiva frente a la OI en la desalación de aguas de mar. Esta técnica no aporta un efecto barrera, como si lo hacen las otras técnicas de membrana a presión. Es una técnica más robusta frente a cambios en la calidad del agua o paradas del sistema, y tiene un buen comportamiento frente a elementos como el Ba, Sr o sulfatos. Su rendimiento mejora a temperatura elevada y para iones con varia cargas.

Una fracción de la salmuera puede ser recirculada para reducir la cantidad de agua desechada. Esta recirculación aumenta mucho la concentración de la salmuera por lo que puede ser necesaria la adición de ácido u otros reactivos (como los antiincrustantes) al bucle de la salmuera que eviten la deposición de sales sobre las membranas.

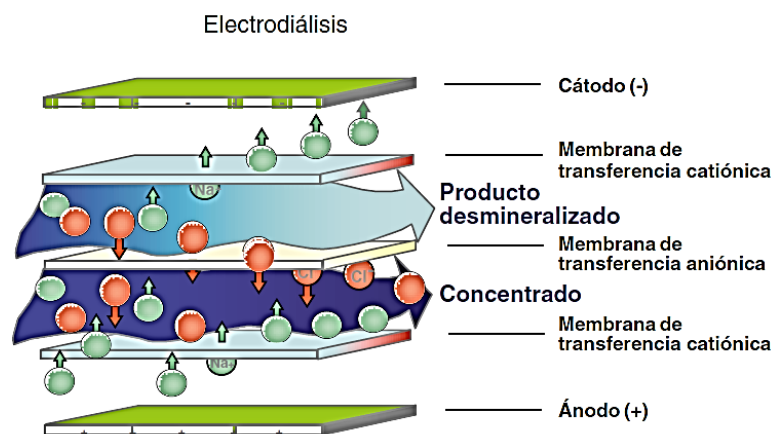


Figura 9 Proceso de electrodiálisis

Las ventajas de la utilización de plantas de electrodiálisis para la desalinización son:

- Se puede producir una alta relación de recuperación (85-94%).

- Se puede tratar el agua de alimentación con un mayor nivel de sólidos en suspensión.
- El pre-tratamiento tiene un bajo uso de productos químicos y no tiene que ser tan precisa.
- El uso de energía es proporcional a las sales eliminadas, en lugar del volumen de agua que se está tratando.
- Las membranas tienen una esperanza de vida de 7-10 años, que es más largo que de Ol.
- Las membranas no son susceptibles a ataque bacteriano o de escala de sílice.
- El escalado se puede controlar, mientras que el proceso está en línea, las membranas también pueden ser limpiado manualmente.
- Se puede operar a baja a una presión moderada.

Las desventajas de la utilización de electrodiálisis para la desalinización son:

- Se requiere una limpieza periódica de las membranas con productos químicos.
- Las fugas ocurren a veces en las pilas de membrana.
- Las bacterias, sustancias no iónicas y turbidez residual no se ven afectados por el sistema y por lo tanto puede permanecer en el agua producto y que requieren tratamiento adicional antes que se cumplan ciertas normas de calidad del agua.

2.5 Destilación Solar

Ha sido una opción para desalar agua salina desde el siglo XVIII (Kunze, 2001;Buros, 2000). La destilación solar utiliza directamente la energía solar para calentar el agua salada para incrementar la producción de vapor de agua. El vapor es entonces condensado en una superficie fría, y el condensado es colectado como agua dulce. (Figura 13)

Requiere un área de colección de los rayos solares de alrededor de un metro cuadrado para producir tres litros de agua dulce por día, en promedio. (Kunze, 2001).

La humidificación solar, consiste básicamente en la evaporación del agua por radiación solar. El dispositivo clave en este proceso es el desalinizador solar (solar stills), el cual consiste esencialmente de un estanque poco profundo en el que se vierte cierto nivel de agua salobre. El estanque va cubierto con un material transparente (vidrio o plástico) colocado con cierta inclinación. El estanque generalmente tiene su superficie interna pintada en negro con un esmalte impermeable, para que pueda absorber la máxima radiación incidente.

La radiación solar que pasa a través de la cubierta es absorbida por el fondo negro y calienta el agua. Algo del vapor que se forma convecta desplazándose hacia arriba y entra en contacto con las superficies frías de la cubierta. El calor latente contenido en la masa de vapor es transferido a la cubierta y es disipado a la atmósfera por radiación y convección. Al ceder este calor ocurre la condensación de la masa de vapor, fluyendo el líquido a lo largo del lado interno de la cubierta hasta caer en los canales de donde se recolecta

Nuevos avances en la tecnología como recuperación de calor y circulación del aire pueden mejorar la producción hasta $20\text{L}/\text{m}^2/\text{día}$

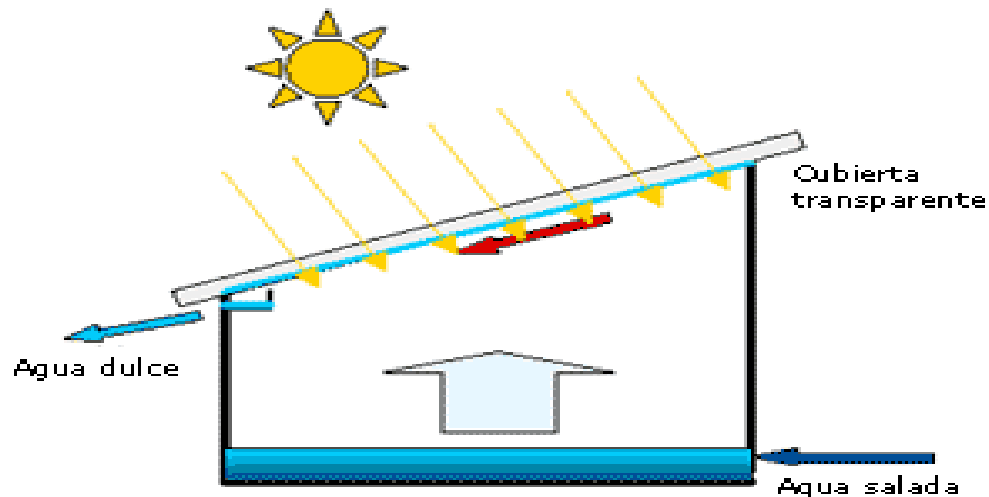


Figura 10 Destilación solar

2.6 Ósmosis Inversa

Por su menor consumo de energía, y la fineza de su filtración, la posibilidad de operación continua y sencillez de sus instalaciones (Darwish y Najem, 2000), la ósmosis inversa es una de las tecnologías más aplicadas a nivel mundial.

La ósmosis es un proceso natural, por el cual, fluye una solución pura o diluida a través de una membrana semipermeable, para obtener una solución más concentrada, debido a la diferencia de potencial químico entre ambas fases líquidas. Esto provoca una presión diferencial a través de la membrana, conocida como diferencia de presión osmótica.

Si a la solución más concentrada se le aplica una presión más alta que la presión osmótica natural, se produce una inversión del fenómeno natural. Bajo tales condiciones, el agua fluye de la solución concentrada a la solución diluida. Tal proceso se denomina Ósmosis Inversa o hiper filtración. Figura 14.

En este proceso el agua (solvente) permea preferentemente a través de la membrana. Esto ocasiona un aumento creciente en la concentración de solutos y en la presión osmótica de la solución por el lado del concentrado, frenando el proceso. Los solutos pueden ser de naturaleza orgánica (azúcares, péptidos, etc.) o inorgánica (cloruro de sodio, carbonato de calcio, etc.) con dimensiones entre 1 y 50 Å.

Dependiendo del tipo de membrana y de las condiciones de operación, la ósmosis inversa puede retener entre 90 y 99.9% de los compuestos en solución, valores que dependen de la dimensión molecular, diferencia de solubilidad y difusión relativa de los compuestos en solución.

Una planta de desalación de agua de mar mediante Ósmosis Inversa, consiste principalmente, de una sección de pre-tratamiento, una sección de bombeo a alta presión, una sección de membranas modular, y una sección de post-tratamiento. En la actualidad las plantas de Ósmosis Inversa de gran capacidad, utilizan turbinas de recuperación, donde la presión de la salmuera de descarga es utilizada para generar electricidad y con esto disminuir los costos de consumo del sistema.

En este proceso el agua de mar es bombeada a alta presión contra una membrana en un contenedor. Una pequeña porción del agua de alimentación pasa a través de la membrana, mientras que la porción de agua que no pasó a través de la membrana, es descargada del sistema con una alta salinidad.

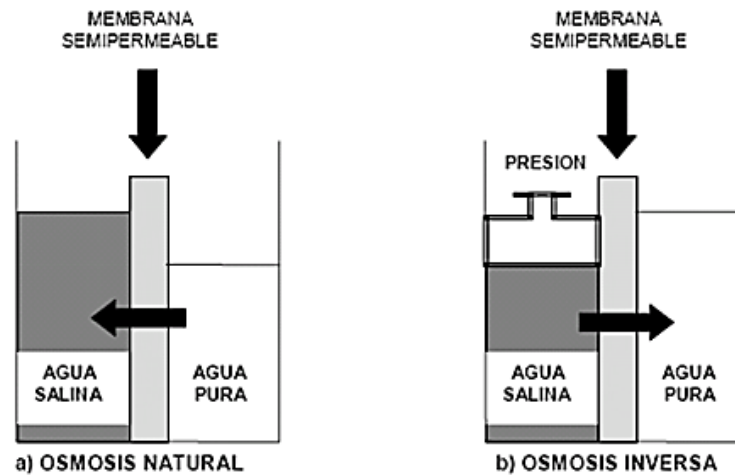


Figura 11 Proceso de Membrana. Ósmosis Inversa

Las ventajas de utilizar el sistema de ósmosis inversa para la desalinización son:

- Son rápidos y baratos de construir y fácil de manejar. Hay pocos componentes, plásticos duraderos y materiales no metálicos se utilizan principalmente - el tratamiento previo de la agua de alimentación para evitar el ensuciamiento de la membrana es el único problema potencial.

- Se puede manejar una amplia gama de velocidades de flujo, desde unos pocos litros por día a 750.000 L / día para los Aguas salobres y 400.000 l / día de agua de mar. La capacidad del sistema puede ser incrementado en una fecha posterior, si es necesario mediante la adición de módulos adicionales.
- Tiene una relación de alta capacidad de espacio / producción, que van desde 25.000 a 60.000 L/day/m².
- El consumo de energía es bajo.
- Se puede eliminar otros contaminantes en el agua, así como la sal
- El uso de productos químicos para la limpieza es baja.
- No hay necesidad de parar toda la planta para el mantenimiento programado debido al diseño modular de la planta.
- El inicio y el cierre de la planta no toma mucho tiempo.

Las desventajas de utilizar el sistema de ósmosis inversa para la desalinización son:

- Membranas de ósmosis inversa son caros y tienen una esperanza de vida de 2-5 años.
- Si la planta utiliza el agua de mar no puede haber interrupciones en el servicio durante una tormenta. Esto puede causar la resuspensión de las partículas, lo que aumenta la cantidad de sólidos suspendidos en el agua.
- Hay una necesidad de un alto nivel de calidad de materiales y equipos para la operación de la planta.
- Es necesario mantener un amplio inventario de repuestos.
- Hay una posibilidad de contaminación bacteriana. Esto se retiene en la salmuera corriente, pero el crecimiento bacteriano en la propia membrana puede causar la introducción de sabores y olores en el agua producto.
- Se requiere pre-tratamiento del agua de alimentación con el fin de eliminar partículas de modo que las membranas duren más tiempo.
- La planta opera a altas presiones y a veces hay problemas con el fallo mecánico de los equipos debido a las altas presiones utilizadas. a través de la red.

2.7 Congelación.

Se basa en el hecho de que las sales disueltas son naturalmente excluidas durante la formación de cristales de hielo. Para desalar agua usando este método, los componentes no salinos son removidos en el tiempo apropiado del proceso de congelación, y el congelado es lavado y enjuagado para remover cualquier sal

adherida a los cristales del hielo. El hielo es entonces descongelado para producir agua dulce. (Figura 15)

Ha habido un pequeño número de plantas desarrolladas y construidas en los pasados 40 años (Water Corporation, 2000), pero el proceso no ha sido desarrollado comercialmente para la producción de agua potable. Ha sido más bien aplicado para el tratamiento de agua residual industrial (N. Wende, 2000).

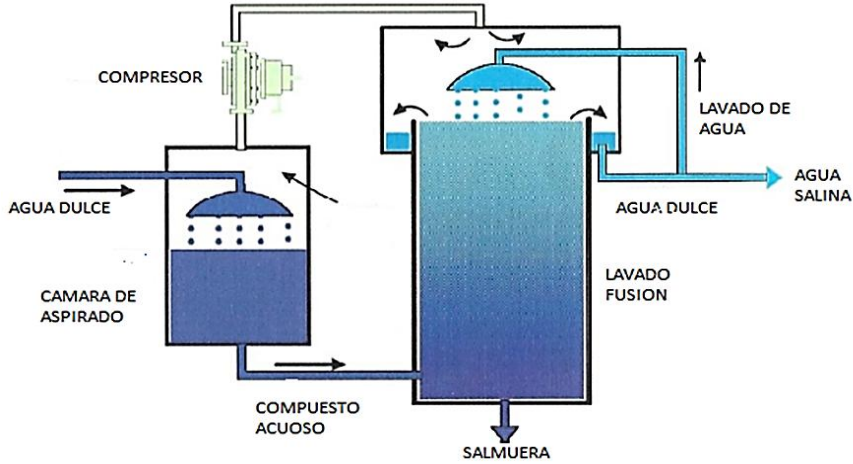


Figura 12 Proceso de desalación por congelación

Aunque la congelación no es ampliamente utilizada comercialmente, el proceso tiene algunas ventajas. Quizás la mayor ventaja potencial es el bajo requerimiento de energía comparado con la de los procesos de destilación (Brian, P.L.T, 1971). La reducción en costos de energía resultados ya que el calor latente de fusión del hielo es sólo la séptima parte del calor latente de vaporización del agua. Separación por congelación podría ahorrar 75 a 90% de la energía requerida por el proceso térmico convencional (Heist, J.A. (1979)).

Los costos de la concentración por evaporación y congelación se enumeran en la Tabla 3. Tienen además la ventaja de la baja temperatura de funcionamiento, que minimiza la producción de sarro y los problemas de corrosión (Agnew, C. and Anderson, E. (1992), así, pueden utilizarse plásticos baratos o materiales de bajo costo a baja temperatura (Johnson, W.E. (1976)). La cristalización por congelación se ha usado para separar una amplia variedad de contaminantes desde agua, tales como minerales disueltos, productos químicos orgánicos y partículas. Los métodos de congelación también se han utilizado para la desalinización del agua de mar.

Tabla 2 Comparación de costos de operación de diferentes concentraciones

Aplicación	Costo por 1000 Kg (1m³) Agua
------------	------------------------------

	removida	
	Evaporation	Congelación
Concentración Jugo de Fruta	\$5.40	\$2.00
Producción de Azúcar	\$8.47	\$1.32
Desalación Agua de Mar	\$1.85	\$0.93
Concentración Sosa Caustica	\$2.23	\$1.06
Concentración Licor Negro (para pasta de papel procesada)	\$3.15	\$1.52

"Ahora es de \$0.84 en plantas modernas de Emiratos Arabes Unidos
Fuente:Chen (121)

Los diferentes procesos para desalinización de agua salada varían principalmente en el consumo energético, costo de operación e impacto ambiental. A continuación se describen brevemente los principales procesos empleados en la desalación de agua de mar.

Tabla 3 Capacidad instalada a nivel mundial

m ³ / d	Distribución	Porcentual
Evaporación Multi-Etapas Flash (MSF)	10, 020, 672	44.2%
Ósmosis Inversa (OI)	8,986,209	39.6%
Electrodialisis (ED)	1,262, 929	5.6%
Destilación Multi-Efecto (MED)	921, 387	4.1%
Comprensión de Vapor (CV)	971, 792	4.3%
Destilación Solar	510, 043	2.2%
Congelación	210	0.0%
Total	22, 674 ,242	

Fuente: Verza, 2002

Los diferentes procesos para desalinización de agua salada varían principalmente en el consumo energético, costo de operación e impacto ambiental (tabla 4).

Tabla 4 Comparación entre tecnologías de desalación de agua de mar

Tecnología	Tipo de energía usada	Consumo de energía fósil	Usos	Costos de capital (capacidad inst) us/m3/d	Costo unitario us\$/m3
MED	Térmica	De 3.4 a 4 kwh/m3	Doméstico , industrial	1,000 a 2,000 (U.N.E.P., 2002)	1.5
MSF	Térmica y eléctrica	De 5 a 8 kwh/m3	Doméstico , industrial	1,000 a 2,000 (U.N.E.P., 2002)	1.10
Ósmosis Inversa	Mecánica (Eléctrica)	De 2 a 2.8 kwh/m3	Doméstico , agricultura e industrial	250 a 750 y para A. de mar 800-1250	0.60
Compresión de Vapor	Electricidad	8-12 kWh/m3 (C.R.E.S., 1998)	Doméstico , industrial	2,500 a 3,000 (U.N.E.P., 2002).	5.0- 0.46 p/ capacidad de 100 - 20,000 m3/d (Ettourney et al., 2002).
Destilación solar	Térmica-Solar	—	Doméstico , industrial	No determinada. Muy altos	28
Electrodiálisis	Electricidad	De 16 a 19 kwh/m3	Doméstico , industrial	250 a 750 (1995)	0.25 a 1.0 depende del tamaño de la planta
Congelación	Electricidad	Altos	Doméstico , industrial	Desconocido	0.403465 (Barduhn, A.J., 1968)

Fuente: Lechuga, 2007

2.8 ANÁLISIS COMPARATIVO TÉCNICO Y ECONÓMICO

Los procesos de congelación se ha desarrollado rápidamente durante los últimos 50 años debido a que tiene un gran número de ventajas, por ejemplo, bajo consumo de energía, la inmunidad de ensuciamiento y la corrosión, así como casi no necesita ningún pre-tratamiento.

A pesar del hecho de que los procesos de contacto directos pueden ser muy eficiente, que nunca han sido utilizados para la desalinización a gran escala, debido a una serie de consideraciones prácticas, incluyendo el diseño y dimensionamiento de los componentes, el funcionamiento y el control de las operaciones de manejo de sólidos, y numerosos problemas con los compresores .

Desde el inicio de la congelación como un proceso para desalar agua de mar, han surgido una gran variedad de ideas falsas sobre el proceso que han evolucionado y persistido, aunque contrarrestado con la información científica y de ingeniería. Tales conceptos erróneos o mitos han sido muy perjudiciales para el

desarrollo comercial de congelación como un proceso de desalinización competitiva, (*H.F. Wiegandt, 1980*).

Paul J. Schroeder, en 1980, consideró que los procesos de congelación serían el estándar del futuro, al menos en los casos en que el agua de alimentación tiene la concentración de agua de mar o superiores..

Sin embargo, hay otros procesos en los que el precio competitivo de agua dulce no es el criterio económico gobernante y en varios casos, el proceso de congelación se ha demostrado ser útil. El proceso de congelación para concentración se ha usado con éxito en las industrias alimentaria y farmacéutica y tiene otros usos potenciales en la concentración de residuos industriales procedentes de plantas de galvanoplastia, plantas de energía nuclear, y plantas químicas.

Para que la tecnología de desalinización por congelación se ponga al día, sin duda, se requieren progresos significativo y fuertes pasos de ingeniería, y la continuación de los trabajos en estas áreas, sin duda, ayudará al diseñador de las futuras plantas de desalinización por congelación para producir agua fresca del mar sean eficientes y competitivas.

Por ejemplo, los principales problemas en proceso de congelación puede ser la separación de los cristales de hielo del concentrado de salmuera y de la falta de adaptación de compresores refrigerantes convencionales. La reciente invención y el desarrollo del compresor de refrigerante hidráulico pueden proporcionar una solución a los problemas del compresor. Rice y Chau (1997) describen tal compresor y las características del sistema de desalinización congelación resultante.

Un estudio de la aplicación de este enfoque a las aguas subterráneas salinas (5000 ppm) en Dakota del Norte llegó a la conclusión de que planta chica (1,000,000/día) podría producir agua a un costo de \$ 1.30/1000 galones (\$ 0.34/m³), que, de ser cierto, hace que el proceso competitivo con el OI, (*James E. Miller, 2004*).

Otro factor importante es la creciente preocupación por la sostenibilidad en las técnicas de desalación, puesto que requieren grandes cantidades de energía, es por eso que se torna deseable el desarrollo de la desalación por congelación.

Tabla 5 Comparativo técnico de las opciones para desalar agua de mar

Tecnología	Destilación Solar	MED	MSF	Destilación Por Compresión De Vapor	Osmosis Inversa	Electrodialisis	Por Congelación
Tecnología experimentada	Sí	Sí	Sí	Sí	Sí	Sí	No
Necesidades energéticas	Térmico	Térmico/eléctrico	Térmico/eléctrico	Mecánico/Eléctrico	Mecánico/Eléctrico	Eléctrico	Térmico/eléctrico
Factores que afectan las necesidades energéticas	Temperatura ambiental, viento	Temperatura (agua de mar y ambiente)	Temperatura (agua de mar y ambiente)		Salinidad del agua recuperación de energía.	Salinidad del agua de mar	Temperatura ambiental
Consumo de energía (kWh/m ³)	642	32 (térmico), 1 a 2.5 (eléctrico)	48 a 441 (térmico), 3 (eléctrico)	11 a 25	4 a 17	0.8 a 11	6 a 108
Coste (\$/(m ³ /día))	9000 a 66 000	1000 a 12 000	800 a 15 000	1100 a 4200	1600 a 2000	280	2400
Tamaño mediano (m ³ /día)	0.005 a 5	1000 a 10 000	1000 a 100 000	2 a 1000	0.01 a 10 000	0.1 a 200	No requiere
Complejidad de la operación	Poco	Elevada	Elevada	Elevada	Necesidad de las pre tratamiento	Necesidad de las pre tratamiento	Elevado (separación del helado)
Pre tratamientos requeridos	Nada	Filtración,	Filtración, control de alimentación	Filtración, control del alimentación	Filtración, otra (depende calidad del agua)	Filtración, otra (depende calidad del agua)	No requiere
Mantenimiento requerido	Instalaciones tratamiento de los residuos, sales.	Alimentación/corrosión De las bombas.	Alimentación/corrosión De las bombas.	Alimentación/corrosión De las bombas.	Reemplazar filtros, limpiar membranas, corrosión bombas e instalaciones.	Reemplazar filtros, limpiar membranas, corrosión bombas e instalaciones.	No requiere
Sustitución requerida	Nada	Filtro	Filtro	Filtro	Filtro (mensualmente), membrana (de 2 a 5 años)	Filtro (mensualmente), membrana (de 2 a 5 años)	Nada

3. DESALACIÓN POR CONGELACIÓN

La destilación y la filtración, los procesos comúnmente utilizados, tienen alto costo operativo y de mantenimiento. La temperatura de operación y el calor latente de fusión bajo de agua hace valga la pena considerar para en investigación en la tecnología de congelación para lograr perfeccionarla y llevarla a un mejor desarrollo.

3.1 Generalidades

Por medio del proceso de desalinización por congelación es posible extraer agua de una solución salina en forma de cristales de hielo, los cuales se encuentran entonces, libre de sales.

Se puede parcialmente congelar el agua de mar y por medios físicos separar los cristales de la salmuera, y posteriormente derretirlos para producir agua dulce. Por lo que este proceso es doble es decir una congelación seguida de una fusión. Los cristales formados bajo condiciones apropiadas pueden ser muy puros.

Se requiere un sistema de refrigeración para eliminar de la salmuera el calor de fusión del hielo. La cantidad de calor, la cual debe ser disminuida de la unidad de congelación, es esencialmente igual a la cual debe adicionarse a unidad de fusión.

3.1.1 Antecedentes

El médico danés Thomas Bartholinus (1616-1680) fue aparentemente el primero en reportar que el agua obtenida por la fusión del hielo formado en el agua de mar era fresca. Casi al mismo tiempo, Robert Boyle (1627-1691) informó de la misma observación, previendo el fenómeno como una fuente de agua dulce y el jesuita Atanasio Kircher (1602-1680) analiza la razón por la hielo formado en el mar es fresco (Nebbia, G. and Menozzi, G.N., 1968). La razón de obtener agua dulce a partir hielo es debido al rechazo de sales en la interfaz. La congelación de grandes cuerpos de agua presente en la naturaleza ocurre en la superficie de los océanos, lagos y bahías. La combinación de transferencia de calor asociado con la eliminación de calor por el medio ambiente, y la latente interfaz de liberación de calor produce la convección natural de flujos de agua. La congelación del agua de mar libera fluido en la interface agua-hielo, que es más denso que la masa de agua. La fuerza de empuje resultante del soluto, por lo tanto, actúa hacia abajo. Esta fuerza de flotabilidad soluto adicionada a la fuerza de flotación térmica.

La observación del flujo reveló que empujaba hacia abajo, por debajo de la superficie de congelada. Se encontró que la tasa de transferencia de calor por convección es fuertemente afectada por el rechazo de soluto en la congelación (Brewster, R.A. and Gebhart, B. 1994).

Al final del siglo XVIII, el científico italiano Anton Maria Lorgna (1735-1796) describe un método para purificar el agua de mar y agua impura por congelación y fusión del hielo. En 1786 Lorgna publicó su primer artículo sobre la desalinización del agua mediante la congelación, preguntándose por qué nadie había aplicado anteriormente en un proceso artificial imitando lo que la naturaleza hace tan bien y con facilidad en los mares fríos mediante la producción de bloques de hielo de agua dulce del agua de mar. También identificó que sólo un único punto de congelación del agua de mar produce un bloque de hielo que tiene la salinidad mucho menor que el agua de mar, pero no nula. Así, señaló la necesidad de procesos de congelación-fusión de varias etapas para obtener agua libre de sal (Nebbia, G. and Menozzi, G.N. 1968).

3.1.2 Reseña bibliográfica

1) Tanto Baiduhnp en 1982 y Wiegandt, en 1990 proporciona reseñas históricas de la experiencia con la congelación y de nación. Estos individuos han sido los principales contribuyentes en este campo como lo demuestra el gran número de documentos que se han publicado sobre el tema. La siguiente información se resume en estos documentos de referencia.

2) Los informes OSW durante el período de su existencia (1955-1974) cubren gran parte del progreso la desalación por congelación en los Estados Unidos.

3) La primera planta piloto en operación fue instalación construida por VFVC Canier Corporación, en Wrightsville Beach, Carolina del Norte el seleccionado como sitio para la prueba. La absorción de vapor era realizado por un bromuro de litio de la salmuera. Aunque no fue económicamente atractivo, este notable esfuerzo estableció una nueva tecnología viable.

4) La siguiente unidad fue usando el proceso Cornell, construido por Blaw-Knox a Florida Power and Light, en San Petersburgo, Florida. Este fue un proceso SRF utilizando butano como refrigerante. Después de algunas modificaciones, la instalación alcanzó una tasa de producción de 55,000 208 m³/día de agua, 57 por ciento por encima de la velocidad de diseño. El proyecto piloto Blaw-Knox fue el pionero en el establecimiento con una correcta ejecución de un proceso de SRF para desalar agua de mar.

- 5) En 1962 comenzó OSW trabajos en una gran escala 200,000 litros/día en la costa Este. Esta instalación no pudo comenzar a funcionar porque el compresor secundario tenía capacidad insuficiente para permitir que el compresor primario arrancara. El proyecto fue colocado en estado de alerta y posteriormente desmantelado y OSW clausuró el programa.
- 6) Una subsidiaria Stmthers-Wells, Struthers Scientiñc e internacionales Coiporation (SSI), diseñaron y construyeron una planta piloto de 15.000 56.8 m³/día en 1964. Después de severas modificaciones, se obtuvieron resultados bueno, pero esta planta piloto se quedó corta en proporcionar los datos de diseño de plantas a escala real, para servir como un segundo ejemplo de fiable de congelación con butano en una planta.
- 7) La realización de dos plantas SRF OSW (números 7 y 8) que utiliza hidratos de gas fue insatisfactoria porque no fueron capaces de lavar eficazmente los cristales de hielo. Esta deficiencia fue descubierta en 1968.
- 8) En 1968, el OSW suspendió el apoyo a las nuevas plantas piloto SRF. En 1975, siete años después La suspensión anunciada, la planta SRF final (Número 11) experimentó fallos con los que se diluyó la aceptación de desalación por congelación mediante el uso de los refrigerantes secundarios.
- 9) Varios otros esfuerzos en el desarrollo de los procesos de desalación son descrito en las referencias. Un fabricante, Colt, desarrolló un patín montado con éxito con una producción de 378 m³/día. Pero se retiraron del mercado cuando la unidad no experimentó una respuesta adecuada. Varios proyectos de hidratos de gas desarrollados en las décadas de 1960 y 1970 también se describen, pero el rendimiento de estos proyectos fué desfavorable.
- 10) Barduhn, en 1982, declaró: "Varias empresas han realizado una amplia labor de desarrollo de congelación y después dejado, por ejemplo, Carrier, Struthers, Colt y Blaw-Knox en este país y la Británicos e israelíes en el extranjero. Ninguno ha dicho que la congelación es viable o rentable. El sentimiento común parece ser que el desarrollo del trabajo necesario es abundante y el período de retorno de pago no va a ser corto. "Hablando más sobre las ventajas de la desalinización por congelación, declaró:" Los requerimientos de energía son bajos. Pero esto no es una ventaja suficiente en la década de 1960 pero con el aumento en los costos energéticos, se convierte en un factor importante"
- 11) En 1990 Wiegandt concluyó que el proceso usando gas butano como el refrigerante secundario era un éxito.. Cita cuatro proyectos butano éxito, incluyendo el Proyecto Blaw-Knox, el proyecto SSI modificada y los proyectos británicos e israelíes.
- 12) Wiegandt cree que se necesita un profundo respeto por la termodinámica, una apreciación de la economía de escala, y una aplicación únicamente de los procedimientos que han sido probados para ofrecer un funcionamiento sin problemas. Al parecer, se ha realizado poco en el ámbito de la desalación de

congelación entre la obra de Barduhn en 1982 y la obra de Wiegandt en 1990. De 123 referencias que figuran en el resumen de 1990 de Wiegandt, sólo nueve de las referencias fueron entre 1982 y 1990 con una sola referencia en el período de 1988 a 1990. Muchos de los documentos sobre la desalinización por congelación describen el diseño y operación de varias plantas piloto de desalinización por congelación que fueron apoyados por el portal único.

13) Wiegandt considera que el esfuerzo acelerado hacia la comercialización del proceso, echando a andar demasiadas plantas piloto muy grandes por lo que, cuando surgieron problemas, las modificaciones eran demasiado costosas modificaciones lo que causaron el eventual cierre en muchos casos, el trabajo de laboratorio se inició sólo después de que las plantas piloto había intentado varias modificaciones fracasaron.

A continuación se enlistan en forma cronológica algunos otros trabajos que se han realizado y que han aportado mucho al conocimiento en el área y que tal vez en el futuro puedan ser aprovechados para lograr el desarrollo de la desalación por congelación.

14) En 1967, R. Fernandez, A.J. Barduhn realizaron un experimento que mostró la tasa de crecimiento está determinada únicamente por la velocidad a la que el calor de solidificación se transfiere por convección con el agua que fluye.

15) M. Landau, A. Martindale, en el mismo año, realizaron un estudio que concluye que la calidad del hilo producido se vé reducido cuando se aumenta la concentración de la salmuera introducida y la tasa de butano, mientras que se obtiene mejor calidad cuando aumenta el tiempo de residencia y mayor grado de agitación.

16) J. Shwartz, R.F. Probststein, en 1968, presentan un modelo hidrodinámico, basado en la ley de Darcy, para analizar el lavado de la salmuera del hielo formado. Se encuentra que la tasa de producción de agua fresca se incrementa a mayores tamaños de los cristales de hielo, la longitud del tapón de hielo por encima de las pantallas, la concentración de los cristales de hielo en la suspensión y las fuerzas mecánicas de restricción externas en el el tapón del hielo. La tasa también se incrementa con cuando la tapa de hielo es menor bajo las pantallas, donde este tamaño muestra ser un parámetro independiente del problema bajo ciertas condiciones de la alimentación de la solución, como el alimentador de gravedad.

17) J.C. Orcutt, en 1969, crea un modelo matemático de la etapa de congelación-cristalización del refrigerante secundario y propone que tiene en cuenta la influencia de la fase de refrigerante en la tasa de nucleación.

18) Josef Shwartz y Ronald F. Probststein, en 1969, establecen las condiciones de funcionamiento óptimas para altas velocidades de producción, suficientemente bajo contenido de sal en el producto, y la pérdida mínima de agua dulce.

- 19) J.C. Orcutt y F.J. Hale, en 1970, Las ecuaciones matemáticas fueron utilizados con la ayuda de una computadora para estudiar el diseño económico del proceso de congelación y para predecir las mejores condiciones de funcionamiento. Los cálculos de optimización mostraron que la economía de la operación dependen en gran medida de la temperatura mantenida en el congelador y la diferencia global en el refrigerante y el equilibrio de la temperatura de congelación.
- 20) Jean-Eric Bajolle y, Philip A. Rice, Allen J. Barduhn, en 1970, Realizan medidas de la cantidad de refrigerantes disueltos en el agua dulce producida.
- 21) Liu Sung-Tsuen, George H. Nancollas, en 1973, Estudia el crecimiento de cristales de siembra de hidróxido de magnesio en soluciones sobresaturadas en un rango de concentraciones de magnesio y iones hidróxido y en presencia de aditivos de fosfonato y se propone un proceso de difusión para controlar el proceso de cristalización.
- 22) Gerald L. Stepakoff, Anthony P. Modica, en el mismo año, Predicción teórica de velocidades de hidrólisis y la comparación con los datos experimentales, se concluye que el modelo si puede ser usado para predecir las constantes de velocidad de hidrólisis, la termodinámica requerida y los parámetros moleculares.
- 23) Phillip C. Wankat, 1973, presenta una técnica para la desalinización por congelación natural que puede ser utilizado en climas relativamente calientes.
- 24) W.R. Burton, A.I. Lloyd, 1974, presentan un estudio de la planta por congelado refrigerante secundario (SRF) en el Reino Unido ha llegado a una etapa en la que el proceso se ha demostrado adecuadamente en tamaños hasta 10.000 gpd (45m³/day) y las estimaciones detalladas de los costos comerciales de plantas que han demostrado ser atractiva.
- 25) H.C. Simpson, G.C. Beggs, J. Deans y J. Nakamura, realizan un estudio del crecimiento de cristales de hielo.
- 26) W.H. Denton, M.J.S. Smith, J.T. Klaschka, R. Forgan, H.R. Diffey, C.H. Rumary, R.W. Dawson, en 1974, Estudios experimentales en el lavado y fusión de cristales de hielo en refrigerante inmiscibles.
- 27) G.L. Stepakoff, en 1974, afirmó que la congelación eutéctica continua tiene grandes potenciales para la eliminación de salmuera y la concentración de los desechos industriales.
- 28) D.W. Johnson, J.L. Lott, C.M. Sliepcevich, en 1976, afirma que la desalación por congelación evita tanto los problemas de corrosión costosos, y la complejidad mecánica de manejo de vapor y menor consumo de energía, lo cual lo hace uno de los procesos de desalinización más atractivos actualmente disponibles. Comenta que los problemas de funcionamiento encontrados deben ser resueltos mediante la utilización de la tecnología existente.

- 29) H.C. Simpson, G.C. Beggs, J. Nakamura, A. Baxter. Llevaron a cabo una investigación experimental, de las tasas de crecimiento de los cristales de hielo aumentan con la velocidad de la corriente en el sub-enfriamientos alta.
- 30) Wallace E. Johnson, 1976, Discute por qué no se ha llevado a cabo el proceso de manera commercial, las posibles causas y áreas que requieren mayor investigación y desarrollo.
- 31) A.I. Lloyd, en 1977, publicó un diseño para una planta desaladora usando refrigerante secundario en el proceso de congelación. Un diseño comercial con dos vasos integrales ha sido formulado y presupuestados. Su costo de inversión es de alrededor de 20% por debajo de los costos actualizada del diseño anterior y muestra la perspectiva de la producción de agua a un nivel inferior a los de los sistemas de la competencia.
- 32) N. Akhtar, L. McGrath, P.D. Roberts, en 1979, realizó un modelo y simulación parcial de una columna de cristalización a escala piloto.
- 33) Allen J. Barduhn, Avinash Manudhane, en 1979, Realizó una investigación de las temperaturas eutécticas de varias proporciones de los iones que se encuentran comúnmente en las aguas naturales (Na, K, Ca, Mg, Cl, SO₄, HCO₃) muestra que el proceso funcionará bien a temperaturas no inferiores a -25 ° C.
- 34) Dumitru M. Lupu, 1979, La dinámica de la desalación de agua de mar a través de los estudios de la zona del punto de congelación.
- 35) Bruce Cox y posteriormente Paul J. Schroeder, 1979 y 1980 respectivamente, realizan una revision del proceso y sus prospectivas.
- 36) H.F. Wiegandt, R.L. Von Berg, 1980, Desde el inicio de la congelación como un proceso para desalar agua de mar, una gran variedad de ideas falsas sobre el proceso ha evolucionado y persistido, aunque contrarrestado con la información científica y de ingeniería de lo contrario.
- 37) Cheng Chen-Yen, Su Yin-Fong, Daniel N. Hopkins, 1982, El proceso de VFPIIM tiene las siguientes ventajas: No requiere un compresor ni una solución absorbente de vapor de agua bajo presión, ni un circuito de refrigeración (bomba de calor) para reutilizar el calor liberado en la condensación o de sublimación del vapor de agua a baja presión en el suministro el calor latente de fusión del hielo. El proceso utiliza componentes disponibles en el mercado y por lo tanto puede funcionar con fiabilidad.
- 38) Wilfred J. Hahn, 1986, habla de las mediciones y control que debería vigilarse durante la congelación.
- 39) A.F. Abdul-Fattah, 1987, Los procesos de congelación se pueden emplear a pequeña escala, utilizando el equipo de plataforma con energía térmica de baja calidad. La construcción de unidades de congelación independientes se puede lograr utilizando la energía solar. Se proporcionan 4 diferentes opciones de diseños usando energía solar.

40) C.Y. Cheng, W.C. Cheng, M.D. Yang, que detallan el proceso de congelación al vacío en múltiples fases.

41) H.F. Wiegandt, A. Madani, P. Harriott, en 1987, estudiaron el desarrollo de cristales de hielo para el proceso de contacto directo con butano.

42) A.A. Madani, S.E. Aly, en 1989, proponen una combinación de las tecnologías de Osmosis Reversa y Congelación, para reducir el consumo de energía y la salmuera rechazada.

3.2 Ventajas y desventajas de la desalación por congelación.

Aunque el proceso de congelación/ fusión no ha sido ampliamente utilizado a nivel comercial, el proceso tiene algunas ventajas. Quizás, la más grande ventaja de desalinización por congelación es su muy bajo requerimiento de energía comparado con los procesos de destilación (Brian, 1971; Johnson, 1979). La reducción en los costos de energía resulta del calor latente de fusión del hielo, que es una séptima parte del calor de vaporización del agua. La separación Congelación/ fusión, podría alcanzar del 75 al 90% de reducción de la energía requerida por los procesos térmicos tradicionales (Heist, 1979). El proceso C/F, tiene la ventaja de trabajar a baja temperatura de operación, minimizando el escalamiento y los problemas de corrosión (Brian, 1971; Agnew and Anderson, 1992; Hartel, 1992). Materiales plásticos y/o de bajo costo se pueden usar a bajas temperaturas (Johnson, 1976; 1979; Agnew y Anderson, 1992; Maguire, 1987) Se pueden alcanzar áreas muy grandes y coeficientes de transferencia utilizando contacto directo entre la salmuera y el refrigerante. El proceso CR, no necesita un pre tratamiento, en donde se pueden evitar los químicos requeridos para el pre tratamiento, además no está sujeto a problemas de incrustaciones, como ocurre en la separación por membrana (Johnson, 1976; Schroeder *et al.*, 1977) y hay que considerar además que es mínimo el impacto ambiental (Maguire, 1987).

En cuanto a las desventajas, en comparación con la evaporación y la ósmosis inversa, se incluyen los altos costos de capital y de operación durante la separación del hielo (Muller, 1967). Otras desventajas son (Wiegandt y Von Berg, 1980):

- Retención de sabores y aromas desagradables (inicialmente presentes en el agua marina de alimentación) que pueden estar presentes en el agua fresca producida (Braddock y Marcy, 1987).
- El proceso de congelación necesita incluir los pasos de crecimiento, manejo y lavado de cristales de hielo y el requerimiento de compresores mecánicos de vapor.

- Los compresores representan un método costoso de suministrar los requerimientos de energía del sistema (Brian, 1971).
- Probablemente el más grande impedimento para aceptar el proceso de congelación es el hecho de que las grandes instalaciones no se pueden diseñar y optimizar con confianza, debido a la complejidad de sus operaciones unitarias en la unidad de congelación, fusión y columna de lavado-separación.
- Atrapamiento de solución salina en el hielo durante la cristalización requiere de trituración y re cristalizaciones del hielo.
- Un incremento progresivo en las concentraciones de la sustancia disuelta y gases no condensables.
- Se requiere alta calidad en la energía para el proceso de cristalización comparada a la baja calidad de la energía en muchos procesos de evaporación.
- Se requiere una cierta cantidad de agua fresca para lavar el hielo con el objeto de reducir el contenido de sal en el agua producida.
- Limitado conocimiento de la cristalización del hielo y crecimiento en un sistema de suspensión de hielo, de la funcionalidad en el manejo de pequeñas partículas de hielo en suspensión, de los buenos métodos para una separación completa del hielo de la salmuera y el comportamiento de la hidratación.
- Algunos métodos como la centrifugación, compresión y lavado a contracorriente se han desarrollado para separar el hielo de la salmuera en el proceso de desalinización por congelación, pero ningún de estos métodos de separación han sido enteramente satisfactorios.
- Algunos estudios experimentales muestran que el costo del agua fresca se debe substancialmente al costo debido a la dificultad de la separación.
- Los métodos más comunes de desalinización por congelación son congelación al vacío, compresión de vapor, congelación con refrigerante secundario y congelación por absorción de vapor. Todos ellos tienen esencialmente los mismos componentes pero sólo difieren en los métodos por el cual la congelación se lleva a cabo.

3.3 Proceso ideal de la desalación por congelación

El sistema es representativo de los procesos de desalinización, e incluye componentes los cuales son indispensables para su operación. El sumidero de calor es la fuente de agua salina a T_0 . El trabajo requerido se puede calcular si los componentes operan bajo condiciones ideales y se hace necesario ciertas suposiciones tanto de los procesos o componentes. Las principales suposiciones se enlistan a continuación:

- El intercambiador de calor, congelador y fundidor son equipos operando a régimen estacionario y por lo tanto no hay acumulación neta de agua o sales en ellos.
- La temperatura en cualquier punto del sistema no cambia con el tiempo.
- Los componentes como el intercambiador de calor, congelador y fusionador son equipos perfectos y no hay irreversibilidades asociadas a ellos.
- No hay pérdidas ni ganancias de calor entre el sistema y sus alrededores
- No hay cambios en las energías cinética y potencial de los fluidos circulando a través del sistema.
- Los cristales de hielo congelados del agua salina son perfectamente puros tal que no contienen ninguna sal disuelta.
- No hay caídas de presión asociados con los componentes y conexiones de tuberías.
- Debido a que la fracción de sal es pequeña para casi todas las aguas salinas, se supone que es una solución ideal. Por lo tanto, no hay irreversibilidades asociadas con el agua salina.

El proceso ideal de desalinización por congelación es un proceso isobárico durante el cual la presión del agua salina entrante permanece constante a través de todo el proceso. El agua salina a temperatura T_0 y la razón de flujo molar entra al intercambiador de calor para pre enfriarse por intercambio térmico con la salmuera y agua pura saliendo. El agua pura y el contenido de sal del agua salina entrante son iguales a aquellos de las corrientes de salmuera idea agua pura saliendo. Por lo tanto, el agua salina se enfría a su punto de congelación del agua a su punto de congelación T_L . El agua salina que entra al congelador, donde se forman los cristales de hielo puro y se separan de la salmuera concentrada. Las corrientes de agua pura y salmuera salen del congelador a la temperatura de congelación del agua salina, debido a que el congelador está en equilibrio térmico.

El calor latente de cristalización del agua salina se extrae por medio de otro refrigerador de Carnot operando entre la temperatura del punto de congelación del agua salina T_L y la temperatura de la fuente de agua salina T_0 , provocando la formación de cristales de hielo puro.

Como los cristales de hielo son transferidos del congelador al fusionador, ellos permiten recibir calor de la máquina térmica de Carnot, produciendo trabajo. Durante este proceso de calentamiento, la temperatura de los cristales se eleva a partir del punto de congelación del agua pura T_H . Los cristales de hielo a T_H se transfieren al fundidor y ahí se funden al recibir el calor latente de fusión del hielo desde otra máquina térmica de Carnot. Nótese que el calor latente de cristalización no es igual al calor latente de fusión del hielo, donde T_H no es igual a T_L . Cuando el calor latente de fusión es absorbido por los cristales de hielo, se convierten en agua líquida pura a T_H . El agua pura es entonces enviada al intercambiador de calor, y su temperatura se eleva a T_0 por medio de la absorción de calor del agua salina entrante. La salmuera, por otro lado, es calentada por una máquina térmica de Carnot y su temperatura se eleva a T_H . Esto parece que en un sentido amplio, el agua salina entrante a T_0 se separa en agua pura y salmuera a la misma temperatura y presión.

El trabajo reversible para cualquier proceso es igual a la energía del sistema durante este proceso al ambiente. Desde los procesos de desalinización con diferentes salinidades del agua salina entrante y las corrientes salientes del agua producida y la salmuera, las propiedades de la sal pueden tomarse en cuenta junto con las del agua pura. Por lo tanto, la energía de las corrientes a un estado específico se puede expresar en términos de las propiedades de la sal y del agua pura.

El agua salina entrante sale del intercambiador de calor a T_H y es preenfriada a su temperatura de congelación por el refrigerador de Carnot. El refrigerador absorbe calor cuando el agua salina se enfría de T_H a T_L y rechaza e calor al sumidero de calor a T_0 . La cantidad de trabajo suministrado que acompaña el enfriamiento puede ser derivado considerando el cambio en el flujo energético del agua salina. . El agua salina a T_L entra entonces ten el congelador en donde el calor latente de cristalización del agua salina es extraído por otro refrigerador de Carnot, el cual opera entre el punto de congelación del agua salina T_L y la temperatura del sumidero caliente T_0 .

Cabe señalar que la entropía del hielo puro se expresa en términos de las propiedades del hielo puro solo cuando esté libre de sal. La potencia es la cantidad de potencia requerida para extraer el calor latente de cristalización del agua salina del congelador. La disipación del calor latente de cristalización del agua salina desde el congelador resulta en la formación de cristales de hielo a la temperatura de la solución.

Como los cristales de hielo a T_L son transferidos del congelador al fundido, se calientan desde T_L a T_H por una máquina térmica de Carnot. La máquina térmica opera entre la temperatura al punto de disipación del calor y T_o .

Es obvio que las entalpías y las entropías son para cristales de hielo puros sólo donde la corriente de hielo puro no contiene ninguna sal disuelta. Entonces, los cristales de hielo a T_H se introducen en el fundidor donde se funden por medio de otra máquina térmica de Carnot operando entre T_H y T_o . La máquina térmica de Carnot disipa el calor latente de fusión del hielo y produce potencia. La potencia producida se puede simplemente determinar del cambio de energía de los cristales del hielo puro durante este proceso de fusión.

La cantidad de potencia producida como los cristales de hielo son fundidos. El agua pura a T_H es entonces enviada al intercambiador de calor y calentada de T_H y T_o enfriándose con el agua salina entrante. La solución de salmuera concentrada, por otro lado, se calienta de T_L a T_H por medio de la máquina térmica de Carnot la cual disipa calor a la salmuera y produce potencia.

La potencia neta de entrada que necesita suministrarse al entrar al proceso de desalinización por congelación puede llevarse a cabo simplemente substrayendo las potencias de salida de las potencias de entrada.

Es interesante hacer notar que el mínimo trabajo requerido para el proceso de desalinización por congelación depende solo de la concentración y es independiente de las entalpías y entropías de la sal y del agua y depende únicamente de las salinidades de las corrientes de entrada y salida. El mínimo trabajo de entrada es cero para el agua pura sometida a la desalinización por congelación

De nuevo este análisis para el proceso de CF indica claramente que el trabajo mínimo suministrado es independiente de los componentes utilizados en el proceso y depende solo de las salinidades del agua marina de entrada y de las corrientes de salmuera de salida. Demás es factible la evaluación de los rendimientos de los componentes del proceso CF tales como el congelador, fundidor y enfriador.

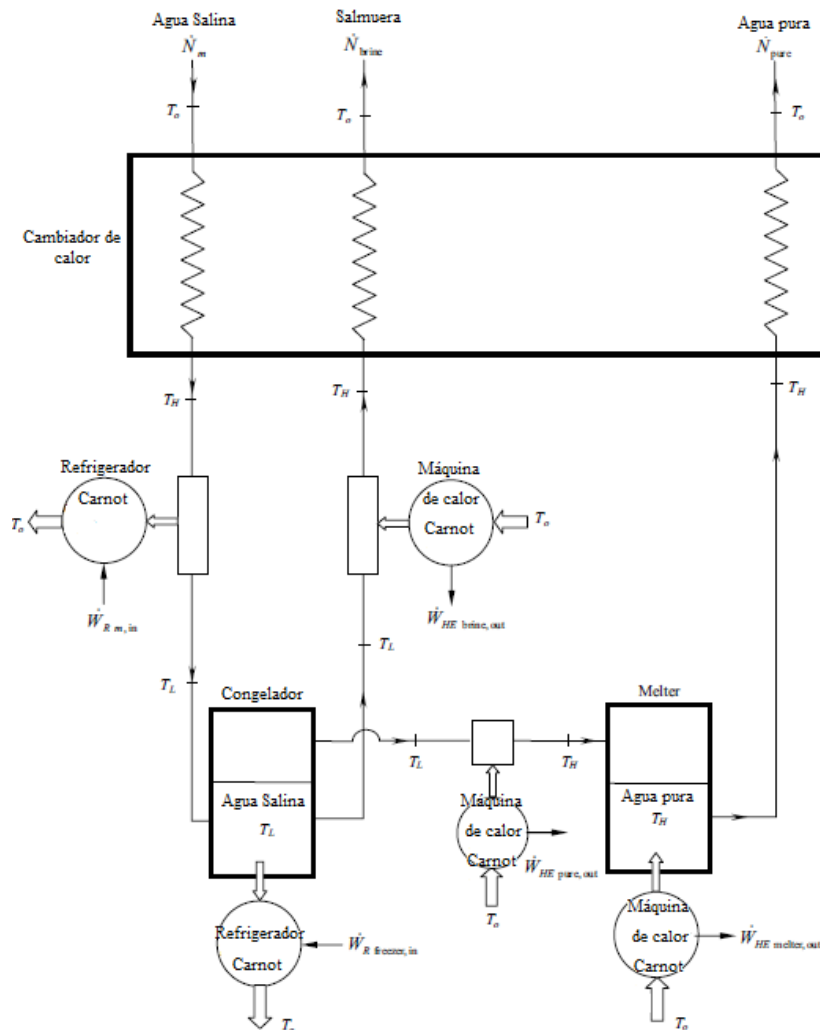


Figura 13 Proceso ideal de la desalación por congelación

3.4 Proceso industrial de desalinización por congelación

Este proceso es constituido primordialmente de dos fases principales:

1. Cristalización del hielo
2. Separación y fusión.

En el paso uno, la nucleación ocurre a una temperatura súper enfriadora adecuada. Los núcleos en la solución crecen, formándose cristales grandes de hielo, separados del concentrado por un separador mecánicamente, posteriormente, se la fusión del hielo produce agua pura.



Figura 14 Proceso general de congelación

En general, los componentes del proceso de desalación por congelación son:

1. Pre-enfriador para enfriar el agua alimentada
2. Unidad de cristalización, donde se remueve suficiente calor del proceso del fluido procesado para cristalizar más del 15% de la masa, y
3. El separador de cristales y purificador, donde el cristal es separado del concentrado no congelado y enjuagado con pequeñas cantidades de producto derretido para remover cualquier concentrado adherido a la superficie del cristal.

El concentrado separado es reciclado del congelado para proveer la recuperación deseada. Una bomba de calor remueve calor del congelador y lo transfiere bien al enfriador de agua o a la unidad de fusión, donde se encuentran los cristales fríos que se remueven de la sección de purificación. Un alimentador de transferencia de calor se usa comúnmente para pre-enfriar la solución que es alimentada, usando el producto frío y el concentrado, para reducir la carga en la bomba de calor.

3.5 Tecnologías

En la actualidad, una amplia variedad de sistemas son usados en el mercado, *Chowdhury, J., 1988*, más adelante se describen cada una de estos sistemas utilizados. En general, la desalación por congelación ocurre en un cristalizador, sin embargo, el control de la formación de hielo y su crecimiento puede obtenerse de diferentes maneras.

La clasificación siguiente está basada en función de si está en contacto directo o indirecto el refrigerante con la solución. Una posible clasificación del proceso de desalación por congelación.

Tabla 6 CLASIFICACION DE LOS PROCESOS DE DESALACION POR CONGELACION

A. Congelación por contacto directo
B. Congelación por contacto indirecto
a. Enfriado interno.
i. Sistema de crecimiento de capa estático
ii. Unidad de cristalización de capa en tambor rotativo.
iii. Unidad progresista de cristalización
iv. Sistema de crecimiento de capa dinámico
v. Cristalización de suspensión
b. Enfriado externo.
i. Super-enfriado de alimentación.
ii. Maduración de vasos
c. Congelación en vacío

3.5.1 Congelación convencional por contacto directo

Un congelador de contacto directo usa un refrigerante en spray por el impacto de reactor a través de una boquilla. Las ventajas principales son una tasa alta de producción por unidad de volumen con una fuerza motriz baja con pequeños consumos de energía, la ausencia de partes móviles y una compacta y eficiente unidad, *Gibson, W., Emmermann, D., Grossman, G., Johnson, R., Modica, A., and Pallone, A. (1974).*

El diseño exitoso de una planta de desalinización por congelación por contacto directo depende significativamente de la disponibilidad de un refrigerante apropiado, *Barduhn, A.J. (1968)*. Hay requisitos termodinámicos, químicos, físicos y económicos seguros, que el refrigerante debe cubrir para ser apropiado para el uso en el proceso. Éstos lo son:

- a) El refrigerante debe tener un punto de ebullición normal de -4°C o menos y la presión de vapor debajo de $2.8 \times 10^5\text{Pa}$ (2.8 atm) en la temperatura de la habitación,

- b) El refrigerante no debe ser tóxico, preferentemente no-flamable y químicamente estable en el agua de mar,
- c) El fluido deben ser prácticamente immiscible en el agua y deben poseer tales factores de tamaño moleculares para no formar hidratos bajo las condiciones de congelación empleadas en el proceso, y
- d) El refrigerante debe estar barato y fácilmente disponible de los proveedores de comercial. *Stepakoff, G.L. and Modica, A.P. (1973).*

Los refrigerantes que podrían ser usados lo son: butano, dióxido de carbono, óxido de nitrógeno, Freon- 114 y Freon-318 son una mejor elección de acuerdo a los factores mencionados arriba. Sin embargo estos materiales son relativamente costosos cuando se comparan con otros refrigerantes como butano

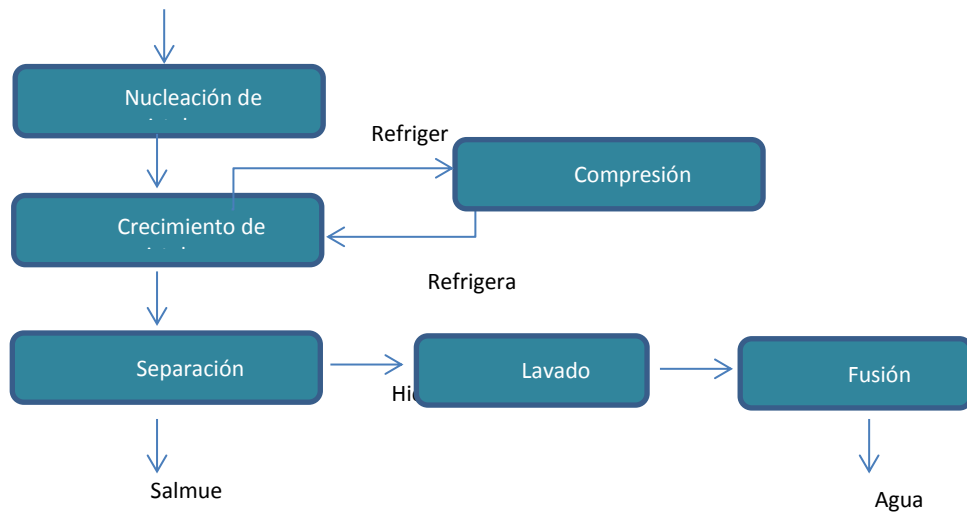


Figura 15 Congelación convencional por contacto directo

Figura 16 Diagrama simplificado del proceso de congelación con gas butano

Antonelli, 1983, desarrolló un proceso donde gas natural licuado (LNG) se evapora y genera la energía necesaria. Parte del agua de mar es congelada y el hielo producido es derretido en la temperatura ambiental. El costo podía ser considerablemente reducido si el agua de mar pudiera ser enfriado de la temperatura ambiental a la temperatura de congelación por muy poco.

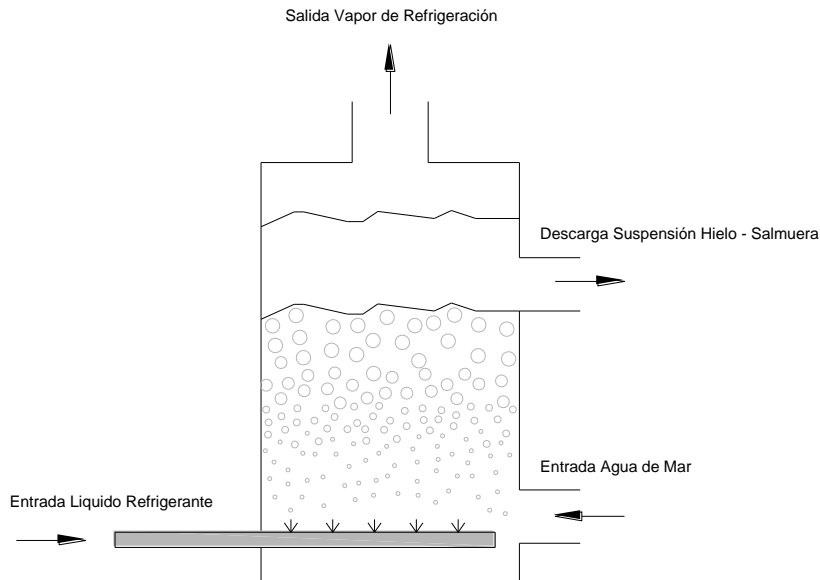


Figura 17 Unidad de congelación directa

3.5.2 Congelación por contacto indirecto.

En éste proceso, la energía para la refrigeración debe ser pasada a través de las paredes de alguna forma de intercambiador de calor, y la transferencia de calor ocurre a través de una barrera sólida (Thijssen, H.A.C., 1975 y Curran, H.M., 1970. Se encontró que la tasa de crecimiento de hielo en forma de dendrita en el agua super-fría no puede ser comprendido completamente en base del mecanismo de circulación del calor, sino que debe ser explicado en base a la combinación de mecanismos de disipación de calor y crecimiento molecular cinético, (Pruppacher, H.R. (1967). El sistema de contacto indirecto puede ser clasificado en aquellos enfriados internamente y enfriados externamente. Los cristalizados enfriados internamente, pueden ser subdivididos en sistema de crecimiento de capa estático, unidad de cristalización de capa sobre un tambor girando, progresista unidad de cristalización, sistema de crecimiento de capa dinámico, y procesos de cristalización de suspensión

3.5.2.1 Enfriados internamente

3.5.2.1.1 Sistema de crecimiento de capa estático

En sistemas de crecimiento de capa, el líquido del cual la masa cristal crece está estancado y es denominado cristalización de capa estática. La operación estática de cristalización de solución en este proceso es muy confiable y requiere equipo muy simple sin mover partes y sin la necesidad de un dispositivo de separación sólido - líquido. El tiempo de residencia en este proceso es largo porque la

transferencia de masa es solamente promovido por la convección libre. Los equipos requeridos son grandes debido a la operación discontinua y la tasa lenta de cristalización, Rittner, S. and Steiner, R. (1985) y Hassence, M. (1993). La interfaz cristal - solución por volumen de unidad de equipo puede ser incrementado usando una superficie de contacto tipo plato, pero el crecimiento estático no puede ser evitado (Jancic, S.J. and Ehrsam, C (1988)). Se pueden obtener altas eficiencia de purificación solo cuando las bajas tasas de crecimiento ($<10^{-7} \text{m. s}^{-1}$ or 0.36mm.h^{-1}) son establecidas ya que no se aplica ninguna agitación. El costo de capital del equipo es alto el uso más económico puede ser obtenido llevando más que una cristalización relativamente rápida por cada lote.

3.5.2.1.2 Unidad de cristalización de capa en tambor rotativo.

El hielo se forma en capas delgadas en la superficie del intercambiador de calor, y después de un periodo de tiempo adecuado para que el hielo crezca, y hielo es removido de la superficie y separado por presión del líquido concentrado remanente. Una forma de capa cristalizado utiliza un tambor rotativo inmerso en el fluido a ser concentrado. El refrigerante es circulado en el tambor y causa la formación del hielo en la superficie del mismo, el cual es entonces raspado al pasar por una cuchilla, Hartel, R.W. (1992).

3.5.2.1.3 Unidad progresiva de cristalización

Es un método de separación de solventes de una solución, basado en un concepto completamente diferente del método convencional de cristalización de capas que se describió arriba, Bae, S.K., Miyawaki, O., and Arai, S. (1994). Utiliza el fenómeno de concentración de un soluto en la interface hielo-solución pasando del extremo de un recipiente al otro, Miyawaki, O., Liu, L., and Nakamura, K. (1998), Esta caracterizado por tener solo un cristal de hielo en el sistema, por eso, la separación del mismo de la solución concentrada es realizada fácilmente, comparada con el método convencional. Véase Figura 20.

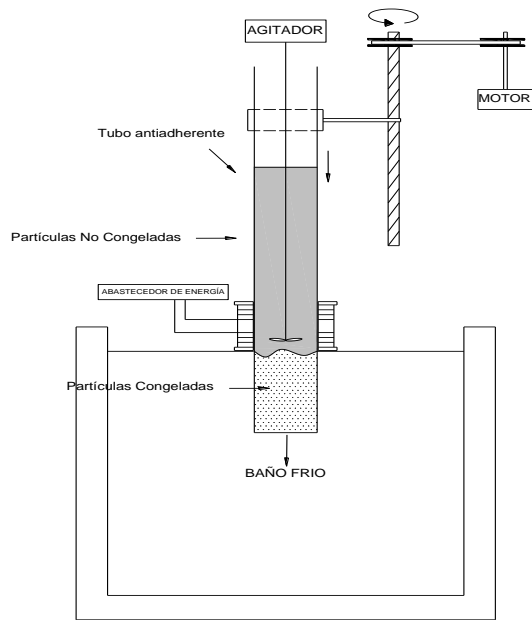


Figura 18 Aparato para el proceso de congelación progresiva

La eficiencia de concentración es relativa a la estructura del hielo del frente de congelación y se obtiene bajo condiciones a las cuales se logra una interface solido-liquido fluida.

3.5.2.1.4 Sistema de crecimiento dinámico de capa

La solución fluye hacia abajo sobre la pared de intercambiador de calor (bien mezclado). Los cristales se forman en la superficie de la pared, bajo la película descendente. Una cizalladura causada por el flujo de la solución en la interface cristal-solución incrementa el coeficiente de transferencia de masa y promueve las impurezas en la etapa de engrosamiento. Este proceso es fácil de aumentar por su diseño modular. Actualmente, la mayoría de los procesos de crecimiento de capa son usados en la industria química y raramente en la industria alimentaria.

3.5.2.1.5 Unidad de cristalización en suspensión

El producto a ser concentrado es agitado en un compartimento enfriador transfiriendo calor a través de las paredes del recipiente revestido. Este recipiente puede ser o bien un intercambiador de calor con superficie raspada o simplemente un compartimento calefactor revestido. El resultado de este proceso es un fluido en suspensión de cristales de hielo en el producto concentrado, el cual debe entonces ir al aparato de separación. El control independiente de la nucleación del hielo y el crecimiento del cristal es muy difícil en este tipo de cristalizador, (Hartel, R.W.

(1992). Muchas variaciones han sido investigadas y desarrolladas para desarrollar un proceso que permita dicho control independiente, (Thijssen, H.A.C. (1975).

3.5.2.2 Enfriados externamente

Los cristalizadores externamente enfriados emplean un aparato de transferencia de calor externo para el contenedor de cristalización principal. Un tipo de unidad de cristalización externamente enfriado emplea un transmisor de calor para super enfriar el líquido alimentado, para que el alimentador de frío provea los efectos de enfriamiento en el contenedor principal. La nucleación y subsecuente crecimiento de cristal ocurren dicho contenedor principal. Las condiciones en el transmisor de calor deben ser controladas muy de cerca para prevenir que la nucleación ocurra donde no se quiere, (Hartel, R.W. (1992).

Una modificación del proceso de enfriamiento externo involucra el reciclado de todo o parte de la masa en el cristizador. Un proceso recicla toda la solución del hielo a través de un intercambiador de calor, para enfriar. La nucleación ocurre principalmente en el intercambiador de calor, usualmente un intercambiador de calor de superficie raspada, mientras la mayor parte del crecimiento ocurre en el cristizador. Idealmente, el hielo libre de líquido es enfriado para promover la nucleación y general pequeños cristales siendo bombeados a través de un intercambiador de calor de superficie raspada (SSHE) por sus siglas en inglés, operando en condiciones súper frías. Estos finos cristales son entonces transportados con el producto dentro del cristizador, donde el proceso de maduración ocurre.

3.5.3 Congelación al vacío.

Este sistema ha sido usado para desalación de agua de mar. El agua por sí misma puede servir como refrigerante, (Dickey, L.C., 1996)., En ésta opción una aspiradora puede usarse para vaporizar una porción de agua, la cual entonces provee los efectos de refrigeración para disminuir la temperatura del producto y causar la cristalización del hielo. El hielo lavado es derretido por condensación de contacto directo con el agua en la unidad de derretido-condensado. Contienen una unidad de cristalización el cual es un compartimento en el cual los cristales de hielo y el vapor se forman simultáneamente manteniendo el compartimento cerrado en el punto triple (cuando el material no puede ser considerado ni sólido, líquido ni gaseoso). (0.61 Pa).

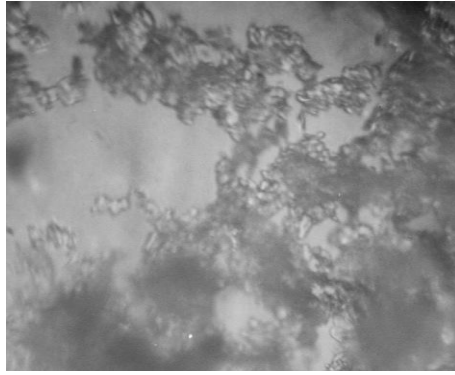


Figura 19 Cristales producidos por congelación progresiva

3.6 Analisis comparativo entre procesos de desalinización por congelación.

3.6.1 Comparación entre Procesos Directos y Congelación al Vacío

En congelamiento al vacío el compresor debe soportar un gran volumen de vapor de agua de baja densidad dado las bajas presiones de vapor de agua y mientras que se usa un refrigerante relativamente volátil, como el butano, la presión del congelador es elevado a aproximadamente presión atmosférica, y el volumen de vapor a comprimirse es grandemente reducido. Además, la tecnología del compresor para butano de $.85 \times 10^5$ a 1.05×10^5 Pa (.85-1 atm) es mucho mejor desarrollada que aquella para compresión de vapor de agua de alrededor de 400 Pa (0.004 atm). Por otro lado, en congelación al vacío, no se adiciona butano al sistema, así que la complejidad y gasto de recuperación de butano y acondicionamiento de butano, medidas contra incendios y explosiones se evitan. Es por eso que se recomienda el uso de congelación al vacío, por su relativa simplicidad de congelación, especialmente para desalinización en plantas de pequeño tamaño, (Brian, P.L.T. (1971).)

En el caso de congelación al vacío el tiempo de residencia no es una variable importante y el proceso es más controlada la transferencia de calor requiriendo agitación. Además la unidad de derretido necesita un diseño más eficiente para remover los gases no condensables den el sistema. Barduhn, A.J. (1968).

Las dos grandes ventajas esperadas para todos los procesos de cristalización son su indiferencia a la formación de sarro y alimentación corrosiva y la substancial reducción del costo de agua por la disminución de la salinidad alimentada.

3.6.2 Comparación entre procesos de congelación directos e indirectos

El Agua de un refrigerante por congelación directo podría contener excesivas cantidades de refrigerante volátil, lo cual es indeseable en la mayoría de los casos.

Este proceso podría mantener de 80 a 140 ppm de butano, arriba del 3% CH₂ClF, CF₂Cl₂. U otro hidrocarbano halogenado, (*Kreshneck, G.C., Schneider, H., and Scherage, H.A., 1965*).

Estos gases deben ser recuperados y reciclados entre 1 a 10 ppm para recuperar su valor económico y/o prevenir peligros de explosión, y probablemente un rango de 0.1 ppm para cumplir con los estándares públicos de salud de agua potable, (*Bajolle, J., Rice, P.A., and Barduhn, A.J. (1971)*). Cuando el gas disuelto es recuperado después de la eliminación, es importante que el proceso sea simplificado para mantener bajos costos. El flujo simple intermitente del producto a presiones reducidas es útil y necesario pero no suficiente ya que no se acerca lo suficiente al equilibrio por los pequeños tiempos de residencia en las cámaras de espray. En este caso, bajar las presiones intermitentes es la llave para mantener bajos los ppm de los refrigerantes.

La formación de hidratos es uno de los principales problemas de los procesos de congelación directa. La tasa de transferencia de calor entre las cuatro fases presentes en un congelador butano controla la tasa de producción de hielo y esto en su momento es determinado principalmente por el área interfacial liquido-liquido y la intensidad de turbulencia en el congelador. La falta de un apropiado liquido de dispersión y la adecuada agitación en el congelador genera una producción a bajas tasas por unidad de volumen y tiene muchas probabilidades de causar los problemas con hidratos de butano.

Al tener dos especies de cristales presentes (hielo e hidratos) no es económico para el proceso, porque el calor debe ser removido al más bajo de las dos temperaturas de formación y rechazadas a la más alta de los dos.

En el caso del hielo e hidrato de iso-butano, esto incrementa la temperatura total para el compresor primario en 2°, lo cual puede incrementar los requerimientos de energía hasta un 30%.

Las limitantes de los compresores de los refrigerantes pueden ser eliminados por el uso de un nuevo tipo de compresores conocido como compresor hidráulico refrigerante, (*Rice, W. and Chau, D.S.C. (1997)*), el cual no usa lubricante, evitando la contaminación por el mismo, el agua y el vapor de agua acarreado dentro del compresor no tienen efectos deteriorantes para el compresor. Es altamente eficiente, y evita el problema de los compresores convencionales.

3.6.3 Comparación de los diferentes tipos de los procesos de congelación directa

Generalmente en el uso de los procesos de congelación directa se opera a alrededor de $-5\text{ }^{\circ}\text{C}$, mientras que un proceso eutéctico opera a $25\text{ }^{\circ}\text{C}$, por lo que requieren más energía para la refrigeración. La ventaja principal del proceso FM eutéctica es que se puede separar el hielo y sales al mismo tiempo y evita la salmuera problemas de eliminación. Con las sales precipitadas diferentes subproductos podría también ser producido por el proceso de FM eutéctica.

3.6.4 Comparación de los diferentes tipos de los procesos de congelación indirecta

El funcionamiento de los sistemas de crecimiento de suspensiones, puede mejorarse adoptando un diseño multietapa, (Grenco, 1991). La principal ventaja de éste tipo de plantas incluye el bajo consumo energético y aproximadamente de un 50 a 70% más bajos costos de operación que un proceso de una etapa. La pérdida de sólidos solubles es usualmente menos de 100 ppm después del paso de enjuagado en los sistemas Grenco. Los inconvenientes de un sistema de crecimiento dinámico son numerosos, entre ellos:

- (i) La necesidad de un caudal de la solución de gran circulación,
- (ii) La necesidad de un cristalizador grande volumen,
- (iii) El funcionamiento de múltiples etapas se requiere para lograr alta pureza
- (iv) (a veces 8-9 etapas puede ser necesaria),
- (v) Algunas variables, tales como la número de etapas, la relación de reflujo y el espesor máximo del cristal capa necesita ser optimizado y son
 - a. El costo y la eficiencia energética afectada negativamente por la necesidad de un funcionamiento repetido de un procedimiento por lotes.
 - b. Una capa continua comercial dinámico proceso de crecimiento usando una contracorriente
 - c. técnica de capa de cristalización se llama la Bremband cinturón cristizador
- (vi) El problema principal de este proceso es que es antieconómico.

Una comparación del crecimiento de cristalización en capas y la suspensión se da en Tabla 3 y la Tabla 4. Ambos procesos de capa y la suspensión se rigen por las leyes de cristalización mismos. Esto significa que los resultados obtenidos con

ambos tipos de procesos, en principio, ser el mismo cuando las condiciones de funcionamiento son idénticas.

En la práctica, las principales ventajas de crecimiento de la capa en comparación con crecimiento en suspensión provienen de una tecnología sencilla con un diseño simple y la alta tasa de crecimiento que se puede lograr en los procesos de crecimiento de capa porque el calor se transfiere a través de la capa sólida. Sin embargo, el gran crecimiento tasa por lo general resulta en un coeficiente de distribución limitada eficaz en una sola etapa.

Mediante la adición de un paso sudoración y repitiendo la operación, de alta pureza puede alcanzarse pero a costos más altos. Las principales características de opción de crecimiento combinado con una suspensión de tecnología de columnas de lavado de una sola etapa, son grandes eficiencia y la producción neta grande por volumen de equipo y período de tiempo.

La opción de suspensión también ofrece un funcionamiento continuo, lo que puede resultar en un consumo de energía más bajo.

El proceso de congelación progresiva puede ejecutarse fácilmente a presión atmosférica y es menos compleja. Se da sólo un bloque de hielo. Así, la separación y la fusión son fáciles. Sin embargo, la principal desventaja es que requiere un mayor tiempo de procesamiento y grandes diferenciales de temperatura (Curran, H.M. (1970)).

3.7 Aplicaciones del proceso de Congelación/Fusión

Existen diversas aplicaciones del proceso de C/F en la industria, básicamente en la alimentaria y en la de procesos químicos.

3.7.1 Industria alimentaria

La aplicación del proceso C/F, es más común para obtener alimentos líquidos concentrados debido a que reducen las pérdidas de volátiles, aromas y la degradación térmica del producto (Braddock y Marcy, 1987; Liu et al., 1998). Se ha usado con éxito en las industrias de jugos y de lácteos. Se ha usado comercialmente en la concentración de cítricos en los jugos de frutas, (40 a 55% en peso), para concentración de vinagre, (entre 12.8 y 40%) de cerveza y vinos (12.5%) , para café (35 a 48%) y extractos de té (35%), jarabes de azúcar (50%) y de maple, productos lácteos como la leche (38%) y el suero (40%) y extractos de aroma (Wagner,1983). Se reportaron ceca de 50 plantas en operación comercial, (Grenco, 1991).

3.7.2 En la industria de procesos químicos

El más grande potencial para las nuevas aplicaciones de CF es en aquellas industrias que consumen grandes cantidades de energía en los procesos de separación (Rosen, 1990). Las potenciales aplicaciones son en las industrias del papel, farmacéutica, química y de petroquímica y no se recomienda en situaciones en donde se recomienda en situaciones en donde la destilación se puede aplicar, en particular cuando esta es imposible (mezclas azeotrópicas o para isómeros con puntos de ebullición cercanos o cuando la destilación se convierte en extremadamente intensiva en el consumo energético, por ejemplo cuando se quieren alcanzar purezas entre 99.9% al 99.99%. Tiene su nicho de mercado para el tratamiento de residuos peligrosos. Tiene un gran potencial en la concentración de sosa cáustica, licor negro (de la pulpa y molienda de papel), benceno, tolueno, xileno, etanol e isopropanol, (Chowdhury, 1988). Uno de los mayores problemas es la alta concentración de los productos (Rosen, 1990). Uno de los mayores problemas es que es una nueva tecnología en donde la gente no está familiarizada y que se cuenta con procesos que funcionan en cierta medida. En la industria petrolera, se usa en la destilación fraccionada para separar mezclas de isómeros aromáticos. En la obtención de clatratos, está en desarrollo y podría reducir los costos de energía e incrementar la productividad y también puede usarse para el fraccionamiento de nafta y tratamiento de agua ácida. En la industria del papel y la pulpa, algunos sistemas de CF se han desarrollado para algunas aplicaciones para la recuperación del ácido en la pulpa y en el licor de la molienda del papel. Otra aplicación importante es la concentración de líquidos residuales para su disposición. Las restricciones ambientales sobre la disposición de residuos dan como resultado tratamientos muy costosos antes de descargarlos. En un número de casos, los tratamientos convencionales son inefectivos para las corrientes de desechos y lagunas que contienen químicos altamente tóxicos, petroquímicos y materiales peligrosos usados en el platinado de metales. El CF, puede purificar una corriente de desechos en un solo paso que de otra manera requeriría algunos procesos convencionales trabajando en series (Rosen, 1990; Slade y Dare, 1993), Trazas se concentración de contaminantes orgánicos en residuos contaminados podrían lograrse por este proceso.

3.7.3 Aplicaciones de los sistemas de congelamiento para los alimentos líquidos

Tabla 7 Aplicaciones comerciales de los sistemas de congelación para alimentos líquidos

Alimentos Líquidos	Concentración de Productos	Sistema	Referencias
Jugo de Fruta	40-55 %Agua	Grenco en EUA, Japón, Italia	Grenco (122); Muller (18); Deshpande et al. (25)
Vinagre	12.8-40 %Agua	Girder en EUA	Staff (123)
	Contenido de Acido		
	Arriba de 400 gr	Votator	Votator (124, 125)
	48 %Agua	Grenco en EUA	Wagner (126)
Cerveza y Vino	12.5 %Agua	Phillips	Deshpande et al. (25)
	32% por Volumen	Grenco	Wagner (126)
Café	35-48 %Agua	Grenco en Brasil, Japan, Reino Unido	Grenco (122) Wagner (126)
extracto			
Azúcar	Arriba de 50 %Agua	Grenco	Wagner (126)
Solucion			
Suero	Arriba de 40 %Agua	CSI	Davis (127); Saal (128)
Leche descremada	Arriba de 36 %Agua	Grenco	Deshpande et al. (25);
Leche entera	Arriba de 38 %Agua	Grenco	Van Mil and Bouman (130)
Extracto de Té	Arriba de 35% Agua	Grenco	Wagner (126)
Suspensión del Cristalizador. Tanque agitador con tecnología de lavado de columna			

3.8 ANÁLISIS ECONÓMICO

Los estudios realizados en la década de 1970 indicaron que la desalinización por congelación tenía una ventaja de 30 por ciento en comparación con el costo de evaporación instantánea multi etapa (MSF) y Ósmosis Inversa. Sin embargo, estos estudios nunca fueron completamente validados mediante la operación o bien de plantas comerciales o piloto sobre una base económica fiable.

A causa de los malos resultados en general de las plantas piloto del programa, los procesos de desalinización por congelación, ha recibido una mala fama y los éxitos que se lograron fueron perdidos en el cierre del programa. Los problemas asociados con el proceso y el diseño de equipos llevado a un récord de rendimiento tan pobre que hasta la fecha no se ha demostrado que la economía favorece éste proceso.

Tanto los procesos de ósmosis inversa y MSF tienen una ventaja considerable en el campo de la desalación por el éxito en el desarrollo de un equipo fiable y la capacidad de producir un producto satisfactorio. Para que la tecnología de desalinización por congelación se ponga al día, sin duda, requieren algún progreso significativo y fuertes pasos de ingeniería.

Un estudio reciente de la aplicación de este enfoque a las aguas subterráneas salinas (5000 ppm) en Dakota del Norte llegó a la conclusión de

que una chica planta 1000000 / día podría producir agua a un costo de \$ 1.30/1000 galones (\$ 0.34/m³) [76], que, de ser cierto, hace que el proceso competitivo con el OI.

El problema principal que ha detenido el desarrollo de la tecnología de congelación se presenta porque no ha sido posible demostrar ser competitivo económicamente respecto de las otras formas comerciales de desalación a nivel mundial. Es importante tener una comprensión completa de los costos asociados a la desalación que influyen de manera primordial en dichos costos. En cualquier situación dada, los planificadores de la industria del agua, gerentes e ingenieros pueden servir mejor a las necesidades y a la comunidad a través de un conocimiento del diseño y condiciones de operación esperadas del agua, así como la validez y exactitud de las fuentes que cuestan.

Los costos unitarios de los procesos de desalación se han reducido considerablemente en las últimos tres décadas, como se muestra en la figura 22.

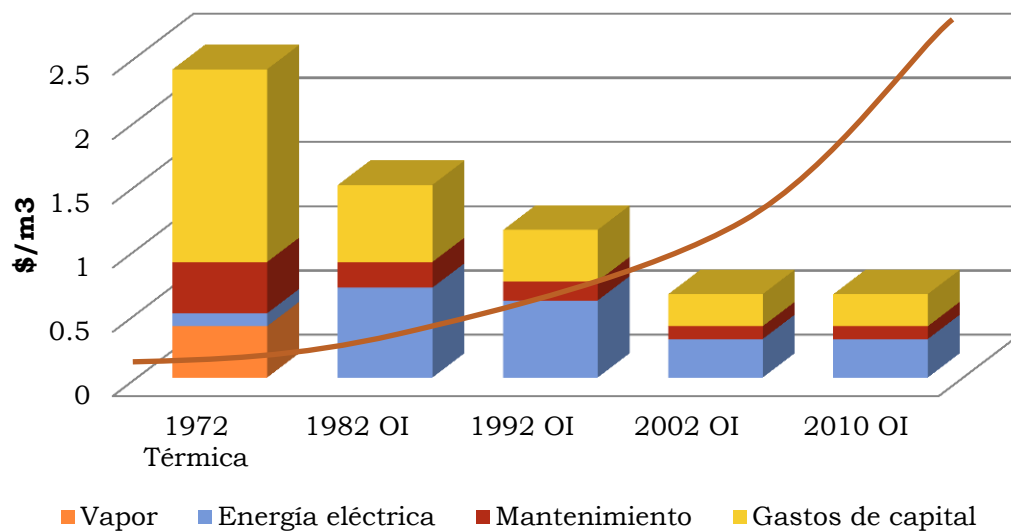


Figura 20 Costos de desalación y de agua municipal

Fuente: Zhou, Y., and R. S. J. Tol 2005, Tom Willardson, 2011

*Costo del agua para San Diego, Monterey, Perth, Sydney, y Barcelona

La histórica tendencia a la baja del costo de la desalinización se asocia generalmente con la tecnología y avances significativos en la capacidad de recuperar más energía del proceso de desalinización, así como otros factores. Pero, como se aprecia en la figura 22, no sucede así siempre. A menudo deben analizarse todos los factores, no solo los técnicos, que agregan costos que pueden ser disminuidos. Es importante la identificación de los distintos

componentes clave de los proyectos que conforman los costos y el costo final del agua a los usuarios a los consumidores.

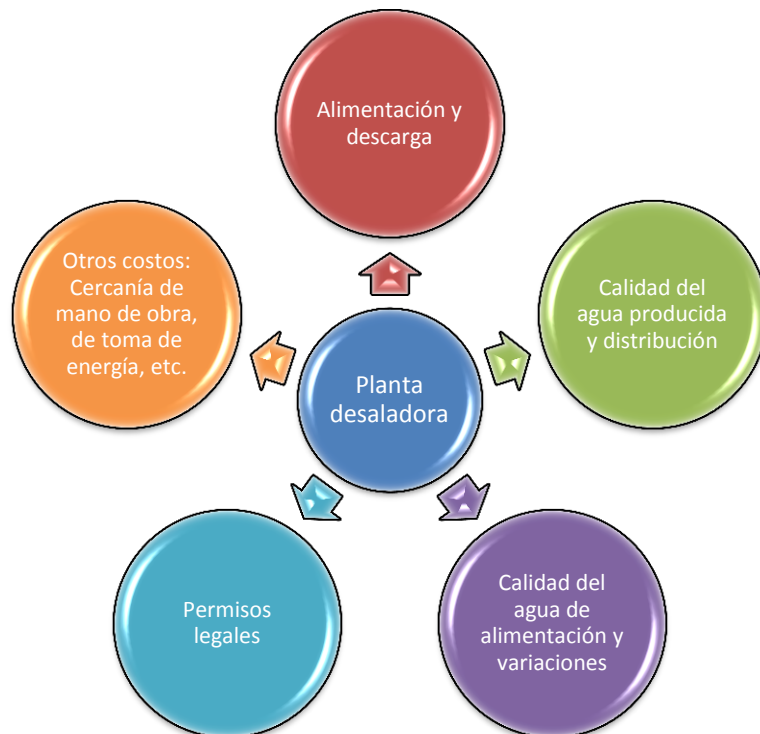


Figura 21 Factores de costo a tomar en cuenta

3.8.1 COMPONENTES DE LOS COSTOS EN PLANTAS DESALADORAS

En el coste final de agua desalada hay dos grupos de elementos: los costes de capital y costes de conservación y mantenimiento. De acuerdo con la un estudio de la ESCWA, 2001, los componentes de estos grupos son:

3.8.1.1 Costos de capital

Los costos finales de desalación de agua hay dos grupos elementales: Costo de capital y costos de conservación y mantenimiento.

En el grupo de los costos de capital que debe ser considerado el costo de capital directo e indirecto.

El grupo de los costos directos de capital está integrado por:

Costos de la tierra. Costos de la tierra pueden variar considerablemente, es posible que existan o que sean costos nominales cobrados por el municipio y/o costos que dependerá de la ubicación y otras características del sitio. La plantas de propiedad del Gobierno. Normalmente se construyen en tierras públicas, lo que supone ningún costo. Las plantas construidas bajo contratos de

construcción-propiedad-operación-transferencia (BOOT) con los gobiernos o municipalidades también pueden ser construidos en muy muy reducido sin costo.

Oferta de pozos. Las estimaciones recientes indican que los costos de construcción los costos de pozos. construcción son alrededor de EE.UU. \$650 por metro de profundidad. El promedio de su capacidad se estima en alrededor de 500 m³

Obviamente en caso de desalación por congelación dichos costos no son considerados.

c) Equipo de Proceso. Este es uno de los factores de mayor costo, aunque cantidades naturalmente dependen del tipo de proceso y capacidad.

d) El equipo auxiliar. Las partidas de costos por este concepto normalmente incluyen tomas abiertas o pozos, tuberías de transmisión, tanques de almacenamiento, generadores y transformadores eléctricos, bombas, tuberías y válvulas. Las reducciones en éstos costos pueden ser reducidos si se compran materiales y otros insumos locales.

e) Los costos de construcción. Los costos reales son específicos del lugar y dependerá del tipo de construcción por la que se optó. Normalmente incluye instalaciones como la sala de control, laboratorio, oficinas y talleres mecánicos, eléctricos y electrónicos.

El grupo de los costos de capital indirecto está integrado por:

a) Fletes y seguro. Estos costos ascienden a alrededor del 5 por ciento de los costos directos totales. Los costos de flete y los seguros pueden cubrir sólo artículos importados, sin embargo, puede ser necesario para garantizar la prestación y puesta en marcha de los elementos de producción local.

b) Gastos de construcción. Estos se estiman en alrededor del 15 por ciento de materiales directos y costos de mano de obra y después se ajustan de acuerdo al tamaño de la planta. Los gastos generales de construcción incluyen mano de obra, beneficios marginales, supervisión en campo, instalaciones temporales (comedor, sala común, recreativas, instalaciones, salas de descanso, etc), equipo de construcción, herramientas, artículos diversos, y los beneficios de los contratistas.

c) Gastos de usuario. Costos de usuario comprenden esencialmente ingeniería y honorarios legales. Este costo es elaborado en torno al 10 por

ciento de directo los costes de material y mano de obra para ajustar el tamaño de la planta.

d) Contingencias. Se estiman en alrededor de 10 por ciento de los costos directos totales.

Los costos directos e indirectos del capital se pagan a través de cuotas anuales cuya suma que se denomina amortización o cargos fijos. Cada cuota de amortización parcial (a) de todos los costos de capital (C_i) debe ser calculado como función de un período de tiempo (período de amortización), expresada como número de años (t), y, por otra parte, una tasa estimada de interés. (r). La siguiente fórmula permite calcular la cuota de amortización por un período t y un interés r .

$$a_i = C_i[r(1 + r)^t / (1 + r)^t - 1]$$

El período de amortización no es la misma para cada parte de un desaladora. Medina San Juan, en 2001, sugirió 30 años para obras civiles en el caso del agua de mar y de 20 años para el agua salobre. Para el equipo sugerido 15 y 10 años, respectivamente. Por lo tanto, los costos fijos (A) serán los siguientes:

$$A = a_i$$

H. El-Dessouki y H. Ettouny recabaron información importante acerca de los costos de capital de las plantas de desalinización, en diferentes procesos, publicado por varios autores. La tabla 6 presenta una lista de los costos de capital partiendo de este estudio y del de Medina San Juan, 2001, quien también ha estudiado los costos de capital de la desalación plantas que operan con osmosis inversa. Es importante que este autor, en su análisis, diferencia entre plantas de desalinización de agua de mar y los que trabajan con agua salobre.

Tabla 8 Diferentes costos reportados para plantas de desalación

Referencia	Proceso	Costo (millions US\$)	Costo (US\$/m ³)	Capacidad (m3/d)
Matz and Fisher (1981)	OI	9.4	0.11	1,000
Wade (1993)	OI	53.0	0.33	32,000
Matz and Fisher (1981)	MVC	894.0	0.02	1,000
Leitner (1992)	MSF	60.5	0.24	37,850
Wade (1993)	MED	67.0	0.207	32,000

Morin (1993)	MED-TVC	34.7	0.06	22,730
Hammond et all (1994)	MED VS	187.1	0.04	340,956
McCormack, R. (1995)	Congelacion	18.2	0.72	20,160

La Información precedente fundamenta una economía de escala que, dependiendo del tamaño de la planta, opera en el precio de capital. De acuerdo con la ESCWA, en 2001, un estudio de los costos unitarios, operativos y de capital disminuyen significativamente con el aumento de capacidad de la planta. Los límites de capacidad superior son alrededor de 11,000 m³/día de agua salobre y 19,000 m³/día de agua de mar. Afirma que más allá de estos límites, la reducción de costos menores es alcanzable sólo con el aumento de tamaño de la planta.

La figura 26 muestra las componentes que componen la inversión inicial.

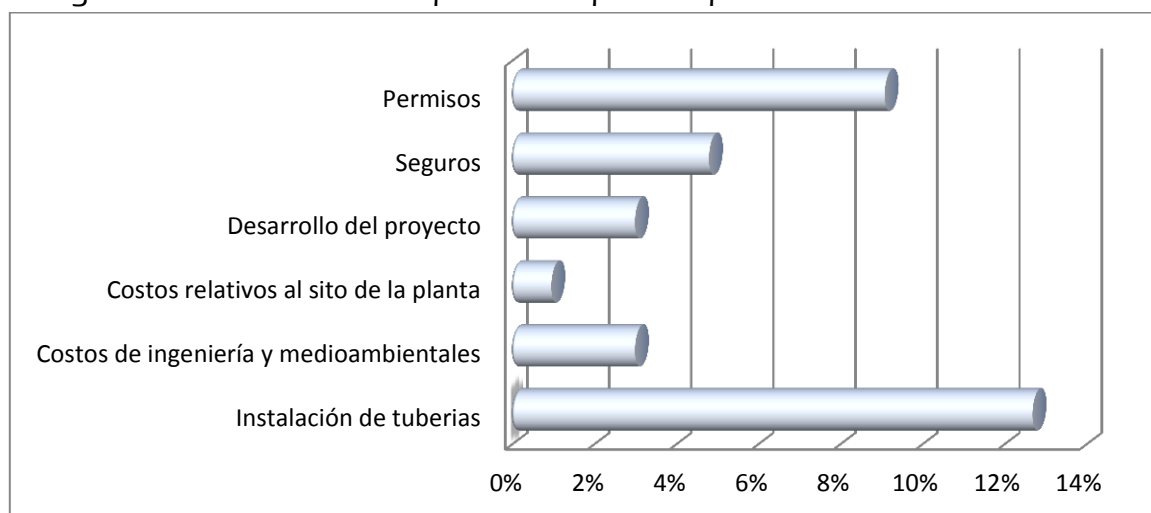


Figura 22 Componentes de capital en congelación

3.8.1.2 Los costos de operación y mantenimiento

En este grupo se incluyen los siguientes costos:

a) **Energía.** El coste de la energía suministrada a las plantas de desalinización varía ampliamente. Un estudio de ESCWA reportó en 2001 que se encuentran en un intervalo de 0.04 y 0.09 dólares americanos por kWh, dependiendo de un número de factores.

La tabla 7 proporciona indicaciones de los costos de energía para una variedad de plantas de agua de mar reportados por diversos autores.

Tabla 9 Costos de la energía

Referencia	Proceso	Costo anual (millones de dolares)	Costo m ³	Capacidad m ³ /día
Matz and Fisher (1981)	RO	17.1	0,52	1000
Leitner (1992)	RO	4.3	0.35	37,850
Wade (1993)	RO	6.261	0.63	32,000
Zimmerman (1994)	RO	1.971	0.30	20,000
Veza (1995)	MVC	1.68	1.05 7	500
Zimmerman (1994)	MCV	2.69	0.41	20,000
Matz and Fisher (1981)	MVC	3.42	0.52	2,000
de Gunzbourg and Larger (1998)	MED-ABS	5.2	0.16 5	9,600
Morin (1993)	MED-TVC	5.658	0.75 8	22,730
Hammond et all (1994)	MED V S	13.65	0.12 9	340,956
Leitner (1992)	MED	1	0.08	37,850
Morin (1993)	MED	3.919	0.49	22.73
Wade (1993)	MED	1.206	1.14 7	32,000
Leitner (1992)	MSF	4.3	0.35	37,850
Wade (1993)	MSF	1.154	1.09 8	32,000
Morin (1993)	MSF	1.245	0.88	45,461
McCormack (1995)	Congelación	.7	.07	27,300

b) Mano de obra. Razonablemente, ESCWA considera este gasto como específico del sitio, también depende del carácter (público o privado) de la propiedad de la planta. Por lo tanto, se somete, de manera doble, a condiciones locales. Se ha observado una tendencia actual para contratar tareas de operación y mantenimiento con empresas especializadas que normalmente tienden a reducir el personal a tiempo completo. Normalmente, esta reducción de personal debe ser integrado por un Director Gerente Planta y un pequeño equipo de ingenieros y técnicos experimentados. Se señaló que una desventaja de esta tendencia, en particular cuando el contratista es una empresa extranjera, ya que podría haber una falta de experiencia en los aspectos locales de la planta gestión.

El estudio de ESCWA, considera que los costes de mano de obra constituyen entre 15-30 por ciento del costo de operación y mantenimiento, dependiendo del tipo, tamaño y ubicación de la planta y las habilidades del operador.

c) **Productos Químicos.** ESCWA considera que el costo de los productos químicos utilizados en alimentar a tratamiento y operaciones de limpieza, es generalmente más alta para procesos de membrana que para los procesos térmicos. El costo de los productos químicos podrá exceder del 20 por ciento de los costos totales de operación de las plantas de ósmosis inversa, mientras que costos comparables para las instalaciones de MSF pueden ser alrededor de la mitad de esta cantidad. Para el caso que nos compete o que van 4,7-8,4% de los costes operativos y de mantenimiento, (Cánovas Cuenca y Vicente Martínez, 2005).

f) **Impuestos de descarga.** En algunos países, como en España, hay los impuestos existentes de la descarga de salmuera en el mar cuyo valor podría representar más del 5% de los costos de operación y mantenimiento.

La figura 20 ilustra el desglose de los costos de desalación del agua de mar. Como puede observarse, los sistemas de recuperación de energía son importantes para el agua de mar RO, ya que reducir el consumo de energía puede tener un impacto importante en el costo total del agua.

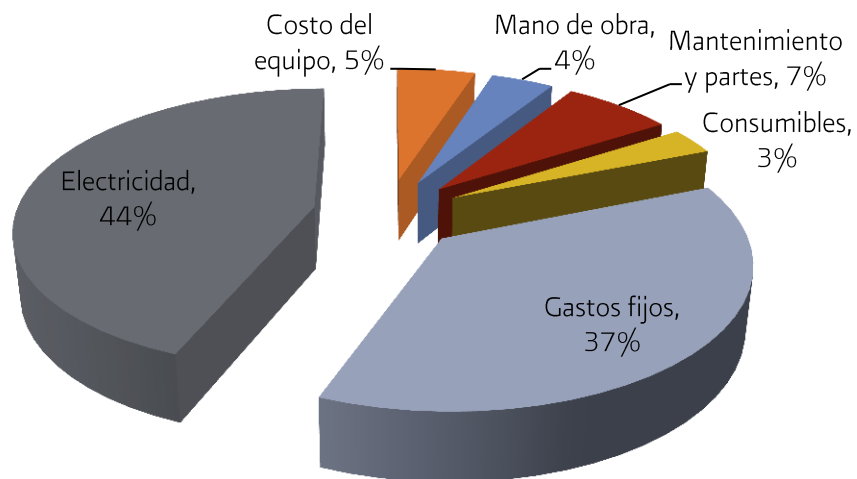


Figura 23 Desglose de costos para desalación de agua de mar por oi.

Fuente: Miller, J, 2004

Los componentes de los costos en congelación, varía enormemente, como se puede notar abajo, donde el costo del equipo abarca más de la mitad de la inversión, mientras que el consumo energético es sólo un 3%.

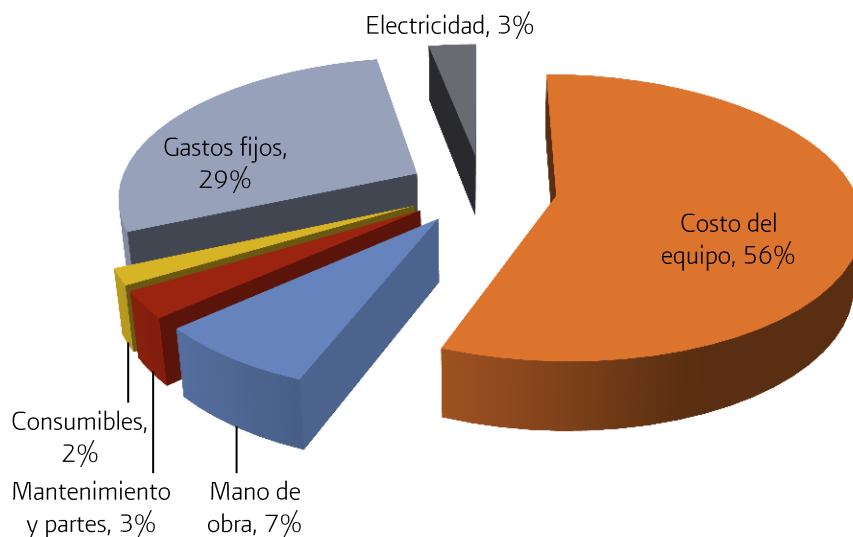


Figura 24 Componentes de los costos desalación por congelación

3.9 ANALISIS DE IMPACTOS

La desalinización debe hacerse de la manera más sostenible posible. La sostenibilidad se entiende como el modelo que responde de forma equitativa a las necesidades ambientales y al desarrollo de las generaciones futuras.

3.10 Medio ambiente y desalinización

Los efectos negativos directos e indirectos en el medio ambiente por la desalinización del agua de mar pueden ser derivados por:

Utilización intensiva de energía. Derramar salmuera. Derramar Productos químicos. Contaminación Acústica. Construcción.

3.11 Utilización intensiva de energía

La energía eléctrica necesaria para el funcionamiento de una planta desaladora de agua de mar es muy elevada y proviene mayoritariamente de las centrales térmicas. Éstas generan una gran cantidad de contaminantes atmosféricos, sobretodo gases de efecto invernadero y en especial de CO₂. Así pues, la utilización intensiva de energía tiene un impacto indirecto sobre el medio ambiente debido a las emisiones de gases contaminantes que contribuyen al efecto invernadero.

Una posible solución a este problema sería la utilización de energías renovables, de esta manera las centrales térmicas no se verían obligadas a generar tanta electricidad.

3.12 Derrame de salmuera

El volumen de salmuera que se derrama al medio ambiente en las plantas que funcionan con membranas de osmosis inversa, es entre 2.5 y 3 veces superior al volumen de agua desalada.

La salmuera que se derrama en el mar sale a altas temperaturas haciendo variar la temperatura así como el incremento del índice de salinidad del agua marina y por lo tanto provocando la extinción o sustitución de especies autóctonas del medio.

3.13 Derrame productos químicos

Los productos químicos que se derraman pueden tener diferentes impactos sobre el medio marino. A continuación se muestran en la tabla anexa los 5 contaminantes químicos más importantes y qué efectos pueden tener:

3.14 Contaminación acústica

El ruido de las plantas desalinizadoras de agua de mar se debe principalmente a los motores trifásicos que hacen funcionar bombas de impulsión.

El nivel de ruido generado por estas instalaciones es elevado pudiendo llegar a niveles por encima de los 90 db (A).

Una posible solución para reducir este impacto sería aislar los motores eléctricos en cámaras o habitaciones insonorizadas.

3.15 Construcción

El impacto visual de las plantas desaladoras del agua de mar es bajo ya que se sitúan cerca de la costa y lejos de zonas turísticas y de playa. La topología constructiva de las edificaciones no presenta un carácter industrial sino que sus diseños suelen adaptarse al entorno que las rodea.

3.16 Energías renovables y desalinización

En las desaladoras de agua de mar uno de los principales aspectos que afecta el medio ambiente es la utilización intensiva de energía. En una planta desalinizadora de agua, la energía generada es utilizada como:

- Vapor de calefacción para la destilación.
- Energía eléctrica para el funcionamiento de los motores eléctricos o las pilas de diálisis.
- Energía mecánica para mover el compresor y las bombas.

México tiene una elevada disponibilidad de energía primaria de origen renovable, es por eso que actualmente existen plantas desaladoras de pequeña producción que generan agua desalada a partir de energías renovables. Todo y esto, las fuentes de energía limpias no se han implantado en plantas de mediana y gran producción debido a que todavía presentan inconvenientes importantes como su instalación, ya que requiere invertir un capital importante.

También se necesitan grandes extensiones de terreno para obtener una determinada cantidad de energía útil.

Las plantas se consideran fuentes de energía muy variables por lo que hace la intensidad y dependen de factores externos como las condiciones climáticas. Sus sistemas de almacenaje de energía son poco eficientes.

Las energías renovables pueden utilizarse de dos maneras diferentes, por uso directo e indirecto.

Entendemos por uso directo donde la energía se transforma en electricidad y se inyecta en la red general de distribución, de tal manera que la desaladora se nutre así misma de la energía producida pero no existe una relación directa de consumo. Aquellas instalaciones que hacen este uso de energía reciben ingresos por parte de las compañías eléctricas y esto hace disminuir el coste energético de la planta.

Por otra parte, las energías renovables pueden ser captadas por dispositivos de provecho de energías renovables y aplicadas directamente a las plantas desaladoras. En este sistema, no hay un vuelco de energía a la red general sino que la instalación opera de forma autónoma a la red de distribución. Por los inconvenientes que hemos nombrado anteriormente, el uso directo de la energía tan solo se utiliza en los siguientes casos:

Instalaciones de pequeña capacidad. Instalaciones donde la explotación es continua.

Instalaciones sobre dimensionales que pueden almacenar agua durante las horas valle de las energías renovables.

Instalaciones en desarrollo o experimentales.

Existen diferentes combinaciones entre técnicas de desalación y tipos de energías renovables, entre las más destacables figuran:

Energía eólica + proceso de desalación Fotovoltaica + proceso de desalación

La producción de agua desalada que se produce a partir de energías renovables difícilmente llega a los $1000\text{m}^3/\text{día}$, esta producción es insuficiente para abastecer poblaciones de miles de personas.

4. CONSIDERACIONES GENERALES

4.1 Potencial de la transferencia tecnológica del proceso C/F a la desalinización

Los intentos de usar el proceso CF en la desalinización se ha limitado principalmente al sistema de refrigeración por contacto directo debido a su eficiencia de procesamiento y economía. Sin embargo tiene un cierto número de inconvenientes, tales como: residuos de refrigerante en el agua, formación de hidratos y complejidad al separar los refrigerantes del hielo. Desde el punto de vista técnico todos los métodos de CF aplicados en la industria alimentaria se pueden aplicar para desalinización, en donde la limitación de este proceso en la industria alimentaria es la alta viscosidad de los alimentos líquidos debido al alto contenido de sólidos. Todos los métodos podrían alcanzar hasta un nivel de 100 ppm con múltiples efectos. El solo punto a considerar es el análisis económico del CF para desalinización debido a que el agua tiene un valor más bajo comparado con los alimentos en muchos casos el producto alimentario, como los lácteos, pueden tener un extremadamente alto precio, siendo fácilmente justificable el costo del proceso cuando el método produce alta calidad. Sin embargo, se requiere dar un análisis económico detallado para su aplicación en la desalinización antes de dar alguna conclusión. En la industria alimentaria ha sido exitoso debido a la capacidad de producir productos de alta calidad en comparación con otras tecnologías disponibles en el mercado. Habrá que esperar enfrentar más retos para aplicar el proceso CF en desalinización en donde el número de tecnologías existentes viables están disponibles actualmente y ofrecen ahorros de energía.

Johnson, 1979, identifica los principales puntos que se necesitan considerar para el potencial comercial del proceso CF: simplicidad (como se compara con otros procesos de congelación sin contaminación de refrigerante, contención o problemas de remoción) un ciclo totalmente cerrado de sistema de refrigeración (más integrado y compacto). En adición, reducción del costo de capital y uso de tecnologías híbridas se podrían considerar,

4.2 Limitaciones prácticas para el éxito comercial

La selección de la tecnología se basa por lo general en la calidad del producto, economía de la operación, costo de la energía, inversión inicial y complejidad del proceso (Moore y Hesler, 1963). En la actualidad no hay una planta comercial de CF disponible para desalinización de agua de mar (Wangnick, 2003).

A pesar de que este proceso tiene casi un siglo, no se ha extendido su uso en la actualidad, debido a razones técnicas, políticas y financieras (Johnson, 1976). Su aplicación en otras industrias se ha analizado con el fin de conocer la tecnología y

sus curvas de aprendizaje. Las aplicaciones que han sido a favor de esta tecnología son el tratamiento de residuos peligrosos, concentración de jugos de frutas y purificación de químicos orgánicos. El principal motivo de estos éxitos es debido al desarrollo de un proceso más eficiente y de alta capacidad, así como alta pureza o calidad de los productos. Por ejemplo, aumentar el atractivo de la tecnología de hoy es el uso de los nuevos ciclos de refrigeración por contacto directo, que son un 50% más eficientes que los tradicionales nuevas unidades comerciales disponibles de cristalización y lavadores de cristales que permiten producir químicos ultra puros (99.99%) y procesos continuos que permiten 75 millones de kg/año (cerca de cinco veces más alto que el anterior), (Chowdhury, 1988; Rosen, 1990).

Con base a los éxitos en otras industrias, es evidente que la principal atracción de la aplicación del proceso de C/F es su capacidad de concentrar mezclas de alta sensibilidad al calor sin dañarlos y para la separación de fluidos peligrosos, inflamables y azeotrópicos. Esta tecnología se adopta principalmente cuando no hay alternativas. Esto puede ser la causa principal de porque no se ha usado más ampliamente en la industria de la desalinización, en donde existen numerosas alternativas tecnológicas. Tradicionalmente el proceso CF se ha limitado debido a los altos costos- dos o tres veces de aquellos de destilación o evaporación y problemas causados por un alto grado de complejidad. Hay necesidad de justificar los costos de capital del proceso de CF si este está dirigido a reemplazar el proceso térmicos (Rosen, 1990). Las dificultades prácticas y el estado de desarrollo reducen su éxito comercial (Rice y Chau, 1997).

La CF es uno de los más complejos procesos de desalinización. Involucra 6 pasos más la dificultad del manejo de la suspensión líquido/ sólido a su punto de congelación (Johnson, 1976). FM para la desalinización es un viejo recurso, pero en la actualidad nuevos diseños de procesos pueden ofrecer nuevas aplicaciones. Las nuevas y continuas áreas de desarrollo para CF incluyen mejoras en el crecimiento de cristales, refrigeración más eficiente, mejores métodos de diseño y recuperación de calor. CF puede también demostrar que puede coincidir el nivel de concentración disponible con otras tecnologías (Rosen, 1990).

Algunas otras desventajas gravan el uso industrial de los sistemas de CF. Estos incluyen capacidad limitada, relativos altos costos de producción y limitada máxima concentración de agua salina (uno de los mayores desventajas) (Rosen, 1990). Siempre ha habido una reticencia natural a aceptar totalmente una fundamentalmente nueva tecnología, especialmente cuando se han obtenido resultados aceptables de una vieja y probada técnica, (Muller, 1967). En este punto se requiere un cambio de actitud de la industria hacia el potencial tecnológico de la aplicación de esta tecnología para desalinización. El apoyo del proceso de CF de la industria e muy bajo comparado con los procesos de Ósmosis inversa o múltiple

etapa instantánea. Esto ha creado un ambiente que ha conducido a fáciles explicaciones y a generalizaciones. Conceptos erróneos o mitos persistentes han resultado perjudiciales para el desarrollo comercial de la congelación como un proceso de desalinización competitivo, (Wiegandt y Von Berg, 1980). Los autores exploran 10 de estos mitos con relación a su validez ingenieril y se realiza una comparación entre el proceso CF con otros importantes procesos de desalinización. Esto podría reducir aún más daño a la tecnología CF ya que todos representan, el pensamiento incompleto, confuso o totalmente incorrecto.

4.3 Técnicas híbridas para usarse en la industria de la desalinización.

Existe un gran potencial para combinar el proceso CF con otras técnicas de desalinización. Este enfoque híbrido podría proveer una sinergia al proceso de desalinización. Una de las más promisorias es la combinación de osmosis inversa y CF. Una congelación por contacto directo y un evaporador solar se proponen como un sistema eficiente para reducir el impacto ambiental de la expulsión de la salmuera de las plantas de desalinización de agua de mar. Este método propuesto produce agua fresca, sales de sodio, magnesio y potasio y bromo (Madani, 1992). Hanafi (1994) identifica diferentes posibles técnicas de desalinización en asociación con las energías del viento, mareas y solar. Un análisis económico muestra que CF puede ser competitivo con la destilación solar en localidades convenientes. Los métodos de colección de hielo, lavado por drenaje natural y el acoplamiento de CF con la destilación solar debe ser más estudiado (Wankat, 1973). (El-Nashar, 1984) presenta un análisis de diseño y evaluación económica de un sistema de congelación al vacío por efecto-adsorción de una planta de desalinización en Abu Dhabi. Los parámetros que afectan el diseño y los costos de la planta son: la salinidad del agua de mar y la temperatura y la temperatura de salida del captador solar, establecida a 90 °C o 120 °C usando captadores planos y tubos evacuados, El absorbedor del sistema de absorción utiliza una solución de hidróxido de sodio en un dominio de concentraciones de 0,5% (corriente diluida) y 0.6% (corriente concentrada). El costo del capital del sistema se incrementó con la salinidad del agua de mar, mientras que se redujo sustancialmente con la temperatura de salida del captador de 120 °C así comparado a 90 °C. Los ahorros del ciclo de vida en costos de combustible del sistema de absorción apoyado con energía solar se estimaron usando un sistema de reglas básicas económicas con el objetivo de especificar el área óptima de captación la cual produjera los máximos ahorros del ciclo de vida. Se observó que esta área óptima se incrementa cuando se incrementa la salinidad. Abdul-Fattah (1987) evaluó la alternativa de un sistema de potencia solar compatible con el proceso de CF considerando el caso de Arabia

Saudita. El puntualizó que CF puede ser un sistema viable a partir de que unidades de congelación de pequeña escala han probado la tecnología. La decisión se tomó sobre la base de un análisis de un conjunto difuso de criterios que rodearon a la elección. Tomando el caso de Arabia Saudita como un ejemplo, congelación con operación indirecta fotovoltaica parece ser la tecnología más promisoría. En segundo lugar es la congelación por medio de la absorción dual de vapor, usando colectores térmicos. Combinando viento o potencia de las mareas con sistemas desalinización incluyendo compresión de vapor, ósmosis inversa, electro diálisis y técnicas de CF.

La energía solar térmica en su forma directa o a través de su conversión a potencia eléctrica tiene el potencial de usarse con casi todas las tecnologías de desalinización. La potencia solar fotovoltaica se puede usar con el proceso de CF, (Hanafi, 1994). Schwartzberg (1990) sugiere que la combinación de osmosis inversa y un Cf económica puede proveer una alternativa económica para la concentración de líquidos. La disponibilidad de la expulsión de salmuera concentrada de las plantas de osmosis inversa puede causar serios impactos ambientales. Se han adoptado diferentes maneras de manejar estos residuos, incluyendo bombeo hasta las pozas de evaporación, inyección a formaciones rocosas bajo tierra o esperado en tierras áridas sin uso. Todas esta son soluciones en el corto plazo debido a la gran cantidad de salmuera rechazada (Al-Mutaz, 1987) La cantidad de salmuera rechazada por las plantas de ósmosis inversa se puede minimizar por medio de una siguiente desalinización de la salmuera rechazada. La alta concentración limita la unidad de la segunda etapa de desalinización. La eficiencia energética de CF hace una selección promisoría en donde el proceso es independiente de las incrustaciones y baja corrosión debido a la operación a bajas temperaturas. Madani y Aly (1989), realizaron comparaciones entre los sistemas combinados y separado Osmosis inversa y unidades de CF directa de 200 m³/h. El sistema combinado reduce los consumos de energía de cerca de un 13% y 17% comparada con separar las plantas de Ro y directas de CF, respectivamente. El sistema combinado puede reducir la salmuera rechazada sobre un 90% que la planta de RO a la misma producción de agua. El uso de campo eléctrico y ultrasonido se puede usar en las unidades de congelación con el objeto de mejorar la eficiencia. Sin embargo, todas estas adiciones podrían hacer el proceso más complicado.

Se realizó un extenso análisis bibliográfico sobre los diferentes métodos de desalinización con el objetivo de evaluar el estado del arte presente y futuro del proceso de Congelación/Fusión. La desalinización se refiere a un proceso de tratamiento de agua que separa el agua de una solución de sal, en donde su uso de ha incrementado de manera constante desde los años sesentas. Sin embargo, la tecnología CF para la desalinización está actualmente a la zaga desde un punto de éxito comercial.

La elección de la tecnología se basa generalmente en la calidad del producto, la economía de la operación, el costo de la energía, la inversión inicial y la complejidad del proceso. Los principales factores que afectan el proceso de CF son el costo del capital y la complejidad del proceso. Esto se evidencia claramente en la amplia variedad de alternativas disponibles en el estado de arte.

La tecnología ha resultado exitosa solo cuando los dos factores mencionados anteriormente se compensaron por otras ventajas. En primer lugar se tiene que identificar que industrias están utilizando actualmente con éxito esta tecnología y conocer sus posibles razones. Algunos sectores de las industrias de alimentos y química han usado la tecnología con éxito

En la industria alimentara se ha utilizado comercialmente para la concentración de los jugos de frutas y cítricos, vinagre, café, té y extractos, jarabe de azúcar, lácteos, concentración de suero de leche, cervezas, vinos y en general extractos de aromas.

En este caso solo se ha utilizado el proceso de CF para evitar la contaminación del refrigerante. El éxito se debe principalmente a su capacidad de producción de productos de alta calidad en comparación con la tecnología térmica disponible en el mercado. Además los alimentos tienen un valor agregado más importante comparado con el agua.

En el caso de su aplicación en la industria química, se adoptó principalmente cuando no hay otras alternativas, En este caso, el principal atractivo de la aplicación del proceso CF es su capacidad para la concentración de mezclas sensibles al calor, sin causarles daño y la separación de productos químicos peligrosos e inflamables y fluidos azeotrópicos. Es difícil de utilizar estas ventajas para avanzar en el desarrollo de esta tecnología para desalinización

Adicionalmente, conceptos erróneos y actitudes negativas han afectado el progreso del proceso CF. En el caso de la desalinización existen un gran número de tecnologías disponibles.

Las dificultades prácticas de CF que han limitado su éxito comercial son la complejidad del proceso y los altos costos de capital. En conclusión, las razones del fracaso son múltiples, son técnicas, políticas y financieras

Los estudios pilotos en varios países han indicado que las técnicas híbridas en donde se combina el proceso de CF con otros métodos de desalinización tienen un alto potencial para su futuro desarrollo. En este caso, los sistemas con asistencia solar presentan una gran perspectiva.

Se proponen ciertas estrategias que pudieran considerarse para asegurar el éxito comercial del proceso de CF en el sector de la desalinización, tales como:

- Desarrollo de estudios conducentes a optimizar la formación de cristales de hielo
- Estudiar los fenómenos asociados a la difusión salina con el propósito de poder controlarla y disminuir los procesos de separación de la salmuera durante la congelación.
- Analizar el potencial de integración de ciclos de refrigeración térmica como los de absorción, adsorción, efecto-compresión, entre otros, con el objeto de evitar el uso de compresores.
- Aprovechar el potencial de utilización del calor de fusión y el agua fría para procesos colaterales con el mismo consumo energético.
- Desarrollo de un proceso de CF sencillo e integral, minimizando el número de componentes, incrementando la eficiencia energética de cada uno de ellos. Cabe mencionar que se han realizado un número importante de ensayos en el caso de la CF al vacío.
- El proceso de CF que está disponible comercialmente y que se utiliza en la industria alimentaria y química deberá de probarse en la desalinización.
- Realizar un análisis económico completo del proceso de CF con el objeto de identificar claramente los beneficios económicos en la industria de la desalinización y conducir campañas a esta industria para el desarrollo de actitudes positivas hacia la tecnología de CF
- Desarrollar técnicas híbridas para asegurar la sinergia de los procesos.

BIBLIOGRAFÍA

- Abdul-Fattah, A.F. (1987) 'Use of low grade in driving small freezing units for desalination', *Desalination*, Vol. 61, pp.169–183.
- Agnew, C. and Anderson, E. (1992) *Water Resources in the Arid Realm*, Rutledge, London.
- Al-Mutaz, I. (1987) 'Water resources development in Riyadh, Saudi Arabia', *Desalination Journal*, Vol. 64, pp.193–202.
- Antonelli, A. (1983). Desalinated water production at LNG-terminals. *Desalination*, 45: 383-390
- Bae, S.K., Miyawaki, O., and Arai, S. (1994) Control of freezing front structure and its effect on the concentration-efficiency in the progressive freeze-concentration. *Cryobiol Cryotechnol*, 40: 29-32.
- Bajolle, J., Rice, P.A., and Barduhn, A.J. (1971) Vacuum stripping of butane from water in a packed column. *Desalination*, 9: 351-366.
- Barduhn, A.J. (1968) The freezing process for water conversion in the United States. In: *Selected Papers on Desalination and Ocean Technology*. Levine, S.N. (ed.), Dover: New York, 414
- Barduhn, A.J. (1968) The state of the crystallization processes for desalting saline waters. *Desalination*, 5: 173-184.
- Barduhn, A.J.(1968). The freezing process for water conversion in the United States. In: *Selected Papers on Desalination and Ocean Technology*. Levine, S.N. (ed.), Dover: New York, 414.
- Braddock, R.J. and Marcy, J.E. (1987) 'Quality of freeze concentrated orange juice', *Journal of Food Science*, Vol. 52, No. 1, pp.159–162.
- Brian, P.L.T. (1971) 'Potential advantages and development problems in water desalination by freezing', *Chemical Engineering*, May, pp.191–197.
- Brian, P.L.T. (1971) Potential advantages and development problems in water desalination by freezing. *Chem. Engr.*, May, 78: 191-197
- Buros, O.K. (2001) *The ABCs of Desalting*, 2nd ed.; International Desalination Association: Topsfield, Massachusetts.
- Chowdhury, J. (1988) 'CPI warmup to freeze concentration', *Chemical Engineering*, Vol. 95, No. 6, p.24.
- Chowdhury, J. (1988) CPI warmup to freeze concentration. *Chem. Engr.*, 95 (6): 24.
- Curran, H.M. (1970) Water desalination by indirect freezing. *Desalination*, 7:273-284.
- Dickey, L.C., Craig, J.C., Radewon, E.R., McAloon, A.J., and Holsing, V.H. (1995) Low temperature concentration of skim milk by direct freezing and vacuum evaporation. *J. Dairy Sel*, 78: 1369-1377.
- El-Nashar, A. (1984) 'Solar desalination using the Vacuum Freezing Ejector Absorption (VFEA) process', *Desalination*, Vol. 49, pp.293–319.
- ESCWA (2001) *Water Desalination Technologies in the ESCWA Countries*.United Nations. New York.P. 4.
- F. Oriolo, THE DESIGN AND SAFETY FEATURES OF THE IRIS REACTOR, 11th International Conference on Nuclear Engineering Tokyo, JAPAN, April 20-23, 2003 ICONE11- 36564.

- fea, cemda y Presencia Ciudadana Mexicana, 2006: 20
- García, C. (2006) Agua dulce, agua salada. Boletín del Agua, No 27. Instituto de Promoción para la Gestión del Agua. Lima. Perú.
- Gasson, C., Allison, P. (2007) Desalination Water Markets, 2007. Global Water Intelligence. Media Analytics Ltd., Oxford. UK. P. 4
- Gibson, W., Emmermann, D., Grossman, G., Johnson, R., Modica, A., and Pallone, A. (1974) Spray freezer and pressurized counter washer for freeze desalination. *Desalination*, 14: 249-262.
- Grenco (1991) 'Current large-scale commercial application of freeze concentration in the food industry', PR-VA-21, Publication from the Technical Library of Grenco Process Technology, The Netherlands.
- Grenco (1991) Current large-scale commercial application of freeze concentration in the food industry. Publication from the technical library of Grenco Process Technology: The Netherlands; PR-VA-21.
- Hanafi, A. (1994) 'Desalination using renewable energy sources', *Desalination*, Vol. 97, pp.339–352.
- Hartel, R.W. (1992) 'Evaporation and freeze concentration', in D.R. Heldman and D.B. Lund (Eds.) *Handbook of Food Engineering*, New York: Marcel Dekker, pp.341–392.
- Hartel, R.W. and Chung, M.S. (1993) Contact nucleation of ice in fluid dairy products. *J. FoodEngr.*, 18: 281-296.
- Hassence, M. (1993) MSC offers purity advantages. *Asia-Pacific Chemicals*, 10: 30-32.
- Heist, J.A. (1979) 'Freeze crystallization', *Chemical Engineering*, Vol. 86, No. 10, pp.72–82.
- INTERNATIONAL ATOMIC ENERGY AGENCY, *Guidebook on Introduction of Nuclear Desalination*, Technical Reports Series No. 400, IAEA, Vienna (2000).
- INTERNATIONAL ATOMIC ENERGY AGENCY, *Thermodynamic and economic evaluation of co-production plants for electricity and potable water*, IAEA-TECDOC-942, Vienna (1997).
- Jancic, S.J. and Ehram, C (1988) *Kristallsationsvorrichtung und deren verwendung*. Patent Application, Switzerland, CH667816
- Johnson, W.E. (1976) 'State-of-the-art of freezing processes, their potential and future', *Desalination*, Vol. 19, pp.349–358
- Johnson, W.E. (1979) 'Indirect freezing', *Desalination*, Vol. 31, pp.417–425.
- Kreshneck, G.C., Schneider, H., and Scherage, H.A. (1965) *J. Phys. Chem.*, 69: 3132-3134.
- L. Cinotti, M. Moraes, J. Kozuch, D. Grgic, H. Ninokata, R. Boroughs, D. Ingersoll, Liu, L., Fujii, T., Hayakawa, K. and Miyawaki, O. (1998) 'Prevention of initial supercooling in progressive freeze-concentration', *Bioscience, Biotechnology, and Biochemistry*, Vol. 62, No. 12, pp.2467–2469.
- M. D. Carelli, L. Conway, L. Oriani, C. Lombardi, M. Ricotti, A. Barroso, J. Collado, Madani, A.A. (1992) 'Zero-discharge direct-contact freezing/solar evaporator desalination complex', *Desalination*, Vol. 85, pp.179–195.
- Madani, A.A. and Aly, S.E. (1989) 'A combined RO/freezing system to reduce inland rejected brine', *Desalination*, Vol. 75, pp.241–258.

- Maguire, J.B. (1987) 'Fresh water from the sea, a new process', *Desalination*, Vol. 67, pp.155–162
- Miyawaki, O., Liu, L., and Nakamura, K. (1998) Effective partitioning constant of solute between ice and liquid phases in progressive freeze-concentration. *J. FoodSci.*, 63 (5): 756-758.
- Moore, J.G. and Hesler, W.E. (1963) 'Evaporation of heat sensitive materials', *Chemical Engineering Progress*, Vol. 59, No. 2, pp.87–92.
- Muller, J.G. (1967) 'Freeze concentration of liquids: theory, practice and economics', *Food Technology*, Vol. 21, pp.49–60.
- ONU, Informe de las Naciones Unidas sobre el Desarrollo de los Recursos Hídricos en el Mundo: Agua para todos, agua para la vida, Oxford/UNESCO/Berghahn Books, Paris/ Nueva York, 2007
- Postel, S. L. (2000). Entering an Era of Water Scarcity: The Challenges ahead. *Ecological Applications*. Vol. 10, num. 4, pag. 947-948. Global Water Policy Project, United States
- Pruppacher, H.R. (1967a) Interpretation of experimentally determined growth rates of ice crystals in supercooled water. *J. Chem. Phys.*, 47 (5): 1807-1813.
- Pruppacher, H.R. (1967b) Some relations between the structure of the ice-solution interface and the free growth rate of ice crystals in supercooled aqueous solutions. *J. Coll. Interf. Sel*, 25: 285-294
- Rice, W. and Chau, D.S.C. (1997) 'Freeze desalination using hydraulic refrigerant compressors', *Desalination*, Vol. 109, pp.157–164.
- Rice, W. and Chau, D.S.C. (1997) Freeze desalination using hydraulic refrigerant compressors. *Desalination*, 109: 157-164.
- Rittner, S. and Steiner, R. (1985) Die schmelzkristalizacion von organischen stoffen und ihre grobtechnische anwendung. *Chemie Ingenieur Technik*, 57 (2): 91-102.
- Rosen, J. (1990) 'Freeze concentration beats the heat', *Mechanical Engineering*, Vol. 112, No. 12, pp.46–50.
- Schroeder, P.J., Chan, A.S. and Khan, A.R. (1977) 'Freezing processes – the standard of the future', *Desalination*, Vol. 21, pp.125–136.
- Schwartzberg, H.G. (1990) 'Food freeze concentration', *Biotechnology Food Process Engineering*, New York: Marcel Dekker, pp.127–202.
- Slade, A.H. and Dare, P.H. (1993) 'Measuring maximum specific growth rate and half saturation coefficient for activated systems using a freeze concentration technique', *Water Resources*, Vol. 27, No. 12, pp.1793–1795.
- Stepakoff, G.L. and Modica, A.P. (1973a). The hydrolysis of halocarbon refrigerants in freeze desalination processes. *Desalination*, 12: 85-105.
- Thijssen, H.A.C. (1975a) Apparatus for separation and treatment of solid particles from a liquid suspension. U.S. Patent 3,872,009.
- Thijssen, H.A.C. (1970) Freeze concentration of food liquids, *Proceedings SOS/70, 3rd International Congress of Food Science and Technology*, Washington, DC; 491.
- Thijssen, H.A.C. (1970). Freeze concentration of food liquids, *Proceedings SOS/70, 3rd International Congress of Food Science and Technology*, Washington, DC; 491.

- UNESCO. El agua, una responsabilidad compartida. 2º informe sobre el Desarrollo de los Recursos Hídricos en el Mundo. (2006). Disponible a:<http://www.unesco.org/water/wwap/wwdr2/table_contents_es.s
- Wagner, J.N. (1983) 'Improvement in freeze concentration', Food Engineering, Vol. 55, p.98.
- Wangnick, K. (2003) '2004 IDA worldwide desalting plants inventory', Report No. 18, Wangnick Consulting, Germany.
- Wankat, P.C. (1973) 'Desalination by natural freezing', Desalination, Vol. 13, pp.147–157.
- Wiegandt, H.F. and Von Berg, R.L. (1980). 'Myths about freeze desalting', Desalination, Vol. 33, pp.287–297.
- World health statistics 2007. World Health Organization 2007
- Zarza Moya, E (1997) Desalinización de Agua de Mar mediante Energías Renovables. Actas del I y II Seminario del Agua. Coord. Pascual Molina. ISBN 84-8108-128-0. Pp. 199-226. La Rioja. Spain