

154

# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

---



“INGENIERIA DE LOS SISTEMAS DE MEMBRANA  
APLICADOS A LA DESALACION DEL AGUA”

T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
I N G E N I E R O C I V I L  
P R E S E N T A.  
MARIO DANIEL VITE ARROYO



MEXICO, D. F.

2001



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERIA  
DIRECCION  
FING/DCTG/SEAC/UTIT/039/99

Señor  
**MARIO DANIEL VITE ARROYO**  
Presente

En atención a su solicitud me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor M.I. **ENRIQUE CESAR VALDEZ**, que aprobó esta Dirección, para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de **INGENIERO CIVIL**.

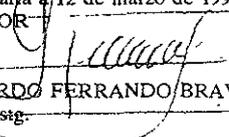
**"INGENIERIA DE LOS SISTEMAS DE MEMBRANA APLICADOS A LA DESALACION DEL AGUA"**

- INTRODUCCION**
- I. DESARROLLO HISTORICO DE LA DESALACION MODERNA**
  - II. ELECTRODIALISIS Y ELECTRODIALISIS INVERSA**
  - III. OSMOSIS INVERSA, ULTRAFILTRACION Y NANOFILTRACION**
  - IV. DESMINERALIZACION POR INTERCAMBIO IONICO**
  - V. CAPTACION, CONDUCCION Y PRETRATAMIENTO DEL INFLUENTE**
  - VI. GENERALIDADES ACERCA DE LOS PROYECTOS DE PLANTAS DE DESALACION POR SISTEMAS DE MEMBRANA**
  - VII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

Ruego a usted cumplir con la disposición de la *Dirección General de la Administración Escolar* en el sentido de que se imprima en lugar visible de cada ejemplar de la tesis el Título de ésta.

Asimismo le recuerdo que la Ley de Profesiones estipula que deberá prestar servicio social durante un tiempo mínimo de seis meses como requisito para sustentar Examen Profesional

Atentamente  
**"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"**  
Cd. Universitaria a 12 de marzo de 1999.  
EL DIRECTOR

  
ING. GERARDO FERRANDO BRAVO  
GFB/GMP/mstg.

## AGRADECIMIENTOS

### ***A mis padres:***

*A ti papá*, por haberme impulsado y apoyado en mis estudios, por ser en mi vida el mejor ejemplo a seguir y por que siempre he contado contigo.

*A ti mamá*, por tu cariño y dedicación, por tus noches de desvelo, por todos tus consejos y por ser mi mejor amiga.

### ***A mis hermanos:***

*A Christian*, por ser ejemplo del verdadero significado de la nobleza en una persona, por el apoyo moral que siempre me has brindado y simplemente por que eres un gran hermano y amigo.

*A Israel*, por ser un excelente guía para mí, por ser un claro ejemplo de madurez, sagacidad y superación, por apoyarme en todo momento con un sólo fin, el de fomentar la unión familiar.

## AGRADECIMIENTOS

### ***A mi esposa y a mi hijo:***

A *Gaby*, por estar conmigo apoyándome en cada una de mis metas, por ser una excelente compañera y por todo el amor que me has dado.

A *Bryan*, por ser el motivo más importante para seguir superándome, por darle a mi vida esa alegría que sólo tu puedes contagiar y en general te quiero dar las gracias por “*existir*”.

### ***A mi director de tesis:***

A *ti Enrique*, por ser un gran amigo y un excelente ser humano, por que gracias a tu gran cúmulo de conocimientos lograste coordinar y guiar mi tesis profesionalmente, también te agradezco la paciencia mostrada en estos años de trabajo.

## AGRADECIMIENTOS

### ***A la Universidad:***

Por ser el principal bastión de los conocimientos que ahora poseo, por brindarme la mejor formación y por permitir mi desarrollo profesional.

### ***A mis profesores y amigos:***

Por que han sido los principales actores de esta obra que ahora comienza a dar sus primeros frutos y cuya finalidad será la de consolidar un equipo con metas comunes.

*Con determinación y perseverancia se vencen obstáculos y se alcanzan metas inimaginables.....*

*Daniel Vite A.*

**INGENIERIA DE LOS SISTEMAS  
DE MEMBRANA APLICADOS  
A LA DESALACION DEL AGUA**

MARIO DANIEL VITE ARROYO

## **CONTENIDO**

	Pag.
<b>Introducción</b>	1
<b>Capítulo 1. Desarrollo histórico de la desalación moderna</b>	
1.1. Procesos térmicos	18
1.1.1. Variantes de destilación	18
1.1.2. Modificación de flash multietapa (FME)	21
1.1.3. Destiladores solares	23
1.1.4. Procesos de cristalización por congelación	25
1.2. Procesos de membrana	27
1.2.1. Electrodialisis	29
1.2.2. Osmosis inversa	34
1.2.3. Desmineralización por intercambio iónico	38
<b>Capítulo 2. Electrodialisis y electrodialisis inversa</b>	
2.1. Principios fundamentales de electrodialisis	41
2.2. Principales procesos de electrodialisis	44
2.2.1. Electrodialisis convencional	44
2.2.2. Electrodialisis con membrana neutra	45
2.2.3. Electrogravitación	45
2.3. Membranas	46
2.3.1. Características de las membranas	46
2.3.2. Preparación de membrana	47
2.4. Teoría de transporte selectivo en membranas de intercambio iónico	48
2.4.1. Principio que gobiernan el transporte selectivo	48
2.4.2. Procesos	50
2.5. Requerimientos de corriente	59
2.6. Permeaselectividad	60
2.7. Transporte de agua	61

	Pag.
2.8. Polarización	63
2.8.1. Control práctico y evaluación de polarización	64
2.9. La resistencia del sistema	65
2.9.1. Consumo de energía	66
2.10. Diseño del equipo y proceso	67
2.10.1. Relación entre procesos de efluente	67
2.10.2. Construcción de la celda y columna	74
2.11. Sistema de desmineralización	80
2.11.1. Procesos continuos (multietapa y alimentación)	80
2.11.2. Procesos batch (con y sin reemplazo)	82
<b>Capítulo 3. Principios teóricos de ósmosis inversa</b>	
3.1. Propiedades de las soluciones	83
3.2. Ósmosis y presión osmótica	85
3.3. Ósmosis inversa	93
3.4. Infusión de agua y soluto	96
3.5. Procesos de membrana y módulos	99
3.5.1. Módulo conformado por placas	99
3.5.2. Módulo enrollamiento en espiral con perforaciones	100
3.5.3. Módulo de fibras huecas capilares	101
3.5.4. Módulo de fibras huecas tubulares	101
3.6. Aparatos de ósmosis inversa	102
<b>Capítulo 4. Desmineralización por intercambio iónico</b>	
4.1. Naturaleza de intercambio iónico e intercambio de materiales	115
4.2. Equilibrio de intercambio iónico	120
4.3. Intercambiadores de cationes de hidrógeno débil y fuertemente ácidos	121

	Pag.
4.4. Intercambiadores de aniones básicos y débiles	121
4.5. Intercambiadores aniones ácidos fuertes	122
4.6. Técnicas de intercambio	122
4.7. Fase de regeneración	125
4.8. Fuga iónica y puntos finales de la fase de vaciado	131
4.9. Diez sistemas desmineralizadores principales	144

**Capítulo 5. Captación, conducción y pretratamiento del influente**

5.1. Generalidades de la captación	149
5.2. Métodos de captación directa	151
5.3. Métodos de toma directa	157
5.4. Pretratamiento	162
5.5. Postratamiento	165

**Capítulo 6. Generalidades acerca de los proyectos de plantas de desalación por sistema de membrana**

6.1. Diagramas de flujo de los procesos de tratamiento	168
6.2. Datos básicos para el diseño de las instalaciones físicas necesarias	169
6.2.1. Importancia del muestreo y medición de caudales	170
6.2.2. Tipos de muestras	171
6.3. Balance de sólidos	173
6.4. Línea piezométrica	173
6.5. Ingeniería de detalle	174

**Capítulo 7. Conclusiones y recomendaciones.**

## INTRODUCCION

La mayor parte del agua de la tierra es más salobre que dulce y contiene impurezas que, hasta época muy reciente, no podían eliminarse económicamente recurriendo a los procesos de tratamiento disponibles. Nuestro planeta contiene aproximadamente 1.4 millones de kilómetros cúbicos de agua, pero alrededor del 97.4 por ciento de ella es agua de mar o agua salobre, tres cuartas partes del 2.6 por ciento restante están encerradas en casquetes polares y glaciares y el agua dulce disponible se reduce al 0.006 por ciento del total. Es decir, unos 9,000 kilómetros cúbicos al año.

Si se divide esta cantidad por el número total de habitantes de la Tierra puede parecer que se trata de una cantidad suficiente para cubrir todas las necesidades fundamentales para la supervivencia humana (1.525 metros cúbicos per capita al año). De hecho, se estima que, teóricamente, hay agua dulce suficiente para abastecer a unos 20,000 millones de habitantes (450 metros cúbicos per capita al año).

Desgraciadamente, no está uniformemente distribuida como lo atestiguan las extensas regiones áridas y semiáridas existentes. De acuerdo con las estimaciones del Banco Mundial, más de mil millones de habitantes en el mundo no tienen acceso a suministros de agua apta para el consumo (ver tablas I.1 y I.2). Garantizar el suministro a esos mil millones de personas requeriría una inversión cinco veces superior a la que se destina a este fin actualmente, es decir unos 50,000 millones de dólares al año. El abastecimiento de agua urbano cuesta unos 105 dólares por persona y una media de 50 dólares en el medio rural.

El consumo de agua se ha triplicado en el mundo desde 1950. La respuesta a este aumento de la demanda ha consistido, casi siempre, en la construcción de más y mayores obras hidráulicas, sobre todo embalses y canalizaciones de desvío de ríos. El número de grandes embalses, es decir, aquellos que tienen una cortina de más de 15 metros de altura, se ha incrementado vertiginosamente en todo el mundo, pasando de poco más de 5,000 en 1950 a cerca de 38,000 en la actualidad. Más del 85 por ciento de los grandes embalses que existen en la actualidad se han construido durante los últimos 35 años. La ingeniería moderna ha permitido garantizar el suministro de zonas urbanas y rurales, pero, según los ecologistas, ha favorecido la degradación de los deltas fluviales y ha propiciado la inminente extinción de especies y humedales.



Tabla 1,2 % de población con acceso a agua potable (1999)

País	% Población	País	% Población	País	% Población	País	% Población
Afganistán	12	Ecuador	68	Liberia	46	Samoa	82
Argelia	32	Egipto	67	Lituania	97	San Cristóbal	100
Nueva Zelandia	97	El Salvador	69	Madagascar	34	San Vicente	89
Arabia Saudita	95	Emiratos Arabes	95	Malasia	78	São Tomé e P.	62
Algeria	78	Eslovaquia	22	Malawi	37	Senegal	83
Argentina	71	Etiopía	25	Maldivas	96	Sierra Leona	34
Bangladesh	57	Fiji	100	Mali	66	Singapur	100
Barbados	100	Finlandia	84	Marshall	69	Siria	95
Baréin	89	Gabón	68	Marshall	74	Somalia	31
Bélgica	90	Gambia	48	Mauricio	98	Sur Lanka	57
Bélgica	58	Ghana	65	Mauritania	74	Sudán	99
Bolivia	63	Guatemala	77	México	83	Sudán	50
Botswana	83	Guinea	46	Micronesia	100	Swazilandia	60
Burkina Faso	75	Guinea Ecuatorial	59	Moldavia	55	Tailandia	89
Burundi	42	Guyana	95	Mongolia	48	Tanzania	38
Cabo Verde	52	Haití	81	Mozambique	63	Tayikistán	60
Camboya	57	Honduras	87	Myanmar	50	Togo	85
Camboya	36	India	57	Namibia	57	Tonga	100
Camboya	56	Indonesia	61	Nepal	63	Trinidad y Tob.	97
Camboya	24	Indonesia	62	Nicaragua	61	Túnez	98
Chile	95	Irak	78	Niger	48	Turkmenistán	74
China	67	Irán	50	Nigeria	50	Turquía	49
Colombia	68	Jamaica	96	Niue	100	Tuvalu	94
Comoras	53	Japón	97	Omán	82	Uganda	46
Congo R.	34	Jordania	88	Pakistán	74	Unghary	93
Congo R.D.	42	Kazajistán	69	Palau	66	Uzbekistán	82
Cook Is.	100	Kenia	53	Paraná	93	Vanuatu	87
Corea del Norte	81	Kirguistán	71	Nueva Guinea	28	Venezuela	79
Corea del Sur	63	Kiribati	100	Paraguay	60	Vietnam	43
Costa Rica	96	Kuwait	100	Perú	67	Yemen	61
Cote d'Ivoire	42	Laos	14	Rep. Centroafricana	38	Zambia	27
Cuba	83	Letonia	62	Rep. Dominicana	63	Zimbabue	79
Cibouti	90	Letonia	94	Rwanda	..	..	..
Dominica	96	Líbano	94	Salomón	61	..	..

Fuente: United Nations Population Fund, 1999

% promedio de población con acceso a agua potable

67.89%

% promedio de población sin acceso a agua potable

32.20%

Promedio de población sin acceso a agua potable

1.900.122.000

En 1990, 20 países sufrían escasez de agua; en 1996 ya eran 26 (230 millones de personas). El número de países con problemas de agua puede elevarse a 41 en el año 2020. Es posible calcular que de aquí al año 2027, aproximadamente un tercio de los habitantes del mundo sufrirá escasez crónica de agua.

Las razones para ello son evidentes: la mayor demanda sobre los recursos de agua dulce provocada por las crecientes poblaciones humanas y el empeoramiento de la calidad de los recursos acuíferos existentes debido a la contaminación y las necesidades creadas por la vertiginosa expansión industrial y agrícola.

Las consecuencias de esta escasez se harán sentir sobre todo en las regiones áridas y semiáridas del planeta, pero también se experimentarán en las regiones costeras en rápido crecimiento así como en las megalópolis del mundo en desarrollo. Muchas de estas ciudades son ya incapaces, o lo serán pronto, de proveer agua potable.

África disfruta en la actualidad de tan sólo un tercio del agua per cápita de la que disponía en 1960. Este continente es, junto a Asia, aquél donde el agua escasea más y su calidad es peor. Para el año 2005, los cinco países mediterráneos del norte de África (Argelia, Egipto, Libia, Marruecos y Túnez) tendrán problemas de escasez de agua, al igual que los subsaharianos Mauritania, Kenia, Burundi, Ruanda, Botswana, Malawi, Sudán y Somalia.

En la actualidad, entre el 40 y el 60 por ciento del agua utilizada por empresas de servicios públicos se pierde por causa de filtración o derrame, robo, y rendición de cuentas deficiente. Las redes de tuberías de las grandes ciudades europeas pueden perder hasta el 80 por ciento del agua que transportan a causa de su deterioro. Se evalúan estas pérdidas en unos 10,000 millones de dólares anuales. Algunas de las ciudades en México llegan a perder el 60 por ciento del agua por fugas en los obsoletos sistemas de distribución.

La figura 1.1 permite observar las principales regiones del mundo que sufren de la escasez de agua potable.

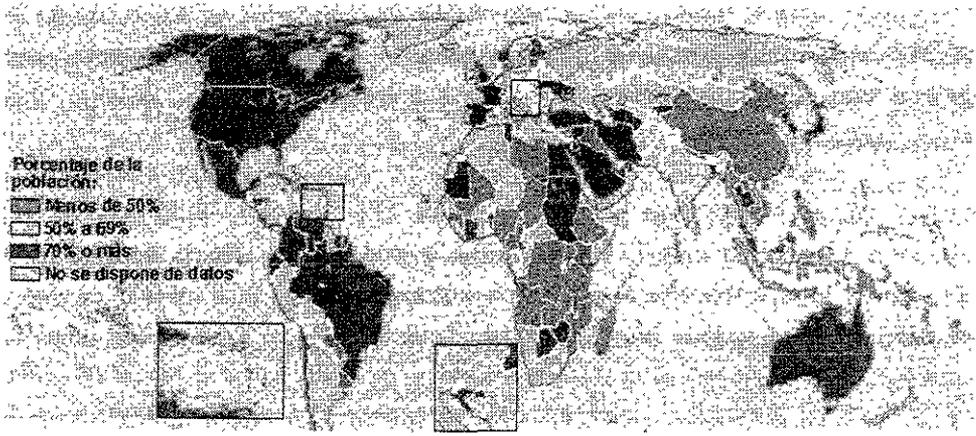


Figura 1.1. Porcentaje de la población con problemas de escasez de agua potable.

Las tendencias actuales permiten prever una "crisis del agua" en varias regiones, más notablemente en el Medio Oriente y en África del Norte, donde la disponibilidad de agua per cápita es de 1,247 metros cúbicos por año, una de las más bajas en el mundo, comparada con 18,742 metros cúbicos en América del Norte y 23,103 en América Latina. "Es muy probable que en el futuro, las querrelas y los problemas ocasionados por la merma de los suministros de agua habrán de constituir una fuente de conflictos entre las naciones", ni los gobiernos ni la comunidad internacional están preparados para conjurar los disturbios sociales y conflictos exteriores que podrían ser el resultado de que se agrave y generalice la penuria del agua, cuya escasez será, en un futuro cercano, la principal limitación para la producción agrícola en muchas zonas del mundo.

Las cuencas fluviales con más riesgo de convertirse en zonas factibles de hostilidades son aquellas en donde al menos dos países comparten un río cuyo caudal resulta insuficiente para satisfacer toda la demanda y no existe un tratado reconocido por todos los países de la cuenca que rija el reparto. Podemos señalar varias "áreas conflictivas en potencia": el Ganges, el Nilo, el Jordán, el Tigris-Eufrates y el Amu Darya y Syr Darya, en Asia Central.

El riesgo de conflicto crece cuando la nación situada corriente abajo (la más vulnerable en aprovisionamiento hídrico) es militarmente más poderosa que la nación ubicada corriente arriba (la que tiene la llave del agua) y piensa que sus intereses están bajo amenaza. "Con anterioridad a 1967, por ejemplo, Israel, encontrándose en posición de desventaja con respecto al agua, pensaba que sus intereses peligraban, pero era relativamente más poderosa que sus vecinos. Las intenciones sirias de desviar el Banias, uno de los tres manantiales del alto Jordán, contribuyeron a incrementar las tensiones, con lo que una serie de enfrentamientos armados con Israel precedieron de inmediato a la Guerra de los Seis Días, en 1967. La victoria de Israel en dicho conflicto propició la conquista de la llave del agua en dos zonas de estratégica importancia hídrica: el acuífero de los Altos de Golán, con el aporte del río Jordán de las aguas del Banias, y el acceso a la zona de un embalse jordano en proyecto en el río Yarmouk, en Cisjordania".

El agua genera, además, empleo y sustento para millones de personas. El 60 por ciento de los habitantes del mundo depende directamente de los ambientes costeros y oceánicos como una fuente de ingreso de actividades tales como la pesca, el transporte naviero y el turismo. La zona costera y el medio marítimo son, por ejemplo, esferas fundamentales para las economías de los estados litorales de África Occidental. En el año 2010 se estima que alrededor del 75 por ciento de los habitantes del mundo vivirán en un radio de 60 kilómetros de la costa.

Las aguas subterráneas o freáticas son aquellas que se acumulan bajo la tierra, almacenadas en los poros que existen en sedimentos como la arena y la grava, y en las fisuras que se encuentran en rocas. Por lo menos 1,500 millones de habitantes en todo el mundo dependen de ella para su abastecimiento de agua potable, por lo que resulta un recurso fundamental para la vida humana y para el desarrollo económico. Así mismo se han convertido en un elemento de enorme importancia para la provisión de agua para uso humano en las zonas urbanas y rurales, tanto en países desarrollados como en desarrollo. Innumerables ciudades obtienen su suministro para uso doméstico e industrial de acuíferos a través de pozos municipales y privados. Casi el 60 por ciento de las ciudades europeas de más de cien mil habitantes consume agua procedente de acuíferos sobreexplotados.

Los agricultores que usan aguas subterráneas para irrigar sus cultivos durante la época seca son cada vez más. En las zonas más áridas, donde las precipitaciones son bajas y difícilmente pronosticables, el agua freática puede ser la única fuente de suministro para todos los tipos de actividad agrícola, incluso para abreviar al ganado. Sin embargo, los recursos de aguas subterráneas se encuentran actualmente bajo crecientes presiones a causa del rápido crecimiento de las poblaciones humanas, tanto por la demanda en constante aumento como por la carga contaminante sobre la superficie de tierra. Se están extrayendo cantidades de agua a ritmos insostenibles en muchas zonas, disminuyendo seriamente las reservas. Además, hay una evidencia creciente de que el agua freática está cada vez más contaminada. Los contaminantes más comunes son: nitrato, sal, compuestos orgánicos solubles y, en ciertas condiciones, algunos patógenos fecales

El agua de mar se conoce como agua salina. La salinidad del agua de mar se refiere al número de gramos de sales secas en 1 kg de agua de mar. En el mar, la salinidad varía de 33 a 37 (gr/kg), con un promedio cercano de 35,000 ppm. El agua de mar contiene un 3.5% de sales disueltas (La figura 1.2 muestra la salinidad promedio de las aguas marinas en gr/kg).

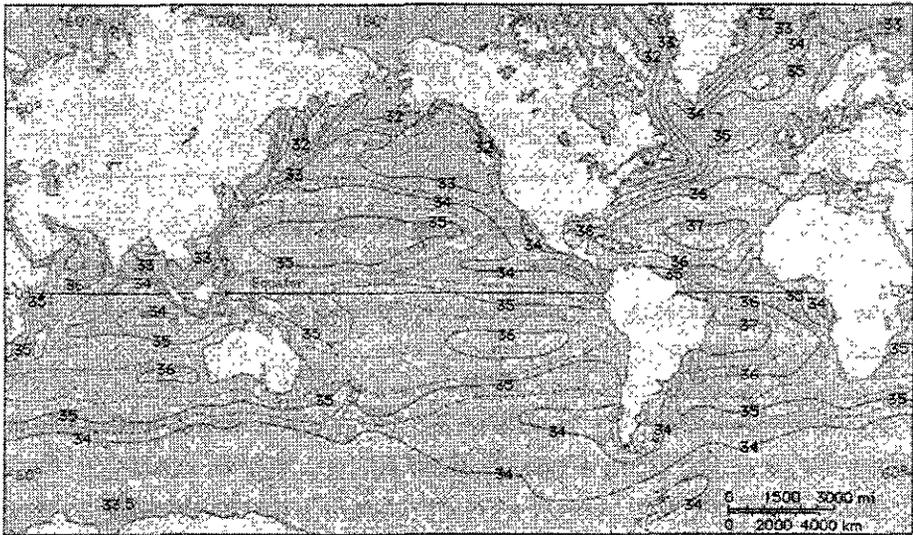


Figura 1.2. Salinidad presente en aguas marinas del mundo.

Tan sólo el uno por ciento aproximadamente de las aguas continentales corresponden a los lagos de aguas salinas, es decir, aguas salobres. Las aguas salobres o muy mineralizadas que, entre otros, reciben el nombre de saladas, de yeso, alcalinas, duras o muy duras, contienen sales y minerales o sólidos totales disueltos, pero principalmente calcio, magnesio, sulfatos, cloruros y bicarbonatos en exceso. Los nitratos, fluoruros y el potasio están presentes en cantidades más pequeñas.

Los principales constituyentes de agua de mar típica en gramos por kilogramo de agua de mar se muestran en la tabla 1.3:

Constituyente	Concentración (gr/kg)	Constituyente	Concentración (gr/kg)
Sodio	10.760	Dióxido de carbono	0.600
Magnesio	1.294	Cloruro	19.353
Calcio	0.413	Sulfato	2.712
Potasio	0.387	Carbonato de Hidrógeno	0.142
Estroncio	0.008	Bromuro	0.067
Ácido bórico	0.004	Fluoruro	0.001
Nitrógeno	0.010	Yoduro	0.00006
Oxígeno	0.007	<b>Suma</b>	<b>35.758</b>

Tabla 1.3. Constitución típica del agua de mar.

Durante las últimas décadas, a medida que se intensifica el consumo de agua, crece el contenido de minerales de algunas fuentes importantes y se ha ido degradando su calidad; las personas han venido prestando mayor atención a esta calidad. Los estándares de agua potable del U.S. Public Health Service (1962) recomiendan un máximo de sólidos totales disueltos de 500 ppm (0.5 gr/kg), sin ninguna mención expresa a cualquier otro nivel superior. Los objetivos de calidad de agua potable de la American Water Works Association recientemente adaptados, son mucho más estrictos al respecto que los de U.S. Public Health Service, al señalar que el agua de calidad no debería de contener más de 200 ppm (0.2 gr/kg) de sólidos totales disueltos.

Estos estándares reflejan la demanda del público e imprimen un nuevo impulso a la necesidad de desarrollar procesos de tratamiento capaces de reducir el contenido mineral de las aguas.

Estos procesos que pueden eliminar o reducir el contenido salino y de minerales deben apuntar a los siguientes dos objetivos fundamentales:

- *Utilizar una parte de ese 99.4% del agua total de la tierra que constituye océanos y masas de hielos polares. así como aquellas aguas continentales con un contenido mineral mayor de 1,000 ppm.*
- *Mejorar la calidad de los abastecimientos de agua domésticos muy mineralizados que ahora consumen millones de personas en un gran número de núcleos habitados en el mundo.*

En la tabla 1.4 se muestra una clasificación del agua en cuanto a su salinidad.

Tipo de aguas	Características
Aguas salobres	Mezcla de aguas salinas con aguas dulces o ligeramente salinas, con concentración de sal de 1,000 a 5,000 ppm.
Aguas moderadamente salinas	Aguas interiores en la tierra con concentración de 2,000 a 10,000 ppm.
Aguas frecuentemente salinas	Aguas interiores en la tierra y costeras con concentración de 10,000 a 30,000 ppm.
Aguas marinas	Aguas mar adentro de los océanos y sus mares con concentración de 30,000 a 36,000 ppm.

Tabla 1.4. Clasificación de las aguas con base a su salinidad

Los mares interiores que no drenan a los sistemas fluviales pueden ser más salados que el mismo océano (Gran Lago Salado, UTA, y el Mar Rojo del Medio Oriente). Como se muestra en la figura 1.3.

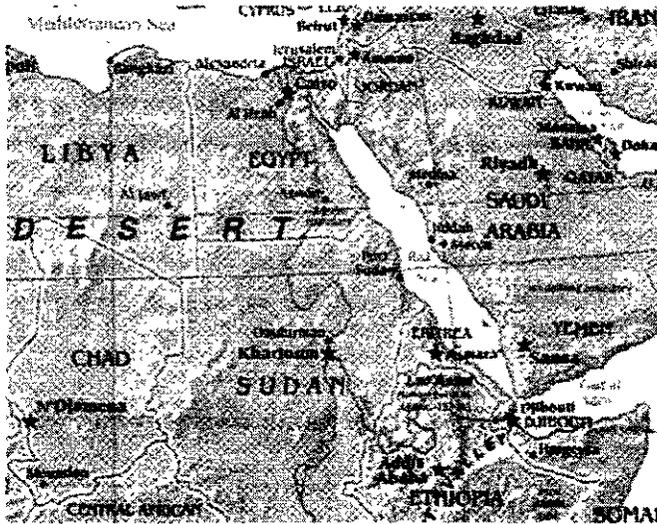


Figura 1.3. Mar Rojo, uno de los mares sin drenado a los sistemas fluviales.

En la actualidad, la ingeniería que se aplica en el abastecimiento de aguas puede combatir eficazmente estas impurezas, del mismo modo en que lucha contra otros, como la turbiedad y la dureza. Los procesos de eliminación de sal proporcionan a los ingenieros ambientales, mucha más libertad al enfrentarse con los problemas planteados en el pasado, puesto que era preciso, evitar la presencia de sal a toda costa. Hoy en día, la sal puede considerarse como un contaminante más, que puede eliminarse en los procesos de tratamiento, los cuales se llevan a cabo en las plantas de conversión de aguas salinas hoy empleadas por las empresas de abastecimiento de aguas y de los proyectos que se estudian para su aplicación a gran escala en el futuro. Esto pone de manifiesto el grado de utilidad práctica alcanzado por muchos procesos de dichas aguas.

Existen dos procesos fundamentales de desalación: térmicos y de membrana.

## Procesos Térmicos

- a. Procesos de destilación. Se basan en la separación de los componentes no volátiles. El agua de mar al hervir deja las sales atrás; al condensar el vapor lo que se obtiene es agua con una baja concentración de sales.
- b. Procesos de congelación. Método alternativo que se basa en los diferentes puntos de congelación del agua dulce y agua salada. Los cristales de hielo se separan del agua salobre, se lavan para extraerles la sal y se derriten convirtiéndose en agua dulce. Basados en las propiedades de las diluciones.

## Procesos de Membrana

Estos procesos se basan en las propiedades que presentan ciertos tipos de membranas, que permiten el paso de moléculas de un cierto tamaño a través de los poros. Fenómeno físico de la difusión. En este trabajo sólo se tratarán los procesos de membrana.

Hay muchos procedimientos de membrana para desalar las aguas marinas y salobres, los principales son:

- a) Electrodialisis.
- b) Osmosis inversa.
- c) Desmineralización por intercambio iónico.
- d) Ultrafiltración.
- e) Nanofiltración.

El objetivo primordial será investigar el estado del arte en la desalación del agua para uso potable destacando el desarrollo tecnológico alcanzado por los procesos de membrana.

En los siguientes capítulos se hace una descripción de estos procesos y de las principales ventajas que aportan para la potabilización del agua salada.

## CAPITULO 1

### DESARROLLO HISTORICO DE LA DESALACION MODERNA

La distribución desigual de agua para consumo humano de buena calidad alrededor del globo crea numerosos lugares sedientos. En las zonas desérticas el terreno repulsivo e inhóspito limitó a la población, hasta que un valioso recurso natural, el petróleo, triunfó sobre esa dificultad. Entonces se tuvo la posibilidad de utilizar medidas apropiadas, tales como la desalación, para remediar la inadecuada calidad del agua aunque el costo fuera elevado.

Los factores económicos también determinan el que una comunidad elija transportar el agua dulce desde una gran distancia, o tratar el agua salada local hasta un nivel razonable. Los requerimientos diarios juegan un papel importante en la decisión de potabilizar una fuente de agua salada que se tiene a la mano, en vez de la importación desde una distancia lejana.

La experiencia de Coalinga, California, ejemplifica los factores económicos inherentes a la desalación. En 1920 la inexistencia de una fuente aceptable condujo al transporte de agua para beber, en carros tanque desde un pozo localizado a 72 kilómetros de distancia a 7.50 dólares por cada 3,785 litros. La electrodiálisis en 1958 y la ósmosis inversa en 1965 permitieron a la comunidad abastecerse de agua potable menos costosa hasta que un reemplazo todavía menos costoso estuvo disponible en 1972, gracias al Canal de Coalinga de la Oficina de Reclamación de los Estados Unidos de América. La nueva opción superficial justificaba el abandono de la desalación.

La enorme Península Árabe ilustra la importancia de los factores económicos a gran escala. Bendecida con vastas reservas de petróleo, pero carente de ríos permanentes, esta región poco habitada del desierto, de un cuarto del tamaño de los Estados Unidos de América, cuenta con una cantidad limitada de agua primaria. Las actividades domésticas e industriales de las comunidades costeras tuvieron que ser satisfechas tomando agua tanto de los mares como de los acuíferos. Nacieron plantas enormes y transformaron esta esquina del mundo en un bastión de la desalación.

Kuwait lideró a la procesión al erigir un desalador de efecto múltiple (ME) en 1954, y un destilador flash multietapas (MSF) en 1958-1960 el cual combinaba la producción de agua y la generación de electricidad para propósitos municipales. Estas plantas pioneras producían 0.044 y 0.11 m<sup>3</sup>/s respectivamente. En 1971 fue instalada una capacidad adicional de 0.26 m<sup>3</sup>/s.

Los vecinos de Arabia Saudita se convirtieron en el primer país del medio Oriente que destilaron agua de mar para el consumo humano. En 1907 con la instalación de un destilador inglés en Jeddah, durante la ocupación de los otomanos, se producía una pequeña cantidad de destilado el cual era vendido en latas de 15.5 litros. La destilería sufrió serios daños después de la Primera Guerra Mundial, debido a que la madera reemplazó al carbón importado como el elemento energético.

Su eventual insuficiencia inspiró al reino a emprender un ambicioso programa de desalación de agua de mar, a mediados de los sesenta. El logro que se obtuvo en los siguientes seis años fue la primera fase de la planta de propósito dual en Jeddah, la cual continuó en 1970 con una capacidad nominal de 0.22 m<sup>3</sup>/s y 500 megawatts de electricidad.

Durante la siguiente década la cantidad de plantas aumentó en ambas costas, Este y Oeste, como consecuencia del crecimiento urbano, industrial y agrícola, con un gasto total de salida de 9.24 m<sup>3</sup>/s. Las plantas de destilación a lo largo de la costa Este quemaban el abundante gas natural de la región, mientras que aquellas de la costa Oeste prosperaron con combustible de aceite pesado de la refinería de Jeddah. Se establecieron plantas de propósito dual en la categoría de los millones de litros por día / megawatt en Jeddah, Medina, Yanbu, Duba y Haql en el Oeste y Al-Khobar, Jubail y Al-Khafji en el Este. La segunda fase de la planta flash multietapa de Al-Khobar, con un gasto de 22 m<sup>3</sup>/s y 500 megawatts, era la más grande del grupo, programada para su operación en 1980. El plan nacional de 1985, previendo un total de 21.12 m<sup>3</sup>/s, basó su confianza tanto en la destilación como en la ósmosis inversa.

El hemisferio occidental también participó en la acelerada tendencia hacia la desalación. Durante 1959-1960 aproximadamente 0.18 m<sup>3</sup>/s de capacidad fue instalada en las Antillas de los Países Bajos. La destilación de agua y la generación de electricidad fueron puestas en jaque para satisfacer las demandas municipales.

Tales plantas de propósito dual hacían uso eficiente del valioso vapor tanto para la turbina como para las operaciones de destilación. El vapor expulsado de la turbina pasaba a la planta de conversión de agua salina donde la condensación producía más energía calorífica. El condensado retornaba al generador de vapor para repetir el ciclo

Los destiladores de propósito dual eran de tres tipos básicos: plantas de condensación-extracción (turbina de vapor), planta de pase hacia fuera (turbina de vapor), y plantas de ciclo abierto (turbina de gas). Generar y entregar energía y agua, en destiladores de propósito dual costaba algo menos que su contraparte de propósito individual a través de los ahorros compartidos de la energía primaria. El vapor expulsado de los generadores de turbina de presión posterior de la planta de energía, proporcionaba el calor para el destilador de seis efectos en Aruba en las Antillas de los Países Bajos.

Las plantas de propósito dual transformaron el patrón global en el diseño de destiladores de multimillones de litros por día debido a lo favorable de su economía.

En el Oriente, prosperando pero con carencia de agua, Hong Kong creció más que sus recursos naturales y adoptó la desalación flash multietapa en 1976 con la obra Lok on Pai, un leviatán con una capacidad de 2.11 m<sup>3</sup>/s que servía de acuerdo a las necesidades y circunstancias.

Hasta mediados de los sesenta la capacidad de desalación en plantas en tierra a lo ancho del mundo totalizaba menos de 0.88 m<sup>3</sup>/s. Rejuvenecida, la capacidad de la industria tuvo un aumento explosivo, llegando a una capacidad diaria total de 66,000 m<sup>3</sup>/s al final de 1978. Aproximadamente un tercio de esta producción satisfacía las necesidades municipales. Coincidente con la ganancia cuantitativa, vino aparejado un progreso cualitativo en los procesos térmicos y de membrana.

En algunos desaladores ubicados en tierra de 10,953.16 m<sup>3</sup>/s de capacidad<sup>1</sup> o mayor, los procesos de destilación sumaban tres cuartas partes de la capacidad total producida en la mitad del número total de plantas. El balance se satisfacía con procesos de membrana. La investigación y desarrollo corporativos, alentados por el interés y por el gobierno produjeron este surgimiento.

Un tercio de las plantas estaban construidas en los Estados Unidos donde tal producción combinada alcanzaba 10 por ciento de la capacidad mundial. Un menor número de plantas en el medio oriente y Norte de Africa producían 55 por ciento del total de agua desalada. Europa y Asia compartían el 25 por ciento, la región Caribeña el 5 por ciento, con el restante 5 por ciento disperso en el resto del mundo. El número de plantas de membrana totalizó cerca del 70 por ciento con una capacidad combinada de sólo 33 por ciento. Como lo muestran dichas estadísticas, los Estados Unidos no eran únicos en depender del agua subterránea salobre. Muchas partes del mundo sufrían el mismo infortunio. Australia, México, el Medio Oriente, Sur y Occidente de Europa, y el Norte, Oeste y Sur de África cayeron en esta categoría desafortunada.

Las circunstancias locales definían la composición del agua resultante de los procesos térmicos y de membrana. Evaporadores eficientes eran capaces de producir efluentes de bajos residuos aún con influentes de agua de mar de 35000-42000 mg/l de concentración de sales. El agua producto de plantas multiefecto, flash multietapas, y plantas de destilación de compresión de vapor, fácilmente alcanzaron el nivel de doble dígito y frecuentemente 5 mg/l de concentración de sales.

El bajo contenido de sólidos favoreció la corrosión en el sistema de distribución. El problema fue combatido con medidas tales como remoción de dióxido de carbono, enriquecimiento químico con hidróxido de calcio y bicarbonato de sodio a pH 8 para mejorar el sabor, inhibir la tendencia agresiva en las tuberías, desinfección y mezclado con el agua de alimentación. El postratamiento giraba en torno a la calidad del agua desalada y su pretendida aplicación.

---

<sup>1</sup> En adelante, todas las cuentas se referirán a plantas de 10,953.16 m<sup>3</sup>/s de capacidad, o más, a menos que se establezca lo contrario.

Aunque el efluente de procesos de desalación con membrana e intercambio iónico contenía más sal disuelta que el agua destilada, la corrosividad podía acercarse a la del agua blanda natural. La electrodiálisis podía producir un efluente de 200-700 mg/l de salinidad de fuentes de agua salobre en el rango de 2000-5000 mg/l. Una planta de ósmosis inversa de fibra hueca con 16 trenes de proceso y un sólo paso podía disminuir la concentración del agua salobre de 1600 mg/l a 300 mg/l de sales. Cada composición final, sin embargo, fue hecha "a la medida" de la tolerancia individual de las comunidades.

Todas las técnicas de desalación generan dos tipos de efluente: *producto* y *desecho*.

Las plantas municipales de desmineralización típicamente recuperan 75-85 por ciento del agua de alimentación y generaban un desecho salobre igual al remanente 15-25 por ciento. En sitios tierra adentro, la evaporación salobre en estanques en serie era favorecida en donde las condiciones climáticas lo permitían. La inyección en pozo profundo y la adición de la salmuera en la laguna de estabilización de la comunidad también fueron practicadas. La descarga y dispersión del desecho en tierras infértiles y el abandono de la operación en el sitio fueron otros modos de disposición. En los lugares donde era factible, la liberación directa o mediante tubería dentro del océano o mar cercano, se volvió una práctica común.

Los costos de desalación variaban ampliamente a causa de factores locales. El contenido salino de las aguas de alimentación y producto de cada lugar afectaban la hoja de balance contable y las comparaciones económicas. Similarmente estaba relacionada la manera de ubicar conceptos fiscales vitales en la presentación del libro contable final. Los desembolsos de las plantas de destilación calentadas independientemente eran más grandes que en aquellas donde las instalaciones reciben el vapor que baja de las turbinas de la estación de energía o el gas de desecho de la chimenea de la refinería de aceite para la fase evaporativa.

La escalada irreversible de los precios de energía inclinaron la balanza a favor de las plantas grandes de propósito dual con sus inversiones de capital y economías compensatorias. Por otra parte, al operar día y noche las plantas de destilación, impusieron considerable estrés en los numerosos componentes y limitaron su vida. Las interrupciones periódicas por reparación afectaron el funcionamiento total.

Más de un puñado de plantas fallaron al no cumplir las expectativas originales, produciendo sólo una fracción de la capacidad de diseño. Algunas fueron relegadas a una condición de espera a causa de la situación económica desfavorable.

Además, algunos costos unitarios por cada 3,785 litros no incluían los cargos del sistema de distribución, que podían alcanzar 50 por ciento del precio de entrega al consumidor. El acuerdo era virtualmente unánime en un punto: el agua potable producida en una planta típica de filtración convencional costaba menos que el producto desalado.

Conforme concluía la década de los 70's, la competencia por compartir el mercado de grandes desaladoras de agua de mar se había restringido a los sistemas ya probados de flash multietapa y membrana. Consideraciones serias habían sido dirigidas al engranaje de las mejores características de los sistemas individuales dentro de plantas híbridas, con el objetivo de minimizar la demanda global de combustible y energía. La mayoría de los países desarrollados promovieron la investigación y el desarrollo de los sistemas de desalación para su venta al interior del país y al extranjero. Los fabricantes americanos habían producido y comercializado más de mil unidades desaladoras en el mundo. Aparecieron estimaciones contradictorias concernientes a oportunidades para conversión de agua de mar en el árido Medio Oriente: una para alcanzar la saturación y otra de todavía mayor promesa y explotación.

En 1961, el Grupo Encargado de la Conversión de Agua Salada de la Asociación Americana de Obras del Agua<sup>2</sup> registró 1066 instalaciones municipales en los Estados Unidos y Canadá con agua cruda de 1000-3000 mg/l de concentración total de materia disuelta y 31 con un nivel de mineralización 3000-10000 mg/l. Más de tres millones de personas dependían de ese suministro.

## **1.1 Procesos térmicos**

### **1.1.1 Variante de destilación**

La destilación prosperó en una variedad de modificaciones ingeniosas: tubo sumergido, efecto múltiple (EM), flash multietapa (FM), película, compresión de vapor y combinaciones de una con otra.

---

<sup>2</sup> AWWA: American Water Work Association

La época del vapor anunció el escenario ideal para el método de tubo sumergido. El vapor expulsado del recipiente de una caldera energizaba la unidad evaporadora, satisfaciendo simultáneamente la alimentación de la caldera y las demandas de agua potable a bordo. Una planta de efecto sencillo absorbía el vapor del agua de mar calentada después de una condensación, haciendo el sistema apropiado para las aplicaciones marítimas, donde el espacio era muy preciado.

Multiplicando el número de efectos (cámaras), se reducía la cantidad de vapor de calentamiento requerido para producir el destilado acumulado y mejoraba la economía global. Seis efectos o menos comúnmente extraían los beneficios de la energía del paso de condensación. La transferencia de calor era aumentada por tubos acanalados hechos de metales que eran a la vez buenos conductores de calor y resistentes a la corrosión.

La cámara de evaporación EM recibía calor de una fuente externa o de un "efecto" superior, y producía vapor y/o líquido, el cual servía como la fuente de calor de un "efecto" inferior. La temperatura decaía en cada uno de los efectos sucesivos.

El agua de mar en la planta típica era evaporada a un rango de temperatura de 90.56°C por el calor del vapor, más bien que directamente por el agua hirviente, debido al control superior de temperatura y a la relativamente grande cantidad de calor latente liberado por la condensación del vapor. En la versión de tubo vertical, el agua de mar caía a través de un haz de tubos perpendiculares rodeados de vapor y localizados en una gran cámara. La conversión simultánea de algo de agua de mar en vapor y la condensación de vapor en agua dulce ocurría durante el intercambio de calor. El agua de mar no evaporada se movía a través de una sucesión de efectos, fluyendo hacia abajo a través del haz de tubos calentados por el vapor envolvente. La presión disminuida progresivamente en cada cámara permitía la evaporación a temperaturas más bajas. La declinación en la temperatura del agua de mar durante su paso a través de series de cámaras, permitía la recuperación de la mayor parte de la energía calorífica original.

El proceso horizontal de EM pasaba vapor a través de los tubos de evaporación y rociaba salmuera hacia fuera de los tubos para alcanzar el intercambio de calor. La salmuera rociada enfriaba el vapor en los tubos de evaporación, produciendo gotas de agua.

La superficie de calentamiento del evaporador tipo película era cubierta por una película de salmuera en lugar de reposar en un baño de salmuera hirviendo como era el caso en el proceso de tubo sumergido. La película era creada distribuyendo la alimentación hacia abajo en el interior de los tubos verticales ("película descendente"), o por termosifonamiento de la alimentación hirviendo hacia arriba dentro de los tubos verticales ("película ascendente"), o rociándola sobre la parte exterior de los tubos horizontales ("película de rocío").

Agregando pequeños incrementos de ácido sulfúrico al agua de alimentación, se reducía el pH retardando la formación de incrustaciones de carbonato de calcio e hidróxido de magnesio. Un tratamiento alternativo más costoso con polifosfatos, inhibió adicionalmente la precipitación de sulfato de calcio sin exacerbar la corrosividad de la alimentación.

Los evaporadores EM, termodinámicamente superiores en algunos aspectos a los sistemas FME, fueron bienvenidos en las refinerías de aceite y complejos químicos. Los evaporadores de tubo vertical con tubos de doble acanalado en todos los efectos, se instalaron en St. Croix y St. Thomas en las Islas Vírgenes.

El destilador de compresión de vapor, convertía el trabajo mecánico en calor. La compresión del vapor incrementaba su temperatura y presión y disminuía su volumen. La inyección directa del vapor exterior actuaba en la evaporación incipiente. El proceso de compresión de vapor satisfacía los modestos pero esenciales requerimientos de agua dulce de las naves marítimas.

El concepto de compresión tenía más de un siglo de antigüedad cuando revivió el interés en sus posibilidades, justo antes de la Segunda Guerra Mundial. Mediante pequeñas unidades compactas impulsadas por motores de combustión interna o motores eléctricos. Se producía agua potable para los establecimientos militares en tierra y mar. El calor de los gases expulsados de los motores de diesel o gasolina accionaba el compresor y hacía hervir el agua de mar antes de que el vapor se condensara en líquido.

### **1.1.2 Modificación de flash multietapa (FME)**

El proceso FME consiguió el liderazgo incontrovertible en el área de destilación, contabilizando cerca de dos tercios de la producción total de agua de mar desalada en tierra, a finales de 1977.

Esta preeminencia surgió de las etapas múltiples que podían ser añadidas sin las costosas conchas separadas para cada etapa y conexión necesaria en el diseño de efecto múltiple. Tipos tales como el tubo sumergido, tubo vertical y horizontal de película delgada, flash simple etapa, compresión de vapor y tubo vertical de compresión de vapor, fueron eclipsados numéricamente en capacidad de destilación total. La mayoría de las plantas de destilación estaban localizadas a través de las zonas áridas del mundo, ricas en petróleo, y obtenían su energía del gas natural, petróleo (crudo, gasolina, diesel), emisiones (diesel, turbina de gas), y vapor.

El modelo de la planta FME introducía agua de mar calentada dentro de una cámara depresurizada, donde algo del agua de mar hervía instantáneamente y era despedida (flasheada) como vapor. La vaporización bajaba la temperatura remanente del agua de mar, la cual corría a través de cámaras sucesivas para flasheo repetido. La condensación tenía lugar cuando el vapor entraba en contacto con el intercambiador de calor a través del cual el agua de mar entrante fluía en su camino hacia el calentador primario.

Típicamente, el agua de mar era inicialmente calentada en un haz de tubos localizado en el espacio de vapor de la cámara de flash y conducida hacia dentro de un calentador que consistía en otro haz de tubos donde se aplicaba externamente el calor de vapor que aumentaba la temperatura del agua entrante a 100 °C. No ocurría la ebullición en este punto debido a que la presión excedía de una atmósfera. En la entrada a la cámara flash mantenida bajo presión disminuida, parte del agua de mar caliente se evaporaba y el vapor condensado sobre los tubos conducía al agua de mar fría entrante al calentador.

El flasheo resistía mientras el agua de mar fluía a través de las etapas en una sucesión de presión y temperaturas de ebullición. El condensado formado en el tubo superficial del agua cruda se movía concurrentemente a la alimentación de agua en cada cámara de flasheo. Cada etapa producía destilado y suficiente calor latente para asegurar el flasheo de agua de mar restante en la siguiente cámara. Sólo una presión de salmuera sin flashear era extraída de la última etapa evaporativa.

El concentrado fluía de la etapa terminal que retuvo calor suficiente para garantizar la reintroducción dentro de la cámara de flasheo inicial para repetir el ciclo después de la adición de calor suficiente y alimentación de agua para mantener el circuito en balance.

Los metales más comunes para la construcción de condensadores de destilación, consistían en latón de aluminio en la sección de recuperación y cantidades substanciales de aleaciones de cupro-níquel en el calentador y segmentos de rechazo.

Algunas plantas importantes MSF fueron conformadas a equipos horizontales convencionales y a una concha rectilínea aluminio-carbón con condensadores de tubos largos o cruzados. Esta idea fue adoptada en la unidad desaladora dosificadora de ácido Lok on Pai en Hong Kong, la cual minimizó la cantidad de corrosión a través de los evaporadores por medio de sondeos de percepción y regulación precisa del pH de la salmuera de recirculación. Junto con la aereación eficiente de la alimentación, estas acciones superaron algunos de los problemas de incrustación y corrosión que acosaban a las primeras plantas dosificadoras de ácido.

Agentes mejorados del umbral de tratamiento, también hicieron posible el avance de la temperatura máxima de evaporación de salmuera de 90 °C, un techo impuesto por los primeros aditivos del tipo polifosfato, a 110-115.56 °C, sin correr riesgo de corrosión severa por un mal funcionamiento y operación pobre del sistema dosificador.

Para 1977 el rendimiento de un módulo FME había aumentado de 0.11 m<sup>3</sup>/s de la década previa a cerca de 0.44 m<sup>3</sup>/s. Plantas pequeñas de tipo FME – construidas con estándares de plantas en tierra -, también fueron montadas sobre barcazas adaptables, ya sea para actividades costeras sobre patas retráctiles, o para transportación fácil por tierra en donde no existieran obras portuarias o estuvieran expuestas a largos retrasos.

Los gastos de capital de los destiladores de agua de mar, experimentaron una espiral ascendente determinada por el precio del combustible, la demanda de incremento en la fiabilidad de las plantas, tasas inferiores de corrosión y mantenimiento, y por recurrir a materiales de construcción más costosos.

### 1.1.3 Destiladores solares

Los destiladores solares ocuparon la posición más humilde en la sofisticada esfera de la desalación. No obstante su modesta producción, comparada con la de los métodos de destilación y de membrana, llenaron un vacío. Por no tener, intrincamiento alguno obtuvieron una aceptación marginal en las áreas desérticas. El aprovechamiento de la energía liberada por el Sol demandaba emplazamientos costosos para el proceso de una cantidad insuficiente de agua para uso potable. Una estructura que abarcaba cerca de 4000 metros cuadrados fue operada durante muchos años en un área árida de Chile, luego de su construcción en 1872. En condiciones meteorológicas ideales, la producción diaria de los destiladores solares era de aproximadamente 6 litros de agua por metro cuadrado de superficie absorbadora de energía.

Una serie de tanques de fondo negro poco profundos se cubrieron con placas planas de plástico rígido transparente inclinadas ligeramente respecto al plano horizontal. Los rayos de Sol que penetraban las placas vaporizaban el agua salina alimentada a un gasto predeterminado como se muestra en la figura 1.1.

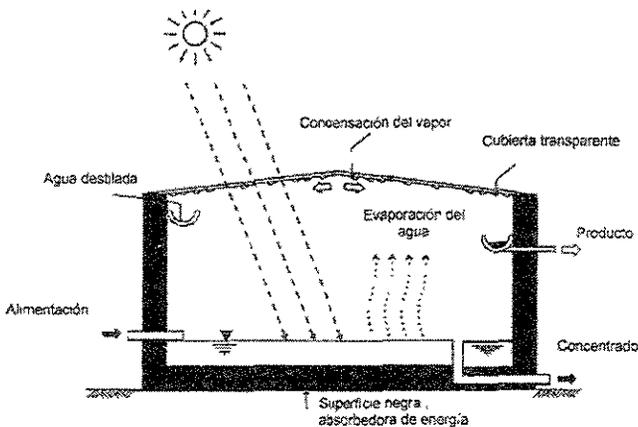


Figura 1.1. Destilador Solar

Las figuras 1.2 y 1.3. muestran un destilador solar personal cuyo rendimiento fluctúa entre los 2 y 3 litros diarios, utilizado en poblaciones pequeñas retiradas de la zona urbana o islas.

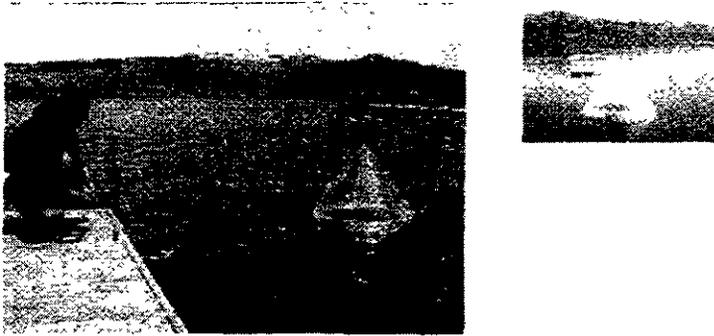


Figura 1.2. Destilador solar para uso individual.

La figura 1.3 muestra continuación podemos ver los componentes implícitos en el diseño de un destilador solar, para uso individual.

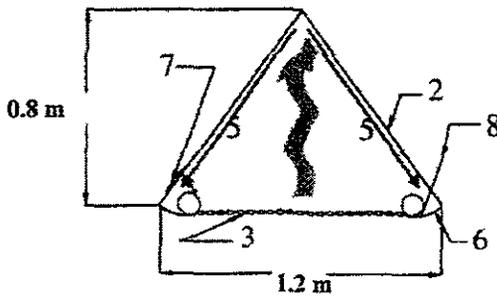


Figura 1.3. Partes que conforman un destilador solar para uso individual

En donde:

1. Fuente solar de energía.
2. Cubierta transparente
3. Ángulo eficiente de precipitación
4. Evaporación del agua salina
5. Condensación del agua evaporada
6. Canal colector del agua destilada
7. Salida del efluente
8. Soporte estabilizador y separador del agua desalada.

El destilado materializado en la cara inferior de la cubierta era reunido en artenas entre los tanques de evaporación y transportado al tanque de almacenamiento. Destiladores similares dieron servicio en Simy, Grecia, Israel y en la minera de avanzada de Coober, Pedy, Austria, para conversión de agua salobre. A finales de la década de los setenta Coober, Pedy, un pueblo de casi 4,000 habitantes, se volvió hacia la ósmosis inversa con el fin de reducir el 20 por ciento de salinidad en su agua subterránea a 500 mg/l.

Los destiladores de cubierta plástica también fueron diseñados e investigados en los Estados Unidos. En Port Orange, Florida, una instalación de 200 metros cuadrados de extensión, fue estudiada sistemáticamente junto con los destiladores de tina profunda de área similar. La Segunda Guerra Mundial engendró destiladores solares portátiles de plástico para la preparación de pequeños volúmenes de agua para beber que satisfacían las necesidades mínimas de los pilotos derribados en combate, y los pasajeros de aeronaves con fallas mecánicas forzadas a aterrizar durante vuelos transoceánicos. También los avances periódicos en el precio del petróleo crudo fijados por la Organización de Países Exportadores de Petróleo (OPEP) después de 1974, reavivó el interés popular en dispositivos solares de todas las descripciones.

#### **1.1.4 Proceso de cristalización por congelación**

El hielo se separa de una solución salina esencialmente libre de materiales extraños. El principio inmemorial de la desalación por congelación descansa en la insolubilidad de sal en cristales de hielo y el agua dulce resultante obtenida del deshielo.

Aun con la amplia aceptación de los procesos convencionales térmicos y de membrana, la congelación fue anunciada como un método que poseía potencial favorable para desalar agua de mar y desechos industriales concentrados para control de la contaminación y reciclaje de agua. La estimación descansaba en el consumo de energía comparativamente menor, y en su atractivo teórico.

No obstante la evaluación favorable, ninguna planta de congelación comercial en el mundo producía agua dulce de fuentes salinas a finales de 1977. Después de 25 años de investigación y desarrollo en los Estados Unidos, Gran Bretaña, Israel y Japón el planeamiento de congelación permanecía en la etapa demostrativa.

Una planta de compresión de vapor de congelación al vacío de 3,285,947.17 m<sup>3</sup>/s, operó en Wrightsville Beach, Va., y otra obra de 4,381,263.89 m<sup>3</sup>/s funcionó en Bari, Italia. Este pobre récord reflejaba las dimensiones del problema de congelación y los monumentales obstáculos involucrados.

Los procesos de congelación compartían varias características comunes: preenfriamiento de la alimentación, cristalización, lavado para remover la sal adherida a la superficie de los cristales de hielo, derretido del hielo, refrigeración opuesta a la introducción de calor del ambiente y de las entradas de trabajo.

El agua actuaba como su propio refrigerante en el proceso directo y la vaporización creaba el frío necesario para la formación del hielo. En el método de vacío o congelación directa se bombeaba la alimentación salina dentro de una cámara de vacío donde una porción flasheaba y el calor latente extraído enfriaba el resto, congelándolo a la mitad del influente. El hielo y el agua salina penetraban a una columna de separación donde los cristales de hielo flotaban en la superficie para colectarlos y transferirlos a un tanque para derretirlos y obtener el efluente, parte del cual regresaba como agua de lavado para los cristales de hielo.

En el proceso de refrigeración secundaria se burbujeaba un refrigerante líquido insoluble, tal como el butano o un halocarbón (tetrafluordicloroetano) a través del agua salina entrante.

La volatilización del refrigerante a una presión cercana a la atmosférica deprimía la temperatura del agua lo suficiente como para formar cristales de hielo los cuales eran después separados y lavados. El refrigerante en la cámara de evaporación se comprimía de gas a líquido para recirculación; la temperatura acompañante aumentaba, derritiendo el hielo para producir agua.

El proceso de hidratación involucraba la cristalización del agua de mar de un compuesto sólido de refrigerante propano y agua en lugar de hielo. Generalmente, el hielo cristalizaba como una agua nieve parecida a nieve mojada. La separación limpia de agua salobre pegada a los pequeños cristales planteaba un reto de ingeniería. Los procesos de cristalización esperaron una simplificación innovadora en las complejas operaciones de refrigeración mecánica y absorción, y enfriamiento evaporativo.

A finales de la década de los setenta, se emprendieron estudios exploratorios relativos a la factibilidad de transportar Icebergs (ver figura 1.4) del Antártico a Arabia Saudita a un costo estimado de \$100 millones de dólares para la primera importación, para dejar manejar a la naturaleza el proceso.



Figura 1.4. Desalación por congelamiento (Iceberg).

## 1.2 Procesos de Membrana

La diferencia básica entre los dos procesos principales de membrana reside en la corriente eléctrica administrada en electrodiálisis y la presión mecánica aplicada en la ósmosis inversa.

La corriente de electrodiálisis hace mover los iones positivos y negativos disociados a través de membranas de intercambio catiónico y aniónico dispuestas alternativamente, permitiendo que tenga lugar el intercambio con un aislamiento encargado de la sal del agua de alimentación. Por otra parte la ósmosis inversa fuerza al influente a través de una membrana la cual intercepta la sal y permite al agua desalada penetrar la barrera de la membrana.

El proceso de corriente directa tuvo un gran atractivo para el tratamiento de influentes con 1000-2000 mg/l de sólidos disueltos totales, mientras que la ósmosis inversa era preferida para concentraciones que se aproximaban y excedían los 5000 mg/l. Cada caso, sin embargo, tenía que ser juzgado de acuerdo con sus propias cualidades, en lugar de una generalización categórica. En algunas situaciones el menor consumo de energía de la ósmosis inversa fue un atractivo poderoso por encima de la electrodiálisis, no obstante el costo más alto de membrana y módulo.

La supremacía de que gozaba la electrodiálisis como el primer sistema de membrana fue desafiado fuertemente por la rápida evolución del proceso de ósmosis inversa.

Todos los métodos de membrana han reconocido limitaciones. Relativamente pequeñas partículas obstruyen tanto las membranas de electrodiálisis como las de ósmosis inversa. Sustancias tales como los bicarbonatos (formadores de incrustaciones), sulfato de calcio, hidróxido de magnesio, sílica coloidal, hierro y manganeso, perjudican su funcionamiento. El acondicionamiento químico del agua de alimentación, frecuentemente maximiza la vida y efectividad de las membranas, obviando los cinco tipos generales de deterioro: incrustación, mecanismo de taponamiento y ensuciamiento por coloides, óxidos metálicos y crecimientos biológicos. Uno o más de los siguientes procesos convencionales produjeron resultados máximos de los sistemas de membrana.

1. *El ablandamiento con cal y clarificación con sulfato de aluminio, cal, cloruro férrico u otros coagulantes eliminaba la materia suspendida y disuelta de naturaleza incrustante y perjudicial.*
2. *La filtración a través de arena rápida o filtros de cartucho, removía la turbiedad y protegía a las membranas del daño por partículas.*
3. *El carbón activado absorbía sólidos orgánicos indeseables.*

4. El cloro destruía bacterias, limo y moho que podían acometer y dañar algunos tipos de membranas.
5. La decoloración, es decir, la minimización del cloro que ataca las membranas susceptibles.
6. Agentes como el ácido sulfúrico y el hexametáfosfato de sodio mantenían un óptimo pH para el funcionamiento eficiente de la membrana sin incrustamiento.

A diferencia de la ósmosis inversa, la cual podía remover tanto bacterias como virus en cantidades apreciables, las sustancias no iónicas y los microorganismos eran intocables por la electrodiálisis y permanecían en el efluente.

La insatisfacción originó la búsqueda de membranas más eficientes y durables para mejorar la productividad de ambos procesos, la electrodiálisis y la ósmosis inversa.

### **1.2.1 Electrodiálisis**

La electrodiálisis data de principios de este siglo. Varias plantas europeas pequeñas trataron agua intermitentemente en los años veinte. El desarrollo de una unidad de electrodiálisis de membrana multicelda que constaba de celdas de concentración y dilución alternadas y la síntesis de resinas de intercambio iónico en forma de hoja de papel durante los cuarenta posicionó el proceso cerca de su comercialización extendida.

La investigación intensiva de membranas de intercambio iónico en los Estados Unidos, Holanda y otras naciones, tuvo como resultado ocho plantas trabajando a finales de 1955, incluyendo una en el desierto de Arabia Saudita.

Los años de mediados de los sesenta fueron testigos de la operación de desaladoras por electrodiálisis en Estados Unidos, Norte y Sur de África, Cercano y Medio Oriente, Filipinas, Australia, Japón y las Islas de Oceanía. Las membranas de intercambio iónico fueron fabricadas a escala industrial en los Estados Unidos, Gran Bretaña, Holanda, Japón y Sudáfrica.

Después del recibimiento comercial inicial a principios de los cincuenta, se desarrolló una variedad de diseños para resolver una multitud de problemas. Estaban disponibles capacidades de 657.55 a 1,095.91 m<sup>3</sup>/s para granjas y uso doméstico con un abastecimiento salino.

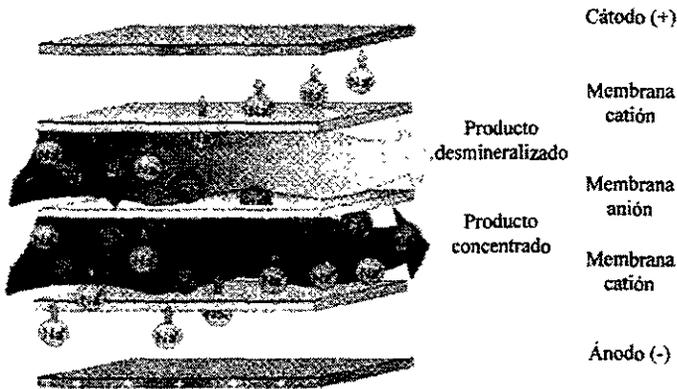


Figura 1.5. Módulo de desalación por electrodiálisis.

En septiembre de 1962, Buckeye, Arizona, comenzó el tratamiento del agua de su pozo municipal y continuó la operación ya entrada la siguiente década. Dispositivos comparables aparecieron a bordo de barcos rusos y japoneses; en el primer caso, tratando agua del Mar Negro conteniendo 17,700 mg/l de sólidos disueltos totales. Eventualmente el equipo se introdujo en todos los continentes, con la planta más grande del mundo se activo activada en 1969 en Benghazi, Libia, para tratar 0.22 m<sup>3</sup>/s.

La electrodiálisis extrae los iones del agua salada por medios eléctricos y los concentra en compartimentos separados. Una alta salinidad en el agua cruda exige un consumo de electricidad correspondientemente alto.

Abatiendo la concentración de sal de 1300 a 300 mg/l se consume más energía que con un decremento de 4000 a 3000 mg/l, aunque en ambos casos la cantidad reducida es de 1000 mg/l. La energía usada para el proceso restringió el tratamiento principalmente a sólo aguas moderadamente salobres con varios miles de miligramos por litro de sales disueltas.

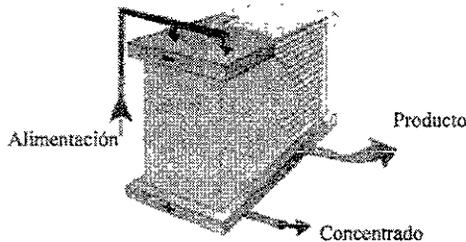


Figura 1.6. Módulo de desalación por electrodiálisis inversa.

Las membranas consistían esencialmente de resinas de intercambio iónico distribuidas sobre y ligadas a una película de soporte con base monomérica o polimérica. Las membranas selectivas aniónicas típicas fueron hechas de copolímeros de vinil conectando grupos cuaternarios de amonio y grupos aminoterciarios, mientras que las membranas de catión selectivo fueron preparadas de los copolímeros sulfonados de compuestos de vinil con grupos sulfónicos.

Muchas membranas fueron reforzadas con vidrio, "Saran" o "Dyneel" (un copolímero de cloro de vinil y acrilonitrilo) telas de refuerzo para resistir las diferencias de presión entre compartimentos adyacentes de electrodiálisis. Las membranas comúnmente tenían una garantía de cinco años. Los sistemas típicos operaban hasta una temperatura de 33.78 °C aumentando la eficiencia de remoción con el incremento de temperatura. La exposición por debajo de 48.89 °C salvaguardaba las membranas de intercambio catiónico de un ataque indebido.

Una columna de pares de celdas compuestas de membranas de intercambio catiónico y aniónico sujetadas con abrazaderas entre los electrodos positivo y negativo constituían el escenario en el cual la electrodiálisis desplegaba su drama. Materiales plásticos interpuestos entre las membranas, espaciados a 1 mm, forzaban al agua a entrar en un camino serpenteado, propiciando así el mezclado dentro de cada compartimento.

Conjuntos grandes dispuestos vertical u horizontalmente incorporaron cientos de pares de celdas y miles de metros cuadrados de área total efectiva de membrana.

Los electrodos fueron contruidos de diversos materiales. El electrodo positivo se deterioraba más rápido que el negativo a causa del oxígeno corrosivo y el cloro desprendido en el primero; de aquí la preferencia por los electrodos resistentes de platino cubiertos de titanio a pesar de su alto costo. La inversión se volvió permisible debido a que el electrodo cubierto de platino servía a cientos de membranas. Esta capa protectora de platino también se extendió al electrodo negativo de los subsecuentes sistemas inversos, en los que la dirección de la corriente se cambiaba periódicamente para contrarrestar los efectos de polarización y para remover los depósitos de incrustación.

Los requerimientos eléctricos consistían en corriente directa para la propulsión de los iones y corriente alterna para operación del bombeo.

La corriente directa se producía en el sitio usando un convertidor de corriente alterna a corriente directa con aproximadamente 90% de eficiencia.

La desalación era más fácil de controlar y más económica cuando el paso simple era evitado en favor de una serie de conjuntos de membranas montadas separadamente en un marco sencillo.

Conforme el influente era bombeado a la relativamente baja presión de 206.89 kpa- 344.74 kpa a través de los compartimentos, la corriente directa ocasionaba que los iones positivos fueran colectados sobre una cara de la membrana de intercambio catiónico y liberados en la otra, excluyendo los iones negativos incompatibles. La membrana de intercambio aniónico a su vez intercambiaba libremente con los iones negativos interceptando los positivos desde su interior. La reducción de sal tenía lugar en la mitad de las celdas y el enriquecimiento de sal en la otra mitad de las celdas adyacentes. El agua producto era colectada, y las sales acumuladas y minerales eran dispuestas como desecho.

Las remociones de sales inorgánicas disueltas del agua salobre fluctuaban entre 25 y 40 por ciento por etapa de tratamiento. Hasta seis pasos mejoraban los resultados globales.

La adición química de ácidos y polifosfatos se volvió un estándar para el control de la deposición de carbonato de calcio. Era necesaria una dosificación precisa para lograr resultados libres de problemas. Los errores humanos y mecánicos, fallas o trastornos conducían a una pérdida de alimentación, subalimentación o sobrealimentación y una incipiente incrustación.

Aproximadamente hasta 1970, grandes desaladores de electrodiálisis funcionaron unidireccionalmente, teniendo las membranas lados individuales de salmuera y producto. Las películas de concentración por polarización, incrustación, limo y otros depósitos, generalmente contaminaban un lado de la membrana.

La inauguración de una unidad reversible permitió al proceso prescindir de ácido u otros compuestos químicos para el control de la incrustación. La dirección de la corriente directa y el patrón de flujo de las corrientes diluida y concentrada, eran invertidas varias veces por hora cambiando a su vez la polaridad de los cátodos y ánodos.

El nuevo tipo de unidad operaba en la manera acostumbrada por un periodo de 20 minutos antes de que un circuito automático de tiempo invirtiera el proceso. El cambiador de polaridad convertía los compartimentos de agua dulce en compartimentos de agua salobre y viceversa. Los flujos de agua resultantes de los compartimentos de salmuera y producto rompían las películas de polarización, redisolvan el precipitado incrustante, disminuían el limo y apartaban los contaminantes indeseables para manejarlos como desecho.

Aunque el principio de polaridad inversa redujo el pretratamiento químico, el ensuciamiento y la necesidad de limpieza periódica no se eliminaron totalmente en cada caso. Un pH más alto en el ánodo hizo necesaria la remoción previa de hierro y manganeso.

Las ventajas del equipo modificado fueron reveladas en Dell City, Texas, donde una planta estándar de electrodiálisis de 3,066,884.22 m<sup>3</sup>/s sirvió a la comunidad de 1967 a 1976, antes de reemplazarla por un sistema inverso de 4,381,263.89 m<sup>3</sup>/s. La unidad vieja, alimentada con ácido y hexametáfosfato de sodio, produjo agua de calidad a un alto costo de operación y mantenimiento, y la incrustación de sulfato de calcio acortaba la vida de la membrana.

El nuevo modelo mitigó estos problemas sin alimentación de productos químicos, sin sacrificar la calidad del producto y sin desviación significativa de las especificaciones originales de diseño.

Al final de 1977 unos 150 dispositivos de electrodiálisis inversa de 0.88 m<sup>3</sup>/s de capacidad agregada estaban casi listos o en construcción. La planta de 0.18 m<sup>3</sup>/s en Corfu, Grecia, encabezó la lista en cantidad producida. Aunque una mínima salinidad de cerca de 200 mg/l, era alcanzable por el proceso de electrodiálisis, el efluente en los Estados Unidos variaba de justo debajo 500 a más de 700 mg/l. La recuperación del producto de la planta típica excedía 50 por ciento de la alimentación de agua. Acorde con la tendencia de resolver problemas con la adopción de las mejores características de sistemas dispares, una planta de 0.057 m<sup>3</sup>/s en Brindisi, al Sur de Italia, acopló los procesos de electrodiálisis e intercambio iónico para desalar un agua subterránea muy dura.

### **1.2.2 Osmosis Inversa**

El conocimiento de la difusión a través de membranas animales, es la base de la ósmosis, y ya existía desde al menos hace 100 años. En las primeras décadas del siglo veinte se estimuló la publicación de revisiones en la materia. La idea de que la ósmosis inversa podría desalar agua de mar fue propuesta antes de 1930. Las investigaciones realizadas en Francia y Estados Unidos durante los treinta dieron como resultado membranas de acetato de celulosa con propiedades desaladoras. A mediados de los sesenta la investigación independiente en las Universidades de Florida y California establecieron la validez técnica de la ósmosis inversa para la desalación. La permeabilidad de las películas delgadas de acetato de celulosa modificado y tubos muy finos de triacetato de celulosa hicieron el proceso práctico para su explotación.

Tanto la eficiencia de las membranas como el diseño mecánico se aceleraron en los años setenta. Buenos rechazos de sal se volvieron realidad con membranas fabricadas con mezclas de triacetato-diacetato de celulosa, sólo triacetato y fibras huecas de poliamida. Las membranas convencionales de acetato de celulosa, convenientes para la desalación de agua salobre, fueron sustituidas con membranas de acetato de celulosa y poliamida diseñadas para las condiciones severas de la desalación de agua de mar.

El acondicionamiento apropiado del influente prolongaba la vida de la membrana a un mínimo de 30 meses

El reforzamiento del influente con ácido inhibía la precipitación de carbonato de calcio o hidróxido de magnesio conforme su concentración se intensificaba en la salmuera. Las membranas de acetato de celulosa se hidrolizaban en el rango alcalino y ácido y ofrecían una vida máxima de servicio en un pH aproximado de 5. El agua desalada, por consiguiente, se volvía levemente ácida. Las membranas de poliamida funcionaron bien sobre un espacio extendido de pH de 4 a 12.

El cloro protegía o deterioraba las membranas, dependiendo de la composición química. Las membranas biodegradables sobrevivían a la alimentación de cloro mientras que el tipo de poliamida resistente a los organismos, sucumbía a su ataque oxidativo.

Los módulos de arrollamiento en espiral y el tubo ahuecado dividieron la mayor parte del mercado después de que se habían probado en campo muchas composiciones y configuraciones de membranas. Las altas presiones de operación requerían encerrar los elementos de la membrana en una cubierta cilíndrica exterior de resistente fibra de vidrio, reforzada en plástico, capaz de soportar los esfuerzos y la corrosión. Estos "tubos de presión" fueron dispuestos en secciones.

Las figuras 1.7 y 1.8 muestran módulos de arrollamiento en espiral de ósmosis inversa y ultrafiltración.

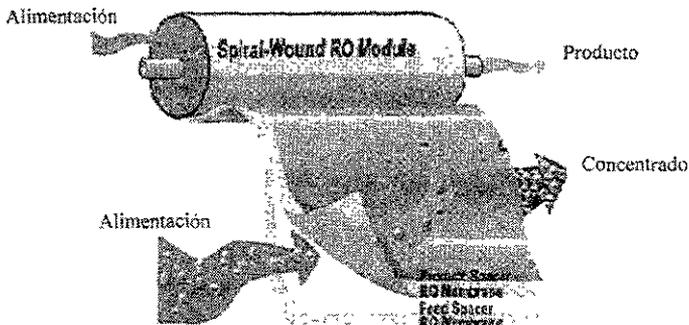


Figura 1.7. Módulo de desalación por ósmosis inversa

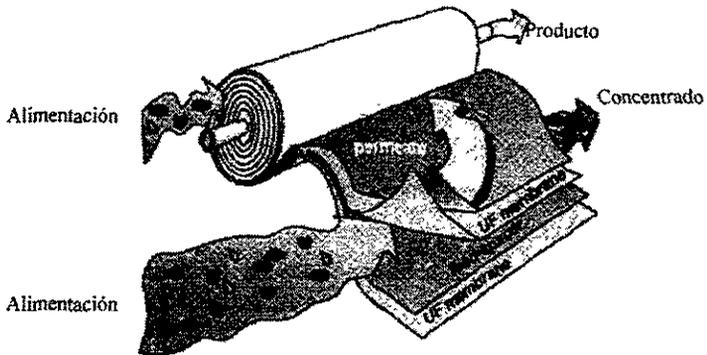


Figura 1.8. Módulo de ultrafiltración.

Después del pretratamiento y presurización a 2.07 mpa-5.52 mpa, el agua salobre o de mar era admitida en la unidad de ósmosis inversa. El agua desalada salía esencialmente a presión atmosférica, mientras que la salmuera permanecía a alta presión. En donde era posible, las plantas grandes recuperaban la energía liberando la presión de la salmuera en una turbina recuperadora de energía.

Era normal un 30 por ciento de la recuperación de agua de mar de salinidad estándar. Con aguas salobres la recuperación del producto era mayor, lo cual estaba determinado por el equipo instalado.

En los módulos de arrollamiento en espiral, la corriente salina presurizada fluía entre las películas de membrana plana; el agua purificada se colectaba en un respaldo poroso entre el soporte y la membrana y emergía de la unidad en estado desalado. El concentrado se movía a lo largo, conforme se alimentaba a cada una de las secciones sucesivas. Dependiendo de la composición química de la fuente de agua, el sistema podía recuperar más del 70 por ciento de la alimentación de agua salobre inicial como producto y descargar el remanente de la sección final al desecho. La figura 1.9 muestra un módulo de arrollamiento en espiral tangencial y su proceso directo e inverso de limpieza.

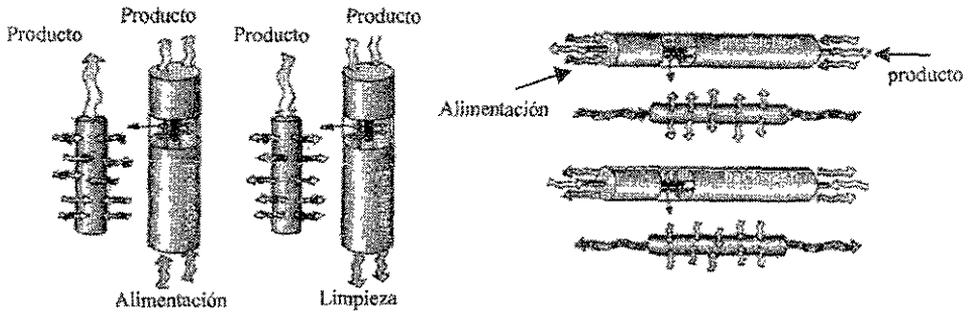


Figura 1.9. Módulo de ósmosis inversa en arrollamiento en espiral tangencial

Los elementos en espiral eran conectados en serie dentro de tubos de presión individuales. Por otra parte, los elementos de fibra hueca consistían en tubos de presión individuales conteniendo un haz o un paquete de fibras. Ambas unidades; el arrollamiento espiral y de fibra hueca podían tratar agua de mar, la primera frecuentemente en una configuración de dos pasos y la última en un paso simple.

Al final de 1977 la capacidad total mundial de plantas de ósmosis inversa era estimada en 6.35 m<sup>3</sup>/s. Sólo una cantidad escasa desalaba agua de mar. Unas 40-50 unidades pequeñas de desalación de agua de mar habían sido construidas por esa fecha, las de mayor capacidad con una producción de 0.0035 m<sup>3</sup>/s y la más antigua con 4 años de servicio. Los dispositivos servían a hoteles, plataformas de perforación en el mar, y asentamientos aislados.

En 1979 una planta desaladora de agua de mar entró en operación en Jeddah, Arabia Saudita, donde las membranas del tipo poliamida desalaban el agua del Mar Rojo. Más tarde, en el mismo año, otra planta de 0.53 m<sup>3</sup>/s fue instalada para tratar agua salobre con 1400 mg/l de sólidos totales disueltos cerca de la ciudad capital Riyadh, en la misma nación. La instalación de Riyadh constituía la unidad inicial en un complejo de cinco plantas, completado en 1980.

Las especificaciones disponían la reducción de salinidad de 16 nuevos pozos de 121.92 metros de profundidad, a menos de 500 mg/l en el efluente.

### 1.2.3 Desmineralización por Intercambio Iónico

Las referencias en la literatura acerca del mejoramiento resultante de pasar agua salina a través de arena o suelo datan de cientos de años e incluso de la antigüedad. Ya fuera que estas referencias representaran ficción o una esperanza anticipada a la realidad, tenían unas bases limitadas; el hecho es materia de especulación a causa de la escasez de detalles. Sin embargo, el rol del intercambio iónico y sorción inspiran conjeturas.

Al inicio del siglo veinte varios minerales naturales, etiquetados como zeolitas fueron adaptados para el ablandamiento del agua a través del intercambio de calcio y magnesio por sodio. Los aluminosilicatos fabricados en 1904 multiplicaron las capacidades de suavización dos o tres veces la capacidad de las sustancias naturales. Las zeolitas artificiales apropiadas para la suavización de agua sufrieron una seria desventaja: la inhabilidad para resistir los ácidos y para intercambiar los iones de hidrógeno. La sulfonación de carbón descubrió el primer intercambiador de catión a prueba de ácido en los veinte. La síntesis de las resinas orgánicas de intercambio de ion siguió en los treinta. En una década, resinas de poliestireno con ligas transversales, que tenían funciones de intercambio de catión y anión, ganaron ascenso en el campo de la desmineralización. La firme estabilidad física y química y la capacidad agregada de intercambio de esta familia de resinas con tendencia a la sedimentación, hicieron posible efluentes de 5 mg/l de residuo total, mejorando en los cuarenta a 2 mg/l residual y menos de 1 mg/l en los cincuenta.

La desmineralización a gran escala por intercambio iónico maduró hasta convertirse en un procedimiento de rutina para calderas de alta presión, las cuales demandaban agua libre de residuos. El proceso se enfrentó exitosamente a concentraciones salobres dentro del rango de 2000-3000 mg/l. A mediados de los setenta el agua tratada por intercambio iónico para todas las aplicaciones alcanzó un nivel de 4 billones de litros por día.

Varias combinaciones de intercambiadores débiles y fuertes se operaban en serie a escala industrial. Una resina catiónica en la forma de hidrógeno intercambiaba sus iones de hidrógeno por los cationes del agua. El intercambio de los iones hidroxilo de una segunda resina por los aniones del influente, producía agua desmineralizada.

Normalmente, la remoción de cationes precedía al intercambio de aniones. Después de que el 70 por ciento de la capacidad de intercambio se agotaba, las resinas catiónicas y aniónicas se regeneraban con ácido y base, respectivamente, de forma previa a la reanudación del ciclo de desmineralización. Una regeneración eficiente traía consigo excesos químicos de cerca del doble de cantidades teóricas.

El costo de la regeneración limitaba la cantidad de municipios que podían depender de la desmineralización para resolver sus problemas de agua. Burgettstown, Pa, Poseía la única planta de intercambio iónico en los Estados Unidos para desmineralización del abastecimiento de la comunidad. Activado en 1972, el sistema de intercambio dual procesaba agua de pozo de 1500-2000 mg/l de residuo total, cargada con ácido de drenaje de mina.

Un sistema de intercambio aniónico de cama móvil removía nitrato del agua subterránea en Long Island, N.Y. El sistema más grande del mundo de intercambio suavizador estaba localizado en la planta, de tratamiento de agua de Weymouth en La Verne, California.

Integrado con ósmosis inversa o electrodiálisis, el intercambio iónico podría producir un efluente de contenido mineral bajo. La unidad de ósmosis inversa funcionaba como un desmineralizador de desbaste, removiendo el 90 por ciento o más de los sólidos disueltos, con el sistema de intercambio iónico puliendo el efluente al nivel deseado. El costo de operación y la carga global de desecho caían en picada como resultado del proceso combinado.

Como se mencionó, una combinación de electrodiálisis e intercambio iónico con una capacidad tasada en 0.057 m<sup>3</sup>/s operaba en Brindisi, Italia, en los años setenta. En 1979 Sarasota, Florida, adjudicó un contrato para una planta de ósmosis inversa de 0.20 m<sup>3</sup>/s que estipulaba la reducción del contenido de residuo del agua de pozo de agua de 1744 a 90 mg/l. Mezclando con agua de pozo adicional y suavizando con un sistema de intercambio iónico, el proceso fue diseñado para producir un efluente de 0.53 m<sup>3</sup>/s, produciendo menos de 500 mg/l de residuo.

Una briqueta que contenía iones de plata para precipitar cloruros y un intercambiador de catión el cual absorbía suficientes cationes del agua de mar, eran parte del equipo de supervivencia de las balsas en la Segunda Guerra Mundial. Pequeñas cantidades de agua para consumo de emergencia podían ser preparadas en una bolsa de plástico con estos compactos pertrechos.

Al principio de los ochenta la destilación y los procesos de membrana estaban ganando contratos para grandes instalaciones desaladoras. Cómo les iría a esas tecnologías establecidas en el largo plazo estuvo bajo cercana examinación. El constante incremento del costo de los energéticos podría convertir los conceptos solares y de congelación en serios competidores de la desalación.

El ambiente estaba preparado para el desarrollo de ambos, nuevos y viejos planteamientos y aún combinaciones de modificaciones disponibles.

## CAPITULO 2

### ELECTRODIÁLISIS Y ELECTRODIÁLISIS INVERSA

#### 2.1 Principios fundamentales de electrodiálisis

La electrodiálisis es una operación unitaria en la cual se induce la separación parcial de los componentes de una solución iónica por medio de una corriente eléctrica. Esta separación se lleva a cabo colocando en el curso del flujo de la corriente, una o más hojas atravesadas, de un material en el cual el transporte de los numerosos iones difiere de los valores que prevalecen en el volumen de la solución del lado opuesto de la hoja.

La electrodiálisis puede clasificarse junto con la extracción de disolventes y la ósmosis inversa (hiperfiltración) como un método de *transporte selectivo*. En estos esquemas de separación, la sal o el solvente es transportado hacia fuera de la solución de alimentación a través de una barrera física, sin ningún cambio de estado en los componentes del sistema, a diferencia de procesos tales como la destilación y el congelamiento, que dependen de un cambio de estado en el disolvente para conseguir la separación deseada.

Los procesos basados en transporte selectivo tratan de una manera más directa con la energía mínima teórica requerida para producir las corrientes de concentrado y desalado del agua de alimentación salina. Las pérdidas de energía en tales sistemas se originan primariamente como un resultado del deseo de mantener gastos de producción prácticos; esto exige el uso de fuerzas de transmisión grandes en vez de fuerzas infinitesimales, lo cual originaría que los procesos tomen lugar lenta y reversiblemente.

El criterio para decidir el grado al cual no forzaremos a un proceso dado para obtener niveles altos de producción, es económico, por supuesto; sin embargo, en la mayoría de los sistemas de electrodiálisis bien diseñados, la energía que de veras se usa para gastos de producción prácticos es de 10 a 20 veces la cantidad requerida teóricamente.

El requerimiento teórico disminuye conforme la salinidad del agua de alimentación decrece y mientras la salinidad no afecte los requerimientos de energía prácticos para procesos tales como la destilación, la cual depende de un cambio de estado del disolvente; esto constituye una gran diferencia al compararlos con los procesos de transporte selectivo como la electrodiálisis.

El resultado neto de estas consideraciones puede apreciarse mejor examinando la (Figura 2.1), la cual compara las energías verdaderamente requeridas para los dos procesos con los requerimientos teóricos a varias salinidades y especificaciones de producto. La Figura 2.1 se basa en la ecuación 2.1<sup>1</sup>.

$$U = 5.21\Delta N \left\{ \frac{\ln \beta}{\beta - 1} - \frac{\ln \alpha}{\alpha - 1} \right\} \quad ec..2.1$$

Donde:

U: está en unidades de kw / hr /3875 litros de producto;

$\Delta N$ : diferencia de la concentración entre alimentación y producto;

N: es la concentración en equivalentes por litro; y

$\beta = N_f / N_c$ ,  $\alpha = N_p / N_c$ , y los sufijos f, p y c identifican la alimentación, producto y concentrado, respectivamente.

Aunque el mismo resultado ha sido dado por Wegelin (1953) y rederivado por Nilson (1960) en términos de los detalles del proceso de electrodiálisis, la integración de Spiegler está basada en argumentos de termodinámica bastante generales y la ecuación resultante es independiente de los detalles del proceso de separación verdadero.

Se han propuesto varios sistemas que utilizan el principio de electrodiálisis para su uso en la desalación del agua. Todos estos esquemas dependen en última instancia de la existencia de una membrana de ión-permeable colocada en la solución salina de tal modo que un flujo de corriente en la solución debe pasar a través de la membrana.

---

<sup>1</sup> Spiegler, 1856

Si la cantidad de iones transportados de cualquier especie presente tiene un valor diferente en la membrana que el que tiene en la solución, el paso de una corriente eléctrica a través del sistema provocará la formación de una capa más concentrada sobre un lado de la membrana y una capa diluida en el lado opuesto. Considérese, por ejemplo, el sistema ilustrado esquemáticamente en la Figura 2.1. Imagine que un flujo de electricidad positiva, de derecha a izquierda, ha sido establecido a través de la solución de cloruro de sodio y que una membrana C, que tiene la propiedad  $\check{T}_+ \sim 1 \gg \check{T}_- \sim 0$ , ha sido colocada perpendicularmente a la dirección del flujo de corriente, donde  $i$  es la corriente y  $T$  es la cantidad de transporte.

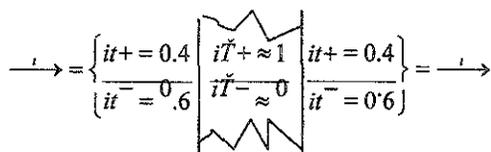


Figura 2.1. Transporte de iones a través de una membrana permeoselectiva.

En la masa de solución en cada lado de la membrana,  $T_+ \sim 0.4$  y  $T_- \sim 0.6$ . En el lado izquierdo de C la corriente eléctrica acarrea iones de sodio a la membrana a una tasa dada por  $T_+ i/f$ , y estos iones desaparecen cruzando la membrana a una tasa  $T_{+ \text{ mf}}$ . Al mismo tiempo, los iones cloruro son transferidos de la proximidad de la interfase al cuerpo principal de la solución en la izquierda, a la tasa  $T_- i/f$  y no son reabastecidos por el transporte a través de la membrana. En ausencia de difusión, el resultado neto del paso de 1 Faraday de electricidad negativa de izquierda a derecha es la remoción de  $T_+ - T_- = 0.6$  moles de sal de la solución inmediatamente adyacente a la cara que está a mano izquierda de la membrana y la aparición de una cantidad semejante ( $T_- - T_+ = 0.6$ ) en la solución adyacente a la cara que está a mano derecha. La relación  $T_+ + T_- = 1$ , ( $T_+ + T_- = 1$ ) garantiza que se preservará la electronegatividad.

Por supuesto, la difusión tiende a eliminar los gradientes de concentración que son inducidos por el flujo de electricidad, pero el resultado neto del flujo de electricidad es un incremento en la salinidad en una capa sobre el lado izquierdo de la membrana y un incremento en la salinidad sobre la derecha. Este es el principio de operación básico presente en todos los procesos de electrodiálisis.

## 2.2. Principales procesos de electrodiálisis

### 2.2.1 Electrodiálisis convencional

En sistemas prácticos de electrodiálisis, se colocan muchas membranas selectivas en la trayectoria de la corriente eléctrica. Existen tres tipos generales de arreglo. El esquema más común es el de electrodiálisis convencional.<sup>2</sup>

Como se ilustra en la Figura 2.2, la electrodiálisis convencional utiliza tanto membranas catión-permeables, como membranas anión-permeables, dispuestas en forma alterna. La serie de celdas definidas de esta manera no transforman alternadamente los compartimentos de diluido y concentrado cuando una corriente eléctrica directa pasa a través del sistema. No obstante que las corrientes de alimentación, producto (diluido), y desecho (concentrado) se muestran en conexión paralela en la Figura 2.2, una gran variedad de arreglos son de hecho posibles. En el arreglo común se usan compartimentos muy estrechos, de 0.1 cm (100 mils) de espesor, para minimizar la resistencia de la celda, y se usan bombas externas para mantener una tasa rápida de flujo en todas las corrientes para promover el mezclado y minimizar los problemas asociados con polarización de concentración.

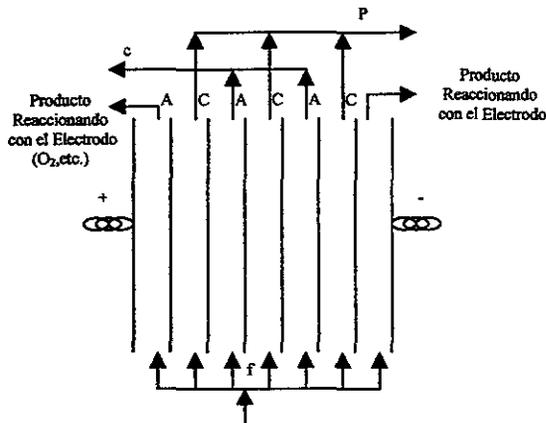


Fig. 2.2. Electrodiálisis convencional: A, membrana anión-permeable; C, membrana catión-permeable; f, alimentación; p, producto; c, concentrado.

<sup>2</sup> Descrita por Meyer y Strauss (1940), y su comercialización fue promovida por Juda et.al.(1903)

### 2.2.2 Electrodialisis con membrana neutral

En la Figura 2.3 se muestra un esquema menos común, que hace uso de una membrana no selectiva en lugar de una membrana permeable de anión o de catión. En este proceso se ha usado la frase "disminución de transporte" para caracterizarlo.<sup>3</sup>

Tambien se han propuesto varios sistemas de electrodialisis intermedios que usan membranas de anión de baja selectividad también se han propuesto.

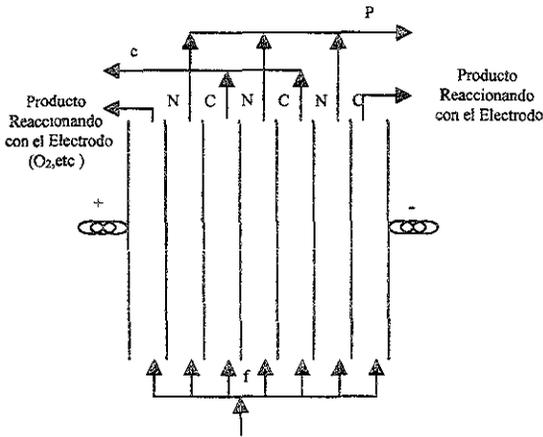


Fig. 2.3. Electrodialisis con membrana neutral: C, membrana catión - permeable; N, membrana neutral; f, alimentación; p, producto; c, concentrado.

### 2.2.3 Electrogravitación

Una tercera variación importante, en la cual se usa solo un tipo de membrana se ilustra en la Figura 2.4. La electrogravitación<sup>4</sup> es una extensión de un proceso más reciente conocido como "electrodecantación".

<sup>3</sup> Instituto de Investigación del Sur (OSW 1902).

<sup>4</sup> Llamado "separación electrogravitacional" por Frilette (1757), también ha sido descrito por Kollman (1918)

En el proceso de electrogravitación, el espacio de la celda puede ser relativamente largo,  $\frac{1}{2}$  o 1 cm. Las celdas son alimentadas a un gasto extremadamente bajo, y las diferencias de densidad que son inducidas por la corriente eléctrica producen una circulación lenta y super aprovechada en la celda. El producto es obtenido en la parte superior y el desecho del fondo.

La lentitud del proceso de difusión evita el mezclado extensivo del diluido y concentrado. La energía neta consumida por unidad de sal removida es susceptible de ser más alta en los últimos dos dispositivos de lo que es en los aparatos más convencionales; sin embargo, estos requieren de más cantidad de membrana para hacer el trabajo.

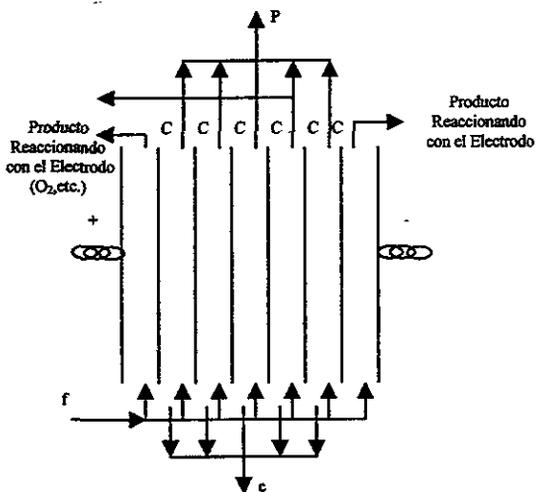


Fig. 2.5. Electrogravitación: C, membrana catión - permeable; f, alimentación; p, producto; c, concentrado.

### 2.3 Membranas

Los principales requisitos para que una membrana sea útil en el proceso de electrodiálisis son:

1. Debe discriminar entre iones de carga opuesta.
2. Debe conducir electricidad.
3. Debe tener un número alto de transferencia de agua.

Otras características químicas que son deseables para facilitar el manejo y montaje en el equipo son un grado adecuado de resistencia mecánica y estabilidad dimensional. Además, la membrana deberá tener una buena durabilidad química; su resistencia a la oxidación es particularmente importante, especialmente para cualquier membrana que pueda ser expuesta a corrientes de proceso que contienen productos que oxidan el ánodo.

### 2.3.2 Preparación de membranas

Los métodos actualmente conocidos de preparación de membranas de intercambio iónico permeaselectivas, pueden ser generalmente catalogados de acuerdo a los pasos químicos requeridos en su fabricación.

- Un método consiste en la mezcla de resinas de intercambio iónico con aglutinantes polímeros inertes y después la mezcla se vacía formando hojas homogéneas<sup>5</sup>. El aglutinante sirve para dar resistencia a la película, y también contribuye a aumentar la resistencia eléctrica de la membrana. Una modificación de este método consiste en disolver un polímero lineal de intercambio de iones y un monómero lineal formador de película inerte en un cosolvente y vaciar una película de la solución<sup>6</sup>. La membrana así producida es todavía homogénea, sin embargo, con la limitación anotada anteriormente.
- Un segundo método de preparación de membranas consiste en la polimerización de monómeros que contienen grupos de intercambio de iones, o grupos que no pueden ser convertidos fácilmente en grupos de intercambio de iones (Graydon, 1955; Spiegler, 1956; Wylie, 1950). Las membranas en este grupo no han sido preparadas comercialmente. Algunas de las limitaciones de este método son la disponibilidad de monómeros convenientes, el requerimiento de altas temperaturas y un sistema hermético, y la inestabilidad de algunos de los productos en soluciones alcalinas acuosas.

<sup>5</sup> Graydon, 1955; Spiegler, 1956; Wylie, 1950

<sup>6</sup> Bruins, 1954; Gregor, et al., 1952; Wetstone, 1952

- Un tercer método de preparación de membranas consiste en la preparación de películas de base polimérica que son solubles en agua. Las películas son entonces modificadas adicionalmente por reacciones químicas que introducen grupos de intercambio iónico<sup>7</sup>. La física involucrada es admisiblemente estándar y es muy similar a la que se usa para convertir lechos de estireno en resinas de intercambio iónico.

## 2.4 Teoría del transporte selectivo en membranas de intercambio iónico

### 2.4.1 Principios que gobiernan el transporte selectivo

Se consideran pocas fuerzas interrelacionadas y fluxes, al hacer un conteo completo de transporte a través de una membrana de intercambio de iones. Sin embargo, el fenómeno de interés primario es el movimiento de iones bajo la influencia de un campo eléctrico. Para comprender cómo se origina la selectividad de una membrana, es útil despreciar por el momento las propiedades para emparejarse entre los flujos de iones, solventes y calor. El flux de iones en un campo eléctrico debe entonces ser expresado como un tiempo de movilidad, un tiempo de concentración y un gradiente potencial negativo, de la manera siguiente:

$$J_k = U_k C_k (-\nabla\phi) \frac{Z_k}{n_k} \quad \text{ec.2.2}$$

donde:

$J_k$  es una partícula de corriente en moles/cm<sup>2</sup>/s;

$U_k$  es la movilidad eléctrica del ion en (cm/s)/(V/cm);

$C_k$  es la concentración del ion en moles/cm<sup>3</sup>;

$\nabla\phi$  es el gradiente de potencial eléctrico en V/cm; y

$Z_k/n_k$  ha sido incluido para darle a la corriente su dirección apropiada, en donde:

$Z_k$  es la valencia del ion incluyendo signo algebraico;

$n_k$  es el número de equivalentes de k en una mole. (adimensional)

<sup>7</sup> Chen, 1957; Juda, 1953; Spiegler, 1956

O, poniendo esta ecuación en una forma que será mas útil cuando tengamos que considerar varias maneras de manejo de la fuerza, se tiene:

$$J_k = \frac{U_k}{nk \phi} Ck (-Zk \phi \nabla \phi) \quad ec.2.3$$

donde:

$\phi$  es la constante de Faraday (96,500 amp-s/equivalente), y los términos entre paréntesis ahora tienen las dimensiones de una fuerza generalizada (W-s/equivalente). Nótese que el signo negativo de la ecuación 2.3 indica correctamente el movimiento de una corriente de carga positiva  $J_k$  de los potenciales más bajos a los más altos.

Ahora, si los iones deben pasar a través de una región donde ya sea  $U_k$  o  $C_k$  o ambos se vuelven muy pequeños, entonces claramente  $J_k \sim 0$ , y es este hecho el que da características selectivas a la membrana de intercambio de iones.

$$RT \ln a_{\pm}^2 = v\Delta P + RT \ln \bar{a}_{\pm}^2 \quad ec.2.4$$

donde:

Donde  $\Delta P$  es la diferencia de presión interna entre las dos fases, algunas veces llamada "levantamiento de presión" de la membrana.

En ausencia de pequeñas diferencias de presión entre la fase interior y la externa, el principio de Donnan requiere que  $\gamma_{\pm}^2 C_k C_j = Y_{\pm}^2 C_k C_j$ , y haciendo las sustituciones apropiadas se tiene  $C_{\pm}^2 C_k C_j = Y_{\pm}^2 (C_k + C_j) C_j$ .

Para valores grandes de  $C_j$ ,

$$C_j = \left( \frac{\gamma_{\pm}}{Y_{\pm}} \right)^2 \frac{c_j^2}{c_j \gamma} \quad ec.2.5$$

En un sistema típico de electrodiálisis, la concentración fuera de la membrana puede tener un rango de 0.001 a 0.1 m, mientras que es usualmente posible hacer que la molaridad dentro de las resinas caiga en el rango de 1 a 5 m. Despreciando los coeficientes de actividad, se garantiza que  $2 \times 10^{-7} < C_j < 10^{-2}$ . Claramente, las partículas de corriente de al menos algunas especies en el sistema pueden ser hechas muy grandes.

En adición, a la indicación de cómo se origina el transporte iónico selectivo, la eq.(2.5) señala otros dos factores que son de gran importancia.

1. Cuanto más alta sea la concentración de iones fijos en la membrana, será menor la selectividad .
2. El grado de selectividad de iones mostrado por una membrana dada será gobernado por la concentración de sal interna.

**2.4.2 Procesos**

Cuando un ion se mueve a través de una membrana, no lo hace en completa ausencia de otros efectos, como se asumió antes. El movimiento del ion es acompañado por un flujo de corriente eléctrica, y puede haber también un flujo de calor y un flujo de disolvente. Nos enfrentamos al problema de describir simultáneamente un mínimo de cuatro fluxes: sal, electricidad, disolvente y calor. Frecuentemente es conveniente pensar que los primeros dos de estos fluxes son de iones positivos y negativos; siempre podemos relacionar estos fluxes de iones con los fluxes de sal y electricidad, porque a través de cualquier interfase de membrana – solución,

$$J_s = \bar{J}_+ - J_+ = \bar{J}_- - J_- \quad ec..2.6$$

Y en cualquier punto,

$$i = \sum_k Z_k \phi J_k \quad ec..2.7$$

Al analizar sistemas en los cuales varias fuerzas y fluxes están asociados, generalmente es conveniente hacer uso de la teoría de la termodinámica de los procesos irreversibles. No obstante que un análisis hecho en estos términos puede tratar con las causas fundamentales del fenómeno que puede observarse, es de gran valor en la definición clara de ciertas relaciones que deben sostenerse necesariamente entre las variadas fuerzas y fluidos cuando el sistema está en estado inestable. Se han dado excelentes tratamientos de procesos de membrana en términos de termodinámica irreversible (despreciando, sin embargo, el flujo de calor). También ha sido usado este formalismo en el análisis de una variedad de fenómenos de membranas.

Las ecuaciones generales del flujo pueden escribirse así:

$$\begin{aligned}
 J_1 &= -\ell_{11} \nabla_T \mu_1^* - \ell_{12} \nabla_T \mu_2^* - \ell_{13} \nabla_T \mu_3^* - \ell_{14} \nabla \ln T, \\
 J_2 &= -\ell_{12} \nabla_T \mu_1^* - \ell_{22} \nabla_T \mu_2^* - \ell_{23} \nabla_T \mu_3^* - \ell_{24} \nabla \ln T, \\
 J_3 &= -\ell_{13} \nabla_T \mu_1^* - \ell_{23} \nabla_T \mu_2^* - \ell_{33} \nabla_T \mu_3^* - \ell_{34} \nabla \ln T, \\
 Q &= -\ell_{14} \nabla_T \mu_1^* - \ell_{24} \nabla_T \mu_2^* - \ell_{34} \nabla_T \mu_3^* - \ell_{44} \nabla \ln T,
 \end{aligned}
 \tag{ec.28}$$

Donde  $\ell_{ij}$  son coeficientes fenomenológicos y se han usado los subíndices 1,2,3 y 4 para iones positivos y negativos, agua y calor, respectivamente.  $\nabla_T \mu$  es el gradiente del potencial físico total, tomado a temperatura constante, y  $Q$  es el flujo de calor.

El potencial químico total  $\mu^*$  considera los efectos debidos a electricidad, así como temperatura, presión y concentración, y campos gravitacionales, si hay alguno (se asumirá que los campos gravitacionales no son importantes en la mayoría de los casos).

Entonces,

$$\nabla_{T\mu}^* = z \phi \nabla \phi + \frac{\partial \mu}{\partial P} \nabla P + \frac{\partial \mu}{\partial c} \nabla c
 \tag{ec.2.9}$$

Y haciendo la aproximación que  $c \approx a$ ,  $\partial \mu / \partial c \approx RT \partial \ln c / \partial c$ ,

$$\nabla_{T\mu}^* = z\varphi \nabla\phi + v\nabla P + \frac{RT}{c} \nabla c \quad \text{ec.2.10}$$

### b) Magnitudes relativas

Las magnitudes relativas de las cantidades que aparecen en la ecuación 2.10 no pueden estimarse considerando las diferencias reales que pueden existir en un sistema de electrodiálisis real; típicamente,

$$\Delta\phi \geq 0.010 \text{ volts,}$$

$$\Delta x = \lambda = 10^{-2} \dots 10^{-1} \text{ cm (4...40 mils),}$$

$$v = 20 \dots 30 \text{ cm}^3/\text{mole,}$$

$$\Delta P \sim 0.1 \text{ atm} = 10^{-2} \text{ W-s/cm}^2,$$

$$T = 300 \text{ }^\circ\text{K,}$$

$$C^*/C \sim 2,$$

$$\varphi = 96,500 \text{ amp-s/equivalente,}$$

$$\mathfrak{R} = 8.315 \text{ W-s/mole-}^\circ\text{C.}$$

Reemplazando en la ecuación 2.10 las derivadas parciales por las relaciones de grandes diferencias, se pueden examinar las condiciones bajo las cuales algunos de los términos son despreciables. Usando el signo  $\approx$  para las desigualdades, y tomando el valor más alto cuando se da un rango, los términos de la ecuación 2.10 tendrán los siguientes valores numéricos aproximados ( en unidades de Joule/mole):

$$z\varphi \nabla\phi \approx 1 \times 10^5 \times 10^{-2} / 10^{-2} = 10^5$$

$$v\nabla P \approx 20 \times 10^{-2} / 10^{-2} = 20$$

$$\mathfrak{R}T \nabla \ln c \approx 8 \times 300 \times 0.69 / 10^{-2} = 1.7 \times 10^5$$

Claramente el término debido a  $v\nabla P$  necesita ser considerado, al menos que ocurra que tenga que realizarse un experimento tal como una determinación de presión osmótica, en la cual las pequeñas diferencias de presión son en sí mismas las cantidades de interés particular. Las mediciones indican que los gradientes térmicos también tienen un efecto menor sobre el flujo de materia a, través de la membrana usual de intercambio de iones.

El flux de calor es del orden de sólo  $-3000$  (cal/Faraday), mientras que con estudios termoelectricos se obtuvo que es incluso menor ( $-375$  cal/Faraday) en el sistema.

**c) Definición de conductividad y número de transporte**

Debido a que los términos que incluyen temperatura y presión son pequeños en las aplicaciones ordinarias de electrodialisis, pueden hacerse simplificaciones importantes en el tratamiento técnico y considerar el sistema en términos de corrientes de sal, disolvente y electricidad, manejados sólo por diferencias de concentración y potencial.

$$\begin{aligned} J_1 &= -l_{11}X_1 - l_{12}X_2 - l_{13}X_3, \\ J_2 &= -l_{12}X_1 - l_{22}X_2 - l_{23}X_3, \\ J_3 &= -l_{13}X_1 - l_{23}X_2 - l_{33}X_3, \end{aligned} \quad ec..2.11$$

donde X, es la fuerza generalizada, dada por

$$-z\phi \nabla\phi - \frac{\partial T}{c} \nabla c$$

Para relacionar los coeficientes de la ecuación 2.11 con cantidades más familiares, tales como resistividad, transporte de agua por Faraday, etc., considérese un sistema en el cual  $\nabla\ln c=0$  y se aplica un campo eléctrico unitario a través de una membrana. Sean los índices: 1 un ion positivo, 2 un ion negativo y 3 una molécula de agua, como antes,

$$\begin{aligned} J_1 &= +l_{11}(-Z_1\phi) + l_{12}(-Z_2\phi) + l_{13}(0), \\ J_2 &= +l_{12}(-Z_1\phi) + l_{22}(-Z_2\phi) + l_{23}(0), \\ J_3 &= +l_{13}(-Z_1\phi) + l_{23}(-Z_2\phi) + l_{33}(0), \end{aligned} \quad ec..2.12$$

La corriente eléctrica está dada por

$$i = z_1 \phi J_1 + z_2 \phi J_2 \quad ec..2.13$$

y la conductividad eléctrica es

$$\sigma = i / (-\nabla \phi) = l_{11} z_1^2 \phi^2 + 2l_{12} z_1 z_2 \phi^2 + l_{22} z_2^2 \phi^2 \quad \text{ec..2.14}$$

y su número de transferencia  $T_k$  está definido por

$$T_k = z_k \tau_k \quad (\text{y } t_k = z_k t_k) \quad \text{ec..2.15}$$

Donde  $\tau$  incluye tanto magnitud como signo. La igualdad entre número de transporte y número de transferencia puede parecer arbitraria y sin importancia, pero ayuda a evitar confusión en sistemas en los cuales tanto las especies cargadas como descargadas no pueden moverse como resultado del paso de corriente eléctrica. El número de transferencia del agua está dado por

$$\tau_w = \frac{J_w}{\sigma / \phi} = \frac{l_{kw} + l_{iw} z_i}{\sigma / \phi} \quad \text{ec..2.16}$$

Ahora  $Z_w \tau_w = 0$ , y la corriente eléctrica  $i$  está dada por

$$i = \sum_k z_k \phi J_k \quad \text{ec..2.17}$$

Debe hacerse notar que los valores aparentes de  $\sigma$  y  $\tau$  medidos bajo otras condiciones, pueden diferir numéricamente de los valores determinados en un experimento en el cual  $\nabla \ln c = 0$ ,  $\nabla P = 0$  y  $\nabla T = 0$ . Sin embargo, las definiciones anteriores, por ejemplo, la conductividad igual al flujo de corriente por unidad de gradiente de potencial eléctrico, provee una serie de constantes las cuales son verdaderamente propiedades de la membrana de intercambio de iones (o, más propiamente dicho, la membrana más sus interfases con la solución), en lugar de cantidades que dependen de la concentración, presión o relación de temperatura no usada, o de la forma particular en la cual se conduce el experimento.

**d) Potencial de membrana**

Los potenciales eléctricos que pueden existir cuando dos soluciones de distinta composición o concentración son puestas en contacto, es un tema de gran importancia empírica y práctica. El fenómeno que existe cuando la frontera es selectiva con respecto a algunas especies en el sistema son una subclasificación importante dentro del problema general. Parece, por ejemplo, que muchos procesos químicos pueden estudiarse en términos del transporte selectivo electroquímico de iones a través de una pared celular (membrana), la cual separa soluciones de electrolitos de diferentes composiciones.

**e) Ecuación para la concentración de potencial**

Con el fin de mostrar claramente el significado de la concentración potencial de la membrana, se revisará ampliamente la derivación de una expresión para su uso ecuación 2.11 como punto de inicio. Por ejemplo, considérese el potencial eléctrico a través de la membrana cuando hay gradiente de concentración y ninguna corriente no eléctrica está fluyendo:

$$\begin{aligned}
 i &= z_1 J_1 \phi + z_2 J_2 \phi = 0 \\
 &= l_{11} z_1 \phi X_1 + l_{12} z_1 \phi X_2 + l_{13} z_1 \phi X_3 \\
 &= l_{12} z_2 \phi X_1 + l_{22} z_2 \phi X_2 + l_{23} z_2 \phi X_3, \qquad \text{ec.2.18}
 \end{aligned}$$

donde se ha usado X (como antes) para los gradientes negativos de los potenciales electroquímicos. Dividiendo la ecuación 2.20 por  $\sigma/\phi$ , tenemos

$$\begin{aligned}
 0 &= \tau_1 X_1 + \tau_2 X_2 + \tau_3 X_3 \\
 &= -T_1 \phi \nabla \phi - T_2 \phi \nabla \phi - \tau_1 \mathcal{R}T \nabla \ln a_1 - \tau_2 \mathcal{R}T \nabla \ln a_2 - \tau_3 \mathcal{R}T \nabla \ln a_3, \qquad \text{ec.2.19}
 \end{aligned}$$

y finalmente

$$-\nabla \phi = \tau_1 \frac{\mathcal{R}T}{\phi} \nabla \ln a_1 + \tau_2 \frac{\mathcal{R}T}{\phi} \nabla \ln a_2 + \tau_3 \frac{\mathcal{R}T}{\phi} \nabla \ln a_3, \qquad \text{ec.2.20}$$

O, en general,

$$\phi'' - \phi' = \int_{\bar{z}}^{\bar{z}'} - \sum \tau_k \frac{R T}{\phi} \nabla \ln a_k \quad \text{ec ..2.21}$$

Este importante resultado trató el problema considerando el paso reversible de 1 Faraday de electricidad a través de una celda inadecuada.

**f) Concentración potencial como una medida de calidad de la membrana.**

La *concentración potencial* depende claramente de los números de transferencia de las especies iónicas y el disolvente. Es claro que el voltaje imaginariamente observado, dividido por el voltaje que puede ser calculado para una situación en la cual

$$\tau_1=1, \quad \tau_2=0 \quad \text{y} \quad \tau_3=0$$

Es una medida del grado al cual una membrana de catión logra la separación deseada. Ya sea que  $\tau_2$  o  $\tau_3 \neq 0$ , entonces  $(\epsilon_{\text{obs}}/\epsilon_{\text{calc}}) < 1$ , y el proceso de transporte a través de la membrana debe ser menos que perfecto. La relación de voltaje observada podría tomarse como una medida de calidad de la membrana. Aunque este uso de la relación de voltaje tenga el inconveniente de simplicidad y conveniencia, es ambiguo. El conocimiento de la relación de voltaje, por sí mismo no nos dice si las ineficiencias de la membrana se deben al transporte de agua o a la baja selectividad del ion, y estos dos factores influyen en el proceso global de un modo diferente. Es preferible, con ello, caracterizar la membrana en término de los números de transporte y considerar la medida de concentración potencial como una de las varias posibilidades para el par de determinaciones que son en un principio requeridas si queremos saber la transferencia del ion inmóvil y el disolvente.

**g) Efectos del transporte de agua**

El efecto de transporte de agua puede abordarse difícilmente. En muchos casos  $\tau_w$  es una cantidad relativamente pequeña comparada con  $1/m$ ; si este es el caso, o si las soluciones son muy diluidas

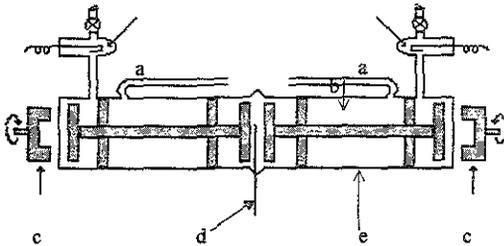


Fig. 2.5. Aparato para medir el número de transferencia del agua. a, electrodo Ag/AgCl; b, capilaridad; c, Imán; d, membrana; e, eje del agitador.

entonces la posibilidad de transferencia del agua puede ser despreciada en la interpretación de las medidas. Es posible eliminar el efecto de transferencia de agua sobre el potencial sumando un polímero neutro a una de las soluciones de manera que  $d(\ln a_w) = 0$ . La cantidad incorrecta puede encontrarse ajustando la concentración del polímero neutro en la solución diluida hasta que las dos presiones osmóticas sean iguales. Aunque parece posible obtener  $\tau_w$  de dos observaciones del potencial de celda, esto produciría resultados imprecisos. Un peor método para determinar el transporte de agua por Faraday es hacer observaciones directas en una celda como la mostrada en la figura 2.5.

Un acercamiento alternativo, se muestra esquemáticamente en la Figura 2.6. Si el sistema está funcionando por un periodo de tiempo suficiente, la composición del flujo de retorno será diferente a la composición transportada. Las cantidades transportadas por Faraday se pueden obtener fácilmente por medio de un acercamiento a la línea de retorno y notando el goteo inicial en el nivel del depósito de diluido.

Las observaciones nos dan indirectamente el promedio de los valores de  $\tau_1$  en la membrana de catión y  $\tau_2$  en la membrana de anión junto con el valor promedio de  $\tau_3$  para el par.

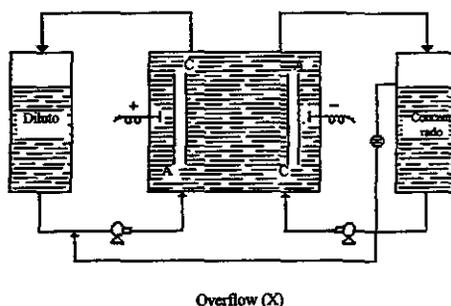


Fig. 2.6. Aparato para determinar la composición de transporte. A, membrana anión permeable; C, membrana catión permeable.

El problema con los contactos eléctricos está algo menos involucrado que los problemas relacionados con transferencia de agua y es imposible dar cuenta completa de ellos aquí. Sin embargo, es útil analizar las situaciones que se pueden originar cuando se usan los dos tipos de electrodos más comunes. En la mayoría de los casos intentamos obtener alguna información sobre los potenciales de la membrana por medición de los potenciales de la celda tales como

- (I)  $\text{Ag}/\text{AgCl}, \text{NaCl}_{m'}$  | membrana |  $\text{NaCl}_{m''}, \text{AgCl}/\text{Ag}$ ,
- (II)  $\text{Hg}/\text{Hg}_2\text{Cl}_2, \text{KCl}_{\text{sat}}, \text{NaCl}_{m'}$  | membrana |  $\text{NaCl}_{m''}, \text{KCl}_{\text{sat}}, \text{Hg}_2\text{Cl}_2/\text{Hg}$ .

El potencial de membrana  $\phi'' - \phi'$  depende de los electrodos usados, pero el potencial de la celda observado no. Para la celda I, en la cual se usa un electrodo reversible a los iones  $\text{Cl}^-$

$$E_{\text{cell}} = -\frac{RT}{\phi} \int_{m'}^{m''} d \ln \text{Cl}^- - \frac{RT}{\phi} \int_{m'}^{m''} \sum_k \tau_k d \ln a_k \quad \text{ec .. 2.22}$$

La medición del potencial de celda para cualquiera de estas celdas permite indeterminar el número de transferencia de los iones si  $t_w$  es conocido o si el término que incluye se puede tomar como  $\cong 0$ .

La energía real requerida para operar el proceso de electrodiálisis excede a la teórica por una variedad de razones. Dentro de la columna de electrodiálisis tenemos que considerar la energía necesaria para vencer los sobrepotenciales que no pueden existir en los electrodos y las interfases membranas-solución, y la energía que será disipada por el calentamiento Joule de las membranas y las soluciones electrolíticas.

El hecho de que las membranas no sean perfectamente selectivas significa que debe pasarse más corriente que la teórica; esto no agrava las pérdidas de energía atribuidas a la polarización y resistencia.

## **2.5 Requerimientos de corriente**

En cualquier sistema práctico de electrodiálisis se encuentra generalmente que la cantidad de corriente necesaria para producir una cantidad dada de agua desalada excede el requerimiento calculado con base en el flujo de corriente a través de membranas ideales. Pocos factores pueden contribuir a la baja eficiencia de corriente en una columna de electrodiálisis:

- a) Las membranas pueden ser más que perfectamente selectivas.*
- b) Puede haber patrones de corriente alternos a través de la columna.*
- c) Una transferencia de agua puede acompañar el flujo de corriente a través de la membrana*
- d) A densidades de corriente suficientemente bajas, o altas concentraciones de sal, los iones  $H$  y  $OH$  normalmente presentes en agua, empezarán a participar en el proceso de acarreo de corriente. Esta última dificultad, fisión de agua, puede evitarse con un diseño apropiado y una selección de parámetros de operación.*

Se ha vuelto costumbre hablar de la relación sal transportada entre los requerimientos de corriente teóricos para un tipo de columna dada, denominada la eficiencia Faraday de la columna. Esta eficiencia depende tanto de la membrana real usada como de la cantidad de fuga de corriente que un diseño de columna particular puede emitir. Debido a que no hay también transporte de agua, es conveniente definir, adicionalmente, una eficiencia global de corriente. Esto puede ser tomado como la corriente requerida en la práctica para producir una cantidad de agua de una calidad dada, dividida por la corriente teórica para llevar a cabo la misma función.

Asumiendo que los problemas obvios, tales como patrones externos de corriente paralela a través de pernos y contenedores, fugas netas entre los compartimentos de producto y desecho y fisión de agua, han sido tomados con cuidado, los podemos expresar como el producto de tres eficiencias:

$$\eta_I = \eta_p \eta_w = \eta_s \eta_m \eta_w \quad \text{ec.2.24}$$

Donde el primer término del extremo derecho toma en cuenta los efectos debidos a la permeaselectividad de membranas individuales, el segundo término a la derecha no considera los efectos de fuga de corriente a tierra a través del múltiple, y el tercer término es el resultado del transporte del agua a través de las membranas; las cantidades están todas definidas de tal manera que idealmente alcancen el valor de 1.

### 2.6 Permeaselectividad

La cantidad individual más importante relacionada con una membrana de intercambio de iones usada en electrodiálisis es el grado al cual dicha membrana pasa un ion de una carga y discrimina un ion de carga opuesta; esto se llama permeaselectividad.

Para una membrana catión - permeable

$$\varphi_c = \frac{T_+ - t_+}{1 - t_+} = \frac{T_+ - t_+}{t_-} \quad \text{ec.2.25}$$

y para una membrana anión - permeable

$$\varphi_a = \frac{T_- - t_-}{1 - t_-} = \frac{T_- - t_-}{t_+} \quad \text{ec.2.26}$$

Esta definición está basada en la idea de que la función de la membrana es modificar números de transporte de los iones individuales y que el número de transporte máximo alcanzable con una membrana perfecta es 1.0, aunque es obvio que se desea usar membranas de menor calidad.

La eficiencia con la cual la corriente transporta sal a través de cualquier conjunto de membranas es:

$$\eta_s = \frac{\eta_c^t \cdot \varphi_c + \eta_a^t \cdot \varphi_a}{\eta_c^t - \eta_a^t} \quad \text{ec.2.27}$$

La utilización de corriente en un sistema convencional poco selectivo puede calcularse usando un promedio de permeaselectividad,

$$\varepsilon_i \approx \eta_w \eta_m \eta_i \left( \frac{\varphi_c + \varphi_a}{2} \right) \quad \text{ec.2.28}$$

## 2.7 Transporte de agua

En soluciones concentradas o en sistemas que involucran un alto grado de desalación (ver Figura 2.7), la transferencia de agua puede tener importantes efectos sobre la utilización de corriente en el proceso. Se asume que las membranas son perfectamente selectivas con respecto a la sal en solución; entonces una gran transferencia de agua:

- a) *Requerirá el uso de corriente adicional para reunir las especificaciones de calidad del producto.*
- b) *Reducirá la cantidad de producto obtenible a partir de una cantidad dada de agua de alimentación, a la corriente de diluido.*

Expresar el efecto del transporte de agua sobre la eficiencia con la cual se usa la corriente para separar sal y agua, es un poco engañoso. Si se asume que el objetivo del proceso es producir una cantidad constante de agua a una concentración definida y que al agua de alimentación y a la corriente se les puede hacer variar lo necesario para alcanzar este objetivo, entonces el efecto del transporte de agua sobre la eficiencia de corriente está dado por:

$$\eta_w = (1 - n\tau_w \times 0.018m_1 / \eta_s) \quad \text{ec.2.29}$$

donde  $m_1$  es la molalidad del agua de alimentación. La relación entre corriente eléctrica y tasa de producción bajo este conjunto de suposiciones es:

$$\Delta NF_d' = \varepsilon_1 I / \varphi = \eta_w \varepsilon_p I / \varphi \quad \text{ec.2.29a}$$

Donde  $\Delta N$  es el cambio en la normalidad del diluido y el símbolo "prima" ha sido usado para recordarnos que estamos tratando con el flujo de salida de la corriente diluida (gasto producto).

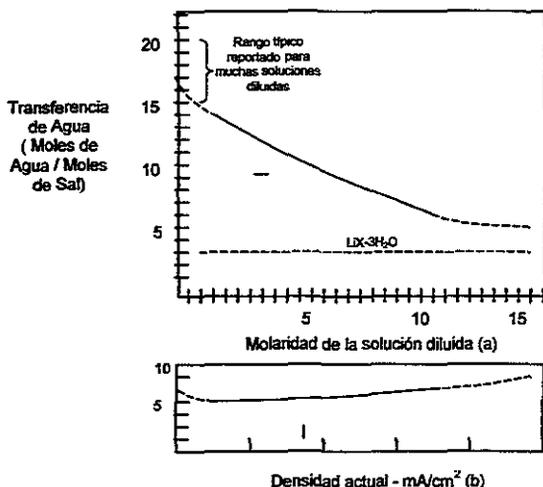


Figura 2.8. Transporte de agua. AMF-100 Serie de membranas operando: (a) como una función de la composición del diluido; (b) como una función de la densidad corriente.

## 2.8 Polarización

La polarización es el resultado natural del mecanismo de separación; el cambio en los números de transporte (eléctrico) de los iones en la superficie de la membrana implica dos o más fuerzas o mecanismos responsables del movimiento de iones hacia (y desde) la membrana. Si los iones no alcanzan cada punto en el patrón eléctrico tan rápidamente como fueron removidos, habría discontinuidades en la corriente eléctrica.

El movimiento de iones hacia la zona de cambio de número de transferencia está gobernado por el gradiente de potencial, un gradiente de concentración y por mezclado físico. El único método para prevenir la polarización es detener el flujo de corriente. Considérese, por ejemplo, la situación en el lado del líquido de una membrana de catión permeable. La remoción de sal de la interfase membrana - solución depende del flujo de corriente y del cambio de número de transporte en la interfase; el efecto de la corriente eléctrica sobre el flujo de sal está dado por

$$J_s = (i / \varphi)(T_+ - t_+) \approx (i / \varphi)t_- \quad \text{ec..2.30}$$

Por otra parte, la sal es transportada a la membrana por procesos que no requieren el paso de una corriente eléctrica a través del fluido.

En el transporte de sal hacia la interfase dos procesos están involucrados:

- La entrada de partículas del soluto en el flujo en movimiento, y
- La difusión de partículas a través del fluido.

Los dos procesos están relacionados por.

$$v \cdot \Delta c = D \nabla^2 c, \quad \text{ec..2.31}$$

donde  $v$  se obtiene resolviendo ecuaciones de hidrodinámica.

La sal debe alcanzar finalmente la membrana por difusión a través de un movimiento del estrato relativamente lento. Este estrato tiene como característica la delgadez  $\delta$  y el gradiente de concentración; en éste puede satisfacerse aproximadamente por  $(C-C_0)/\delta$ , donde  $C$  es la concentración de la solución y  $C_0$  es la concentración de la interfase. En estado estable, la llegada de sal a la interfase de la membrana - solución debe balancear exactamente la separación de sal.

Para una membrana de catión permeable ideal,

$$J_+ = -\frac{u_+ c_0}{\phi} (z_+ \phi \nabla \varphi_0 + \nabla \mu_0) \quad \text{ec..2.32}$$

donde el subíndice cero ha sido adicionado como recordatorio de que estamos tratando con la situación en la interfase de la membrana en solución

$$\begin{aligned} i &= -z_+ (z_+ - z_-) D_+ \frac{\phi^2}{RT} c_0 \nabla \varphi_0 \\ &= -z_+ \left( 1 - \frac{z_+}{z_-} \right) D_+ \phi \nabla c_0 \quad \text{ec..2.33} \end{aligned}$$

### 2.8.1 Control práctico y evaluación de polarización

En la práctica, la polarización es sostenida en valores razonables controlando la relación entre la densidad de corriente y la normalidad de la corriente de diluido  $i/C_d$  diseñando el sistema para hacer  $\delta$  lo más pequeño posible. Se hacen dos cosas para minimizar el estrato de frontera.

Primero, se usan grandes bombas de circulación las cuales proporcionan altos gastos; segundo, en los compartimentos de la columna se ponen espaciadores o pantallas las cuales causan remolinos locales o turbulencia.

Ambas medidas se adicionan a la energía consumida en la circulación de fluidos del proceso, pero estos reducen el consumo de energía del sistema y cambian el punto de polarización a densidades de corriente más alta, ambos prueban ser deseables en términos de la optimización económica.

Desafortunadamente, en la mayoría de los sistemas de electrodiálisis actual, la situación mecánica e hidráulica es tan complicada que hay solo una pequeña esperanza de calcular el espesor del estrato de frontera, y en muchos casos sólo es posible estimar  $\delta$  de mediciones de polarización eléctrica.

Tales mediciones en sistemas reales o celdas de prueba son útiles en determinación de los efectos de varios pasos que pueden tomarse para promover el mezclado. En general, se adopta una definición práctica del punto de polarización, y después usando el sistema real o un modelo de dimensión conveniente, se evalúa empíricamente la corriente limitante.

## **2.9 La Resistencia del sistema**

La resistencia de la porción operativamente útil de una columna de electrodiálisis por sí misma es la suma de varias resistencias individuales. Los principales factores fácilmente identificables son (ver Fig. 2.8): las resistencias de las soluciones  $R_{conc}$  y  $R_{dil}$ ; la resistencia de las membranas usadas  $R_{cat}$  y, si se presenta,  $R_{neut}$  o  $R_{an}$ , y las resistencias del estrato frontera  $R_p$ , que resulta de la inevitable polarización de concentración.

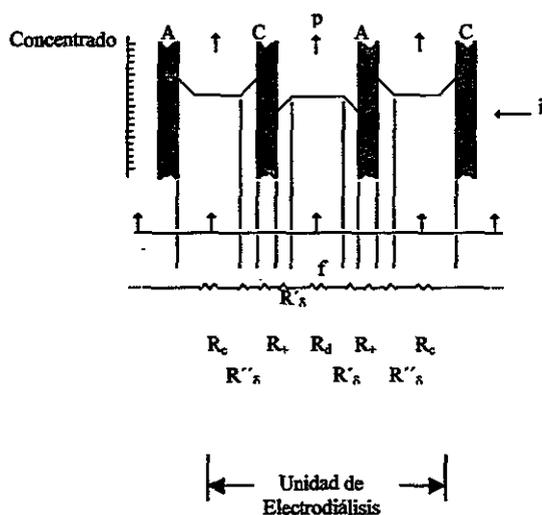


Figura 2.8. Resistencia de los elementos en un sistema de electrodiálisis. A, membrana de anión permeable; C, membrana de catión permeable; f, alimentación; p, producto (diluido); c, concentrado;  $\delta$ , estrato frontera.

La resistencia global real de la celda dependerá adicionalmente de la configuración particular o patrón de flujo seleccionado, del tipo de promotores de turbulencia colocados en los compartimentos, y de la temperatura.

Los promotores de turbulencia de varios diseños comúnmente se añaden a la celda para ayudar a minimizar los efectos debidos a la polarización. Esto usualmente desenmascara una porción del posible patrón de conducción de membrana a membrana, de ahí que aumenta la resistencia de celda sobre el valor esperado para la misma celda llena de electrolito líquido. La temperatura parece afectar la conductancia de un sistema entero en casi la misma forma que afecta las conductividades de soluciones individuales:

$$A_t \approx A_{25} \{1 + 0.023(\Delta t)\} \quad \text{ec.2.34}$$

### 2.9.1 Consumo de energía

La eficiencia global  $\eta$  de un sistema de electrodiálisis es el producto de seis eficiencias principales individualmente identificadas: tres términos de voltaje,  $\eta_E$ ,  $\eta_R$  y  $\eta_C$  asociados con las reacciones del electrodo, la resistencia total, y el potencial de polarización; y tres términos de corriente  $\eta_m$ ,  $\eta_s$  y  $\eta_w$ , asociados con fugas del múltiple, permeaselectividad y transporte de agua

$$\eta = \eta_E \eta_R \eta_C \eta_m \eta_s \eta_w \quad \text{ec.2.35}$$

El primero y el cuarto de estos términos son funciones primarias del diseño del sistema (número de pares de celda, configuración del múltiple, etc.), el segundo término depende de factores de diseño tales como espaciamiento de celda y espesor de la membrana, y condiciones de operación; el tercer término depende principalmente de las condiciones de operación: salinidad y densidad de corriente; mientras que el 5° y 6° términos son principalmente funciones de la membrana seleccionada. La mayor ineficiencia en la operación del sistema se asocia con  $\eta_R$  y  $\eta_C$ ; el producto  $\eta_E \eta_m$  es rara vez menor a 0.9 para cualquier diseño razonable, y está bastante claro del análisis de la ecuación 2.35 que mejorando la eficiencia Faraday  $\eta_F$  ( $\eta_m \eta_s$ ) no se hará mucho por cualquier diseño en el cual no se haya minimizado cuidadosamente el calentamiento Joule y las pérdidas de polarización por concentración.

### 2.10 Diseño del equipo y proceso

Los sistemas de electrodiálisis convencional se caracterizan por un arreglo alternado de membranas permeables de catión y anión y el uso de flujo forzado para minimizar los efectos adversos de la polarización. Se diseñan principalmente con base en balances materiales entre las varias corrientes de proceso. Las columnas para uso en estos sistemas deben ser construidas para mantener una constancia razonable en la estructura física del arreglo de membranas y en los gastos en las celdas individuales definidas por las membranas. El proceso adicional de control es necesario para compensar cambios graduales de largo plazo en las características de la membrana y también variaciones de corto plazo en las características del agua de alimentación.

**2.10.1 Relación entre procesos de efluente**

a.- *Balances materiales.* En los compartimentos de la solución o "celdas" que colindan con el lado del ánodo por una membrana de anión selectivo y en el lado del cátodo por una membrana de catión selectivo, la "dilución" o desmineralización ocurre en ambas interfases membrana-solución. Bajo las condiciones de flujo forzado impuestas en el sistema de electrodiálisis convencional, el mezclado relativamente rápido del flujo de corriente principal y los estratos de frontera reducidos dan un efecto promedio en el que la desmineralización es simplemente una función del tiempo de residencia promedio de la solución en la celda y la corriente total pasada a través de la solución durante el periodo de residencia, esto es,

$$\Delta N_d = \xi I \frac{t}{F_d \phi} \quad ec..2.36$$

La constante de proporcionalidad  $\xi$  es el factor de utilización neta de corriente para la celda o par de membranas. Se presenta una situación completamente análoga en salinidad en los compartimentos de concentración, los cuales, por supuesto, colindan en el lado del ánodo con membranas de catión-permeable y en el lado del cátodo con membranas de anión-permeable.

En la mayoría de los diseños de "celda" y columna, se tendrá que hacer, un serio esfuerzo para minimizar la corriente que fluirá a través del sistema de múltiple y para eliminar otros patrones de fuga dispersos. Por lo tanto es seguro asumir que el total de corriente que fluye a través de compartimentos adyacentes de concentrado y diluido, es la misma. Dado que los valores promedio de  $\xi$  para los compartimentos de diluido y concentrado en una serie alternativa deben ser los mismos, la relación de los cambios de concentración es inversamente proporcional a la relación de los gastos de diluido y concentrado:

$$\frac{\Delta N_d}{\Delta N_c} = \frac{F_c}{F_d} \quad ec..2.37$$

Las desviaciones de esta simple relación son comúnmente menores y pueden ser atribuidas generalmente a la transferencia de agua que acompaña a la de sal. Las discrepancias significantes son usualmente un síntoma de que se han desarrollado fugas eléctricas o hidráulicas en el sistema múltiple o en el sellado.

b.- *Desmineralización selectiva.* En el tratamiento electrodiálítico de aguas típicas que contienen una variedad de sales disueltas, el análisis cuidadoso de las composiciones totales de las corrientes de agua, frecuentemente revelará que los iones no son transportados a tasas relativas que son proporcionales a sus concentraciones. El balance material para cada anión puede ser expresado como

$$\frac{\Delta C_{id}}{\Delta C_{ic}} = \frac{F_c}{F_d} \quad ec.2.38$$

La selectividad se origina como se describe a continuación. La composición transportada a través de la membrana depende de los iones presentes, sus concentraciones y sus movilidades. Las conductancias equivalentes y de las movilidades de los iones son muy similares; sin embargo, las concentraciones de equilibrio de los iones intercambiables son determinadas por los factores (principalmente de carga) que influyen en la distribución de especies entre una solución mezclada de sal y una resina típica de intercambio de iones. Esto significa que las concentraciones de equilibrio de los iones multivalentes en las membranas serán muchas veces sus concentraciones en las soluciones circundantes, y a bajas densidades de corriente podemos esperar que la corriente a través de la membrana sea acarreada principalmente por los iones multivalentes.

Por otra parte, a altas densidades de corriente, la concentración relativa de los iones intercambiables en la membrana será determinada por factores cinéticos, esto es, por la tasa relativa a la que se difunden de la solución a la interfase membrana-solución. Dado que los coeficientes de difusión de la mayoría de las sales en solución acuosa son  $\sim 1 \dots 2 \times 10^{-5}$  cm<sup>2</sup>/s, podemos esperar que a alta densidad de corriente las relaciones de concentración del conteo de iones en la membrana será casi la misma a las relaciones que prevalecen en la solución circundante.

Estos efectos son particularmente importantes en el tratamiento de aguas "difíciles", esto es, aguas que tengan una alta concentración de iones de magnesio o de calcio, porque los cationes divalentes son transferidos usualmente a tasas más altas que los iones monovalentes. La información de desmineralización obtenida en el tratamiento de agua salobre, se muestra en la tabla 2.2. Se hará notar aquí que la dureza se redujo por un factor 15, mientras los sólidos totales disueltos se reducen por un factor de 5. El resultado con respecto al agua producto es un efecto suavizante. Por otra parte, en los compartimentos de concentración se intensifica, el problema de la formación de incrustaciones de carbonato de calcio, sulfato de calcio e hidróxido de magnesio.

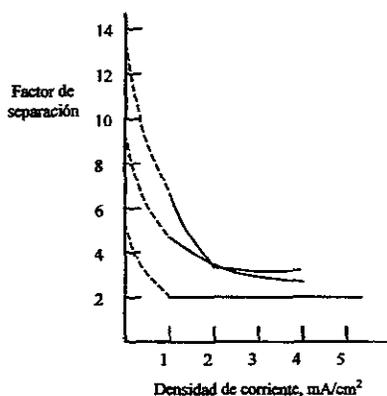


Figura 2.9. Transporte selectivo de calcio en membranas de intercambio catiónico. Equivalentes de transportación calcio por transporte de sodio.

El principal factor de diseño del proceso de electrodiálisis convencional es el balance material iónico completo, incluyendo los efectos de formación de iones de hidrógeno e hidróxido de la disociación de agua, bajo condiciones de uso anticipado.

**Tabla 2.2 Constituyentes del proceso**

	Agua de alimentación (ppm)	Agua Producto (ppm)	% remanente
Sodio, Na	670.0	145.0	21.7
Calcio, Ca	128.0	9.0	7.7
Magnesio, Mg	16.0	1.0	6.0
Dureza Total, CaCo3	385.0	24.0	6.2
Cloruro, Cl	1120.0	207.0	18.5
Sulfato, SO <sub>4</sub>	161.0	12.0	7.5
Bicarbonato, HCO <sub>3</sub>	66.0	22.0	33.0
Nitratos, NO <sub>3</sub>	4.0	1.0	-
Fluor, F	1.8	0.9	47.8
Sólidos Disueltos Totales	2163.0	398.0	18.3

c.- *Corriente inversa y pulsación.* La simetría de alternación del sistema de membrana de anión-cación selectivo hizo obvio a los primeros investigadores que invirtiendo la polaridad de la C.D. aplicada, automáticamente intercambia la función de los compartimientos de diluido y concentrado adyacentes. En cualquier lugar donde se sospeche que las membranas producirán un efecto de tamizado o filtrado en lugar de actuar puramente como un medio de transferencia de iones, se practicaba una corriente inversa en forma periódica en un intento por descargar coloides atrapados electromecánicamente y/o macromoléculas para restaurar las propiedades originales de la membrana. Aunque la efectividad de este procedimiento depende del tipo de membrana y la naturaleza de los contaminantes que la ensucian, la inversión de la transferencia de iones de hidrógeno e hidróxido acompañante de efectos de pH en la superficie de la membrana es probablemente el factor desensuciante más significativo.

Cuando se incluye la inversión de polaridad en el diseño de equipo de electrodiálisis convencional, también debe incluirse equipo de corriente invertida, tuberías hidráulicas de intercambio, y electrodos bifuncionales. Los costos agregados de estos refinamientos tiene que balancearse contra el gasto de desensamblar frecuentemente la columna, limpieza química in situ, pretratamiento para mejorar el agua de alimentación, etc., que tendría que hacerse.

Un método para atacar el problema de las incrustaciones es la pulsación. En esto incluimos cortos periodos de cualquier corriente, inversa o de interrupción. Esta técnica tiende a aliviar los problemas de incrustación y también aparentemente mejora la eficiencia de una columna de electrodiálisis en operación. A primera vista es sorprendente encontrar que la pulsación tiene un efecto que no sea la reducción neta del promedio de corriente pasada; el hecho se atribuye a no linealidades inherentes en el sistema. Se ha presentado una explicación parcial en términos de la naturaleza de las corrientes transientes en un sistema de electrodiálisis, señalando posteriormente que dado que la super saturación debe existir generalmente por algún tiempo definido antes de que la precipitación ocurra, la formación de incrustaciones puede probablemente ser evitada si la condición es liberada a intervalos frecuentes, pero breves.

El agua salobre típica contiene cantidades significativas de cloro y sulfato, y frecuentemente cloro y oxígeno se desarrollan simultáneamente. No podemos predecir las cantidades relativas de cada uno con algún grado de éxito porque las reacciones son principalmente controladas por electrodos cinéticos más bien que por cualquier consideración de electrodo potencial.

Si no se usan electrodos de metal noble, las reacciones del ánodo también incluirán a los productos oxidativos de los electrodos. Los ánodos de acero o hierro, por ejemplo, producirán óxidos de hierro en varios grados, y los ánodos de carbono producirán dióxido de carbono.

Los principales cationes presentes en agua salada típica son mucho menos fácilmente descargados que los iones de hidrógeno, y el resultado neto de esto es que la reacción del cátodo es casi invariablemente la mitad catódica de la reacción de electrólisis del agua:



Los iones de metales pesados tales como cobre y hierro podrían blindar el cátodo, y, en adición, el aumento en pH causado por la reacción del cátodo podría causar la precipitación de una variedad de sustancias que pueden ensuciar el sistema. Los principales problemas son debidos a  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{Mg(OH)}_2$ , y  $\text{Fe(OH)}_3$ .

Las reacciones de electrodo necesariamente asociadas con la operación de electrodiálisis presentan dos problemas:

- Primero, debe suministrarse energía adicional para proporcionar la energía de reacción del electrodo.
- Segundo, los productos de las reacciones de electrodo pueden ser dañinos para las columnas de electrodiálisis o pueden interferir con la operación continua del sistema.

El primero de estos, y la relativa facilidad con la que puede ser minimizado, ya se ha discutido; el segundo es más complicado y no hay ninguna solución sencilla.

Podemos esperar que el cloro u otros materiales oxidantes formados en el ánodo podrían causar el rápido deterioro de los componentes de la columna y el material alcalino del cátodo, si se le permite entrar a la columna es obviamente posible que produzca precipitación. Debido a esto es usual proporcionar aislamiento hidráulico de los dos compartimentos de corriente de electrodo en los extremos de las columnas de diálisis.

Frecuentemente el aislamiento de estas corrientes más un alto valor de descarga con alimentación de agua es todo lo que se trata de hacer a modo de controlar los posibles efectos dañinos de los productos de reacción del electrodo.

Se han propuesto o probado varios sistemas más cercanos entre sí. En principio podríamos hacer circular sulfato de sodio o ácido sulfúrico en el sistema anódico-catódico y limitar las reacciones a la generación de oxígeno e hidrógeno. Si esto fuera todo lo que pasara, el volumen de electrolito podría mantenerse agregando pequeñas cantidades de agua pura poco a poco o haciendo reaccionar los dos gases. La oxidación en el ánodo y la reducción en el cátodo teóricamente balancean uno a otro en este caso. Desafortunadamente ninguno de estos esquemas "cercanos" trabajan muy bien en la práctica debido a que es difícil confinar un ion dado a una corriente particular. Ya sea que los materiales en la corriente del electrodo tiendan a difundirse dentro del contenedor de la célula o viceversa, en cualquier caso, los problemas de oxidación, elevación de pH y el ensuciamiento se elevan inevitablemente.

d.- **Sistemas de flujo co-corriente y contracorriente.** Para evitar grandes diferencias de presión a través de las membranas, es costumbre arreglar las corrientes de concentrado y diluido para fluir a través de la columna en co-corriente. En columnas en las cuales las membranas son desplegadas verticalmente, el flujo ascendente de co-corriente tiene la ventaja adicional de favorecer la liberación de gases disueltos de las soluciones de alimentación. Cuando un paso simple a través del sistema de membrana es suficiente para lograr la desmineralización deseada, el sistema de flujo a co-corriente también simplificará la entrada a la tubería y múltiple. La única desventaja aparente en este sistema es la divergencia de las concentraciones en las corrientes de diluido y concentrado. Para evitar problemas de polarización y precipitación es común, en sistemas de columnas múltiples, arreglar un flujo a contracorriente entre las columnas (fig. 2.14 (a)). Una simplificación en tubería puede lograrse conectando en paralelo todas las corrientes de concentrado (fig. 2.14(b)).

## **2.10.2 Construcción de la celda y columna**

a.- **Construcción de la columna.** Los sistemas de electrodiálisis de multicelda normalmente se construyen con hojas de membrana separadas unas de otras por juntas adecuadas. La distancia entre las hojas (el espesor de la celda) debe ser tan pequeña como sea posible, porque el agua, aun con sal, no es tan buen conductor. En la mayoría de los diseños se introducen algunas clases de espaciadores entre las hojas individuales de membrana para asistir en el apoyo de la membrana y para ayudar a controlar la distribución del líquido.

Las columnas para procesos de membrana convencional y catión neutral se ensamblan en la misma forma que un filtro placa y marco. Las juntas corresponden a los marcos y las hojas de membrana a la placa. Las juntas son comúnmente de aproximadamente 1 mm de espesor y están fabricadas de polietileno, cloruro de polivinil plastificado, o un material plástico similar. Adicionalmente, para soportar la membrana la junta proporciona el sello periférico para los compartimentos individuales en el ensamble del sistema.

Los múltiples que se necesitan para distribuir los fluidos procesados a los compartimentos, están formados por patrones ingeniosos de tapetes agujereados y ranurados en las juntas, y algunas veces las membranas por sí mismas son las principales para ensamblar el sistema.

En el diseño de celda TNO, la junta periférica es una simple liga de hule. Los múltiples y los componentes de distribución de fluido están localizados dentro de la junta periférica de manera que se crea "flotación interna" en los múltiples que son independientes del sello de afuera. Este diseño más bien complejo trata de mejorar el sellado entre los compartimientos de diluido y concentrado.

Quizá uno de los problemas más serios del diseño de columnas multimembrana es asegurar la distribución uniforme del flujo a los varios compartimientos. En principio parecería que los empaques de precisión o juntas maquinadas de espesor uniforme podrían alinearse fácilmente para la confección del filtro de presión placa y marco para producir orificios tersos en el múltiple. Y si la caída de presión calculada a través de estos orificios fuera pequeña la simetría del diseño de celda se esperaría que produjera virtualmente gastos idénticos de celda a celda en un sistema de flujo en paralelo. En la práctica se usan materiales plásticos delgados y compresibles para obtener sellos hidráulicos satisfactorios.

Variaciones normales de calibración, y la flexibilidad de las membranas en sí mismas, producen circuitos hidráulicos con variación considerable. El parámetro de polarización de diseño desarrollado en el laboratorio para celdas sencillas debe ser, por tanto, significativamente degradado para sistemas plásticos de construcción de hoy en día.

b.- *Diseño de celda.* En el tipo de sistemas de diálisis de flujo forzado, el patrón de flujo dentro de cada compartimiento (entre dos membranas sucesivas cualquiera) se determina por la configuración del elemento espaciador usado entre las membranas. Frecuentemente se usan dos arreglos distintos de flujo. Uno es conocido como el diseño "curso tortuoso"; el otro hace uso del principio hoja-flujo.

En el equipo de electrodiálisis que utiliza el principio "curso tortuoso" el espaciador de membrana tiene una forma de serpiente, largo, el cual define el curso del fluido. El objetivo del diseño curso tortuoso es proporcionar un tiempo de residencia largo para la solución en cada celda a pesar de la alta velocidad lineal que es requerida para limitar efectos de polarización. Un espaciador de curso tortuoso de diseño reciente es mostrado en la fig. 2.10.

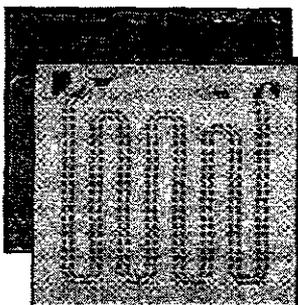


Figura 2.10.- Espaciador de curso tortuoso (Ionics, inc.)

En diseños de celda que emplean el principio hoja-flujo, el espaciador y la estructura de soporte son frecuentemente elementos independientes. Una junta periférica provee el sello externo y puede también incluir puertos de múltiple y ranuras para distribución de fluido en la celda, mientras las porciones activas de las superficies de la membrana son separadas por pantallas plásticas de varios diseños. La porción activa entera de la celda es, por lo tanto, un patrón de fluido sencillo, pero lo intrincado de las pantallas separadoras produce remolino del fluido que es necesario para evitar efectos de polarización. El uso de una pantalla como un componente separador también presenta canales de flujo entre la pantalla y la junta periférica. La naturaleza de la mayoría de las pantallas usadas hasta la fecha impide que se ajusten con precisión y por consiguiente, hacen del grado de canalización una variable desconocida. Mientras más ancha sea la celda, por supuesto, menos significativo será el efecto de esta canalización. Las juntas externas para este tipo de celda son también del orden de 1 mm de espesor y pueden ser hechas de hule o algún otro material plástico resistente.

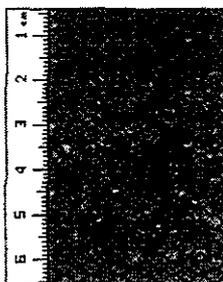


Figura 2.11.- Pantalla de malla plástica expandida PVC.

Las pantallas son aproximadamente del mismo espesor que las juntas externas y son hechas para permitir la compresión de las juntas externas durante el ensamble del sistema. Uno de los tipos más antiguos de materiales de pantalla usado fue una hoja de cloruro de polivinilo corrugada y perforada.

Otros tipos de pantallas que están en uso son producidas por corte y expansión de hojas de materiales plásticos, o son formados por estiramiento de fibras termoplásticas calientes a través de otra. Una pantalla típica de malla plástica expandida es mostrada en la fig.2.11. En las celdas usadas por la compañía Asahi Glass para el modelo de demostración de la planta de la Oficina de Aguas Salinas en Webster, Dakota del Sur, fueron usadas como separadores pantallas grandes, de malla con tejido diferente de patrones de fibra.

En celdas que usan el principio hoja-flujo, se incrementa la magnitud del problema de proveer la distribución de flujo uniforme a través del ancho de las celdas. Los diseños de pantalla en los cuales la resistencia al flujo a lo largo de patrones de desmineralización o longitud de la celda es mucho más grande que el flujo a través de la anchura de la celda proporcionará, en principio, distribución de flujo uniforme.

Sin embargo, diseños convencionales en los cuales los puertos de entrada y salida del múltiple están en los extremos de las celdas, comúnmente tienen los puertos de la corriente de diluido y concentrado en orden alternado; esto provoca la introducción de flujo no uniforme a las celdas e impone un trabajo más pesado sobre el funcionamiento de la pantalla. En un esfuerzo por superar este problema y utilizar la periferia de una columna para mayor ventaja, se han propuesto algunos diseños de flujo cruzado. En estas celdas, las corrientes de diluido y concentrado fluyen a ángulos rectos unos de otros y los múltiples para cada corriente son más aislados uno de otro.

c.- *Tamaño de la celda y columna.* En membranas de electrodiálisis convencional y neutral, las dimensiones de celda son limitadas sólo por la disponibilidad de tamaños apropiados de hojas de membrana y la factibilidad de manejo de junta y materiales de membrana. Las celdas de 0.66x2.13 m ( 26x84 in ) construidas por el Consejo Sudafricano para la Investigación Científica e Industrial son las más grandes reportadas hasta la fecha.

Así como el tamaño de las celdas de electrodiálisis está en parte limitado por conveniencia de manejo, el número de celdas en una columna está limitado principalmente por las consideraciones prácticas de ensamblaje y requerimientos de mantenimiento.

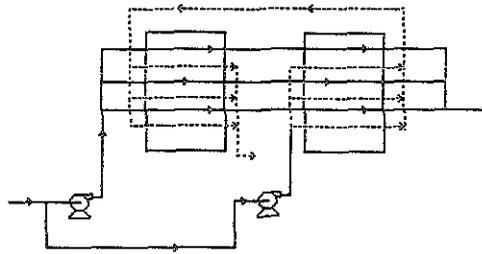
Dado que la falla de una membrana sencilla puede afectar seriamente el desempeño de la columna, el número de membranas en una columna está limitado por la vida y confiabilidad de las membranas y la frecuencia anticipada de otros requerimientos de servicio. Los requerimientos para las etapas, discutidos con ecuaciones de desempeño, también pueden hacer deseable, en algunos casos, tener varias columnas pequeñas de tamaño modular, en lugar de una sola grande. Ambos grupos, la TNO y la SACSIR, han atacado este problema usando varios pequeños subensambles o "paquetes" que contienen 50 pares de celdas (100 membranas), arreglando 10 de estos paquetes en serie con una abrazadera a presión. Un conjunto simple de electrodos puede usarse para el ensamblaje entero, o pueden usarse varios electrodos para proporcionar etapas eléctricas.

d.- *Etapas (interna y externa).* Dado que los gastos usados a través de las celdas de ambos diseños, el de curso tortuoso y la hoja-flujo, deben ser relativamente altos para prevenir la polarización excesiva, el grado de desmineralización conseguido en un paso simple es usualmente menor que el requerido para hacer la deseada agua producto. La manera más obvia de lograr desmineralización adicional, es pasar el agua producto a través de una segunda columna, como se muestra en la Figura 2.12. Esto da alguna flexibilidad en el tratamiento de varias corrientes.

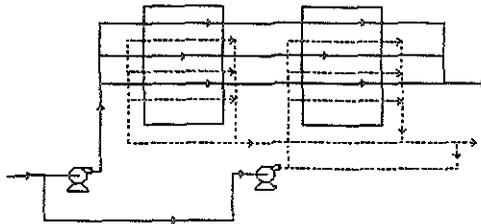
El flujo de concentrado de columna a columna puede ser o co-corriente o contracorriente con respecto al flujo de diluido, o el concentrado puede entrar a todas las columnas en paralelo.

Estas alternativas son independientes de las varias posibilidades para el manejo de flujo relativo de diluido y concentrado dentro de cada columna. Además, si las columnas sucesivas, teniendo el mismo flujo total no tienen el mismo número de pares de celdas, las velocidades promedio de la solución variarán. Esta característica puede usarse como ventaja para reducir los problemas de polarización aumentando la velocidad de la corriente de diluido conforme pasa a través del sistema.

La separación física completa de columnas no es esencial para conseguir las etapas. Dos o más grupos de celdas, cada una con su propio conjunto de electrodos, pueden estar contenidos dentro de la misma abrazadera de presión. Desde el punto de vista del proceso, estas etapas son independientes eléctricamente, y cuando varias están interconectadas para obtener grados sucesivos de desmineralización, la técnica se denomina "etapas externas". Por otro lado, si las celdas están conectadas de manera que el fluido que está siendo desmineralizado pase varias veces entre un conjunto simple de electrodos, esto es, la corriente se somete a la misma corriente más de una vez, la técnica es llamada etapas internas y es ilustrada en la fig. 2.13. Posteriormente se refinó esta técnica haciendo arreglos de grupos de celdas en serie - paralelo. De esta forma, puede lograrse una velocidad de polarización adecuada en cada grupo de celdas de acuerdo con el nivel de salinidad de cada etapa, aun cuando el nivel de corriente sea el mismo.



(a)



(b)

Figura 2.12.- Sistema de compartimiento múltiple de electrodialisis continuo.

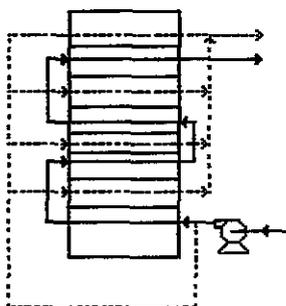


Figura 2.13.- Diseño de etapas internas.

## 2.11 Sistemas de desmineralización

### 2.11.1 Procesos continuos (multietapa y alimentación)

Como en la mayoría de las separaciones químicas, la desmineralización del agua por electrodiálisis puede lograrse usando ya sea operación continua u operación tipo batch. A diferencia de los procesos de desalación en los cuales hay un cambio de estado, las condiciones de temperatura ambiente y de baja presión para procesos de electrodiálisis hace factibles a ambos métodos: continuos y batch. Solamente sopesando los factores técnicos y económicos que rodean el estado del arte, puede seleccionarse el sistema más adecuado para una aplicación dada.

En su forma más simple, el proceso continuo consiste en una o más celdas a través de las cuales el agua a ser desmineralizada es pasada sólo una vez. El grado de desmineralización conseguido es una función simple del tiempo de residencia de la solución y de la corriente aplicada. Si el agua a ser tratada fuera de composición y temperatura constantes, y si las propiedades de la membrana y las condiciones de flujo de intracelda fueran similarmente invariables, el tipo multicolumna de proceso continuo sería la última opción para plantas a grande escala que utilicen electrodiálisis convencional.

Sin embargo en la práctica, los cambios en la composición del agua de alimentación y temperatura y cambios en las propiedades físicas y electroquímicas de la membrana, hacen buscar el control riguroso de los parámetros de operación para mantener el agua producto de calidad constante.

Otro proceso que puede clasificarse como continuo, porque lo es, de hecho da un producto continuo, es aquel denominado en los Estados Unidos como el proceso alimentación-sangrado (fig.2.14). La tasa de producción y la tasa de recirculación son independientes una de otra en esta clase de sistema.

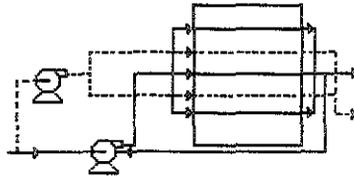


Figura 2.14.-Proceso de alimentación – sangrado.

La velocidad de la depolarización y la densidad de corriente pueden por lo tanto monitorearse separadamente a partir de la calidad del producto. La última en turno es independientemente variada por medio del control de la tasa de alimentación y sangrado. Es posible con este tipo de sistema producir agua para beber de alta calidad directamente del agua de mar, pero los requerimientos de energía son bastante altos. Por otro lado, varios circuitos de alimentación y sangrado pueden conectarse en serie cuando se manejan aguas de alimentación salinas.

Cada circuito operaría a un nivel de salinidad sucesivamente menor, pero el número total de dichos circuitos podría ser significativamente más pequeño que el número de etapas requeridas en un sistema de multietapas.

### 2.11.2 Procesos batch (con y sin reemplazo)

En un proceso de recirculación batch, se bombea un volumen fijo de agua de alimentación desde un tanque a través de una columna de membrana y de regreso a un depósito temporal hasta que se consigue el grado deseado de desmineralización.

El requerimiento de energía de dicho proceso depende grandemente de si el producto intermedio que deja la columna en cualquier tiempo dado se mezcla o no con el agua del depósito temporal.

En el sistema mostrado en la fig. 2.15, dos tanques sirven alternadamente como depósitos de alimentación y producto, y la columna hace la función de cada etapa sucesivamente en el equivalente de un proceso multicolumna.

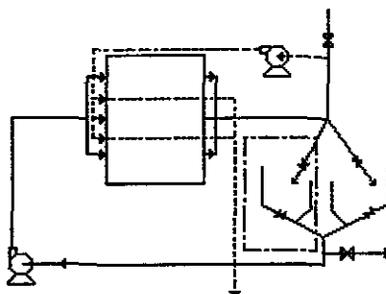


Figura 2.15.- Proceso multicolumna.

La complejidad superficial de tal arreglo está compensada por las ventajas prácticas de tener la tasa de recirculación independiente de la tasa de producción, y tener, en efecto, un infinito número de etapas disponibles para compensar las variables del proceso.

## CAPÍTULO 3

### PRINCIPIOS TEORICOS DE OSMOSIS INVERSA

#### 3. 1 Propiedades de las soluciones

Un sistema se define como cualquier porción específica del Universo que se selecciona para su estudio. Una solución se define como un sistema homogéneo de composición variable. El término homogéneo indica que el sistema no contiene límites físicos y que las propiedades intensivas son las mismas en todo él. Entendemos por propiedades intensivas las que son independientes de la cantidad de material, como la concentración, la densidad y la temperatura. Las propiedades extensivas tales como el peso, el volumen y el contenido de calor, dependen de la cantidad de material. La definición de una solución indica también que es una mezcla de componentes cuyas cantidades relativas pueden variar; no se trata de una sustancia pura con una composición definida y fija. Se utilizan comúnmente dos términos en el estudio de las soluciones: soluto y disolvente. La sustancia que está presente en mayor cantidad generalmente se dice que es el disolvente, y la sustancia presente en menor proporción es el soluto.

En este trabajo nos referiremos a soluciones líquidas, que son aquellas que se obtienen al disolver un gas, un líquido o un sólido en un líquido. Por ser agua el líquido, la solución se denomina solución acuosa

Las soluciones que contienen solutos no volátiles presentan cuatro propiedades que son:

- a) Descenso de la presión de vapor del disolvente
- b) Descenso del punto de congelación
- c) Aumento del punto de ebullición
- d) Presión osmótica

Estas propiedades se denominan coligativas. Dependen únicamente del número de partículas en solución y de ninguna manera de la naturaleza de las mismas.

El hecho de que sean coligativas nos impide referirnos solamente a la propiedad que nos interesa la presión osmótica. Pero es posible explicar brevemente a qué se refieren las otras propiedades.

Supóngase que se considera el siguiente experimento: dos vasos de precipitados, uno que contiene agua pura (vaso 1) y el otro conteniendo una solución de azúcar en agua (vaso 2), se colocan bajo una campana de vidrio, como se muestra en el Cuadro 3.1 Conforme transcurre el tiempo se observa que, el nivel de agua pura en el vaso 1 disminuye, mientras que la solución en el vaso 2 aumenta; existe una transferencia completa del agua del disolvente puro a la solución. Evidentemente, la tendencia a escapar o presión de vapor de  $H_2O$  proveniente del agua pura es mayor que la de la solución azúcar-agua.

Otra observación que respalda la idea de que la adición de un soluto disminuye la tendencia a escapar de las moléculas del disolvente es el descenso del punto de congelación. Por ejemplo, cuando se adiciona azúcar al agua, la solución no se congela a  $0\text{ }^\circ\text{C}$ , sino que necesariamente se tiene que enfriar por debajo de  $0\text{ }^\circ\text{C}$  para obtener hielo. La tendencia del  $H_2O$  a escapar de líquido a sólido disminuye por la presencia del soluto.

El descenso del punto de congelación y la reducción de la presión de vapor, al menos en soluciones diluidas, son directamente proporcionales a la concentración de las partículas del soluto.

La tercera propiedad coligativa es el aumento del punto de ebullición de las soluciones; éstas hierven a temperaturas más elevadas que las del solvente puro. La diferencia entre los puntos de ebullición de la solución y el solvente, para una presión constante establecida, se conoce como elevación del punto de ebullición.

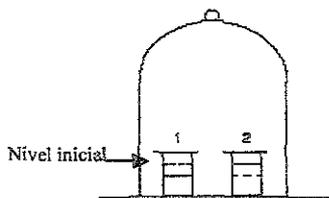


Figura 3.1 Prueba experimental de que la tendencia a escapar del  $H_2O$  es mayor en el agua pura (1) que en la solución acuosa de azúcar (2).

### 3. 2 Ósmosis y presión osmótica

La ósmosis es una propiedad coligativa importante de las soluciones, se relaciona con la presión de vapor del disolvente. En 1748, Abbé Nollet observó por vez primera este fenómeno en el que, cuando una solución de alcohol y agua estaba separada por una vejiga animal y se colocaba en agua pura, el agua atravesaba la vejiga para entrar a la solución de alcohol, pero el alcohol no podía pasar al agua. A este paso de un disolvente a través de una membrana, para unirse a una solución, se le llama ósmosis. El término ósmosis se deriva de la palabra griega osminis que significa "empujar". Las relaciones del agua con células y tejidos se basan, pues, en este fenómeno: la difusión hacia dentro y fuera de las células vivas. El movimiento del agua hacia dentro y fuera de las células está influido por la semipermeabilidad de la membrana celular, o sea, su capacidad para permitir el paso de ciertas moléculas, o bien, impedirse. Lo podemos ilustrar con el siguiente modelo: colocamos agua y una solución de azúcar al 10% separadas por una membrana semipermeable que permita el paso del agua, pero no el de las moléculas del azúcar. Este experimento se efectúa con una membrana semipermeable (permeable al agua pero considerablemente menos a las moléculas de azúcar) un embudo de separación, el cual se llena parcialmente con una solución de sacarosa; lo sumergimos en un vaso de precipitado con agua (Figura 3.2).

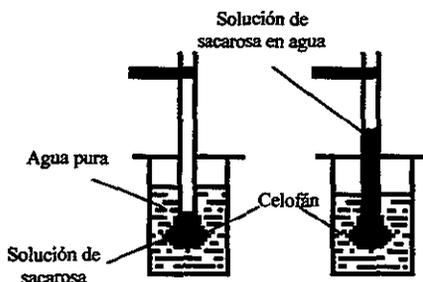


Figura 3.2. Modelo de sistema para demostrar la ósmosis y la presión osmótica.

Diversos materiales tales como el celofán, gelatina, colodión (nitrato de celulosa), o bien vejiga urinaria de cerdo, buche de gallina, etc., pueden servir para este objeto. Al cabo de unas horas el nivel del agua en el embudo aumenta significativamente, indicando el paso del agua de menor a mayor concentración, que es el fenómeno de ósmosis. El paso del agua a la solución de sacarosa provoca un aumento de presión en la solución.

Este incremento de la presión, que se suma a la presión de vapor de la solución, se conoce como presión osmótica (II). La observación de la ósmosis depende de la existencia de membranas semipermeables. Una "membrana" puede definirse como una fase que actúa como una barrera al flujo de especies moleculares o iónicas entre las fases que separa. La fase membrana es generalmente heterogénea. Esta fase puede ser un sólido seco, un gel empapado de disolvente, o un líquido inmovilizado. Para que la membrana actúe como un dispositivo útil de separación, debe transportar algunas moléculas más rápidamente que otras. Por lo tanto, debe tener alta permeabilidad para algunas especies y baja permeabilidad para otras; es decir, debe ser altamente permeoselectiva. Los mecanismos de transporte a través de una membrana varían desde la difusión molecular en sólidos que son semejantes a un líquido hasta el flujo viscoso y tortuoso a través de sólidos microporosos. La naturaleza de la membrana que se use para un experimento depende de la naturaleza del disolvente y el soluto. Entre las membranas semipermeables tenemos, además de las ya mencionadas para el experimento descrito, las de películas de precipitados orgánicos, como el ferrocianuro cúprico,  $\text{Cu}_2\text{Fe}_6(\text{CN})$ , preparada por contacto de una solución de una sal cúprica con una de ferrocianuro de potasio. La naturaleza de la membrana no tiene efecto sobre la presión osmótica que produzca una solución dada, siempre que la membrana sea verdaderamente semipermeable.

El componente de una solución para el cual la membrana es permeable, pasa del lado en que su concentración es mayor a aquel en que es menor. Así pues, incluso dos soluciones que contengan el mismo soluto y el mismo disolvente, pero que posean concentraciones diferentes, experimentarán una presión osmótica si se separan por medio de una membrana semipermeable. El disolvente pasará de la solución con menor concentración de soluto (concentración más alta de disolvente) a la solución con mayor concentración de soluto (menor concentración de disolvente).

Veamos ahora la presión osmótica que se desarrolla cuando una solución se separa del disolvente puro por medio de una membrana semipermeable. Examinemos el diagrama esquemático de un osmómetro, que se muestra en el Cuadro 1.3. Se trata de un instrumento que se emplea para medir la presión osmótica de una solución. Se usan tubos muy delgados, llamados capilares, para que sea posible registrar con exactitud los pequeños cambios en el nivel del líquido. Al principio del experimento, el nivel del líquido en el tubo capilar del lado de la solución es igual al nivel en el tubo capilar del lado del disolvente. Este último pasará a través de la membrana, por difusión, del lado donde su concentración es más alta al otro, donde es más pequeña.

Esto hace que el nivel del capilar descienda en el lado del disolvente y que aumente el nivel del lado de la solución. En el punto de equilibrio, los niveles del líquido en ambos tubos capilares alcanzan un valor constante. Por consiguiente, el resultado neto es que se obtiene una diferencia en los niveles de los capilares. Esta diferencia de niveles se debe a la presión osmótica y se mide con la fórmula usual para la presión hidrostática,

$$\Pi = H\rho g \quad \text{ec.1}$$

En donde H es la diferencia en los niveles de los capilares,  $\rho$  es la densidad de la solución y g la aceleración de la gravedad. Esta presión osmótica es una presión hidrostática que se opone a que el disolvente siga atravesando la membrana. Entonces se puede considerar a la presión osmótica como la presión que impide el flujo a través de la membrana.

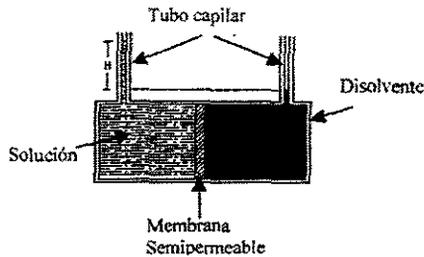


Figura 3.3 Diagrama esquemático del aparato que se utiliza para determinar la presión osmótica de una solución

Así, se podría hacer un osmómetro de tal modo que un pistón en la solución pudiera aplicarle a ésta presión, con el fin de evitar el flujo de agua del lado del disolvente. En esta forma, la presión que se ejerciera sobre el pistón en ese punto sería igual a la presión osmótica. Tales osmómetros son más difíciles de construir que los que permiten la medición de la diferencia de altura en los capilares, entre la solución y el disolvente.

A Abbé Nollet, descubridor de la ósmosis en 1748 le siguieron en la investigación Dutrochet (1827) y Vierordt (1848). Estos investigadores emplearon membranas animales, que no eran idealmente semipermeables. Pfeffer (1877) hizo los primeros ensayos osmóticos cuantitativos utilizando una membrana de ferrocianuro cúprico precipitado sobre los poros de una porcelana. Esta membrana fue la base de un gran número de ensayos precisos sobre la ósmosis a finales del siglo XIX y a principios del XX.

La serie de mediciones más extensa sobre presiones osmóticas de soluciones acuosas la realizaron Earl de Berkeley y Hartley (1906-1909) en Inglaterra y Frazer, Morse y sus colaboradores (1901-1923) en E.U. La Figura 3.4 presenta un diagrama esquemático del aparato usado por Berkeley y Hartley.

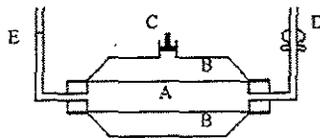


Figura 3.4 Aparato de presión osmótica de Berkeley y Hartley

“A” es un tubo poroso sobre cuya cara externa se ha depositado por una técnica especial una capa de ferrocianuro de cobre. Este tubo fue montado por medio de juntas a prueba de agua dentro de una camisa metálica B, que lleva un ajuste C con el cual se aplica presión. Por D se llena A con agua pura hasta una señal fija sobre el capilar E, y en B se coloca la solución problema, entonces se sumerge el aparato en un termostato. Como resultado de la ósmosis, el nivel del líquido tiende a descender en E. Al aplicar la presión por C el nivel en E se restablece y la presión que es necesario aplicar para lograr dicha restauración es una medida de la presión osmótica de la solución. Con este procedimiento se establece pronto el equilibrio y no varía la concentración de la solución. La tabla 3.1 presenta datos exactos de las presiones osmóticas de las soluciones de sacarosa en agua a diferentes temperaturas, según mediciones realizadas por Berkeley, Hartley y Morse, Frazer y colaboradores, y son muy características de las soluciones acuosas obtenidas con sustancias no electrolíticas.

Vamos a ilustrar los resultados obtenidos en experimentos de este tipo con datos de los experimentos clásicos de Pfeffer con soluciones acuosas de sacarosa. En la Tabla 3.2 se da la presión osmótica a 20 °C para diferentes concentraciones de solución y, en la Tabla 3.3 aparecen las presiones osmóticas para una solución sacarosa al uno por ciento, a diferentes temperaturas. Al observar la última columna de la Tabla 3.2, podemos ver que la razón  $\Pi/C$  es aproximadamente constante, a temperatura constante.

Tabla 3.1 Presiones osmóticas de las soluciones acuosas de la sacarosa.

M (Moles/1000gH <sub>2</sub> O)	Presión Osmótica				
	0°	20°	40°	60°	80°
0.1	2.46	2.59	2.66	2.72	
0.2	4.72	5.06	5.16	5.44	
0.3	7.09	7.61	7.84	8.14	
0.4	9.44	10.14	10.60	10.87	
0.5	11.90	12.75	13.36	13.67	
0.6	14.38	15.39	16.15	16.54	
0.7	16.89	18.13	18.93	19.40	
0.8	19.48	20.91	21.80	22.33	23.06
0.9	22.12	23.72	24.74	25.27	25.92
1.0	24.83	26.64	27.70	28.87	28.00

Tabla 3.2 Resultados obtenidos por Pfeffer de la presión osmótica de soluciones de sacarosa a 20 °C.

C (Moles/litro)	Presión Osmótica ( $\Pi$ )	$\Pi / C$
0.098	2.59	26.4
0.192	5.06	26.4
0.282	7.61	27.0
0.370	10.14	27.4
0.533	15.39	28.9
0.685	20.91	30.5
0.825	26.64	32.3

Tabla 3.3 Resultados obtenidos por Pfeffer de la presión osmótica de una solución al uno por ciento a temperaturas diversas.

T (°K)	Presión Osmótica ( $\Pi$ )	$\Pi / T$
280.0	505	1.80
286.9	525	1.83
295.2	548	1.85
305.2	544	1.79
209.2	567	1.83

Puesto que C está en moles por litros, si tomamos V como el volumen de la solución que contiene un mol de soluto, C se hace igual a  $1/V$ . Utilizando este valor para C, se tiene, para un mol de soluto, a temperatura constante,

$$\Pi V = \text{Constante} \quad ec.2$$

Además, la última columna en la Tabla 3.3, muestra que la razón  $\Pi/T$  es también constante, para una concentración constante de solución, o sea

$$\Pi = (\text{Constante})T \quad ec.3$$

Las ecuaciones (2) y (3) son análogas, respectivamente, a las leyes de Boyle y Henry para los gases, excepción hecha de que la presión osmótica  $\Pi$  sustituye la presión de gas:

**Ley de Boyle.** A temperatura y masa constantes el producto de la presión por el volumen del gas es una cantidad también constante.

$$pV = \text{constante}^1.$$

**Ley de Henry.** A temperatura constante, la solubilidad de un gas en un líquido es directamente proporcional a la presión del gas sobre el líquido:

$$p = KN^2$$

Estos resultados condujeron a Van 't Hoff, en 1885, a la conclusión de que había un enlace definido entre las propiedades de las soluciones y la de los gases. Llevando este razonamiento a su conclusión natural, combinó las ecuaciones (2) y (3) y obtuvo

$$\Pi V = n_2 RT \quad \text{ec.4}$$

En donde  $\Pi$  es la presión osmótica a la temperatura  $T$ , de una solución que contiene  $n_2$  moles de soluto en  $V$  litros de solución, y  $R$  es una constante. Al sustituir  $\Pi$ ,  $V$ ,  $T$  por los valores experimentales, se descubrió que el valor de  $R$  era muy cercano al de la constante de gas. En la tabla 3.2 se puede observar que la relación  $\Pi/C$  se aparta mucho de los valores constantes, a medida que la solución se hace más concentrada.

Así, la ecuación (4), que se conoce como la ecuación de Van't Hoff, sólo es válida para soluciones diluidas. Entonces, dicha ecuación de Van't Hoff, describe las relaciones entre  $\Pi$ ,  $V$  y  $T$  para una solución diluida o ideal, del mismo modo que  $PV = n RT$  describe las propiedades de un gas ideal. Así como la idealidad para un gas significa que las moléculas están tan alejadas unas de otras que no interactúan, igual ocurre con una solución diluida. Las moléculas de soluto, en una solución diluida, están tan alejadas entre sí que las interacciones soluto-soluto son desdeñables. Puesto que  $C = n_2/V$ , obtenemos, según la ecuación (4).

$$\Pi = CRT \quad \text{ec.5}$$

<sup>1</sup>  $P$  presión parcial del gas;  $V$ , volumen.

<sup>2</sup>  $P$  presión parcial del gas;  $N$  = concentración;  $K$  = constante de la ley de Henry.

Como mencionamos anteriormente, se considera que  $R$  es igual a la constante del gas.

Las ecuaciones (4) y (5) demuestran que  $\Pi$  sólo depende de la concentración del soluto ( $n_2/V$ ) y no de su naturaleza química a cualquier temperatura definida. Así pues, la presión osmótica es otra propiedad coligativa y, por ende, debe depender de la reducción de la presión de vapor del disolvente en la solución, lo mismo que la elevación del punto de ebullición y el descenso del de congelación. Esta dependencia se puede indicar por medio del razonamiento siguiente. La presencia de moléculas del soluto hace que se reduzca efectivamente el número de moléculas del disolvente presentes en la solución y un disolvente se separan por medio de una membrana permeable, la mayor tendencia de escape de la molécula de disolvente en el disolvente puro, hará que las moléculas del disolvente fluyan del disolvente puro a la solución. Este proceso continúa hasta que las tendencias de escape de las moléculas del disolvente en el disolvente puro sean iguales a las de la solución. En este punto, los índices de flujo de las moléculas de disolvente a través de la membrana, en ambas direcciones, son iguales, o sea que se establece un equilibrio dinámico. En realidad, este proceso es análogo al flujo espontáneo de agua de un potencial gravitacional alto a otro bajo; sin embargo, en el caso de la ósmosis, el flujo espontáneo de disolvente se debe al mayor potencial químico del disolvente en el líquido puro, es decir, la energía potencial química de las moléculas de disolvente en el disolvente puro es mayor que en la solución. Por tanto, habrá moléculas de disolvente que fluirán hacia la solución, tratando de igualar esta diferencia de energía química potencial. Así pues, la ósmosis es simplemente un ejemplo de la tendencia natural de los sistemas a pasar en forma más espontánea a un sistema de menor energía. Puesto que  $n_2 = g_2/M_2$ , la ecuación (4) se puede escribir así

$$\Pi = \frac{g_2}{V} RT$$

o bien

$$RT \left( \frac{g_2}{V} \right) = \Pi \quad ec.7$$

En donde  $g_2$  es el número de gramos de soluto en la solución y  $M_2$  es el peso molecular del soluto. Así, si se miden las presiones osmóticas de soluciones ideales a concentraciones diferentes de un soluto dado, a una temperatura constante, podemos utilizar esta forma de la ecuación de Van't Hoff (7), para determinar el peso molecular del soluto, como se ilustra en el Cuadro 3.5. Las desviaciones de esta línea recta horizontal indican que nos ocupamos de soluciones no ideales (por lo común, los compuestos de peso molecular elevado forman soluciones no ideales). Sin embargo, se puede demostrar que en el límite de la concentración cero de soluto, la ecuación ideal de Van't Hoff se podría aplicar a una solución no ideal y sería posible obtener un peso molecular válido.

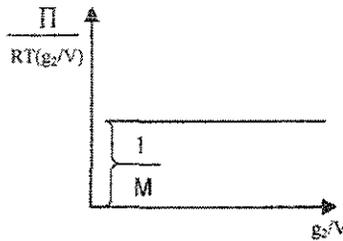


Figura 3.5 Determinación del peso Molecular de un soluto dado, cuando Forma una solución ideal, por medio de la ecuación de Van't Hoff.

### 3.3 Osmosis inversa

Hemos visto que el flujo espontáneo de un disolvente desde una solución diluida a una solución concentrada a través de una membrana semipermeable ideal, que impide el paso del soluto pero deja pasar el disolvente, puede reducirse si aplicamos una presión en el lado de la membrana. También hemos visto que el equilibrio se alcanza para una cierta presión llamada presión osmótica, y entonces, la cantidad de disolvente que pasa en ambas direcciones es la misma. Pues bien, si la presión en el lado de la solución se incrementa por encima de la presión osmótica, la dirección del flujo se invierte. Entonces el disolvente puro pasará desde la solución hacia el disolvente. Este fenómeno constituye la base de la ósmosis inversa aplicada en el tratamiento del agua y agua residual. La energía útil por unidad de volumen suministrada a este proceso lo es en forma de presión que es superior a la presión osmótica de equilibrio. Figura 3.6.

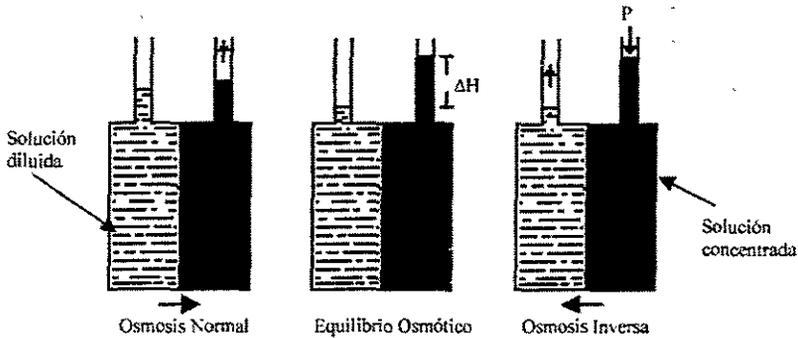


Figura 3.6 Ósmosis Directa e Inversa

La *OSMOSIS INVERSA* es de alguna forma similar a la filtración; ambos procesos implican la separación de un líquido a partir de una mezcla que se hace pasar a través de un dispositivo que retiene los otros componentes. A este proceso se le ha denominado también hiperfiltración. Existen, sin embargo, tres diferencias importantes. En primer lugar, la presión osmótica, que es muy pequeña en la filtración ordinaria, juega un papel muy importante en la ósmosis inversa. En segundo lugar, en la ósmosis inversa no es posible obtener tortas filtrantes con bajo contenido de humedad, ya que la presión osmótica de la solución aumenta con la separación del disolvente. Finalmente, los filtros separan mezclas basándose principalmente en el tamaño, mientras que la semipermeabilidad de las membranas de ósmosis inversa para desalinización dependen también de otros factores.

Reid y Breton llevaron a cabo experimentos sobre la ósmosis inversa indicando que diferentes materiales que pueden formar películas exhibían semipermeabilidad a las sales presentes en las aguas salobres y de mar. Sin embargo, basándose en la velocidad de producción de agua, el acetato de celulosa resultó ser el material más adecuado. Posteriormente, Loeb (1962) desarrolló una técnica de preparación de películas para una membrana de acetato de celulosa modificado, con la cual se incrementó extraordinariamente el flujo de agua por unidad de superficie manteniéndose un rechazo de sal excelente. Esto constituyó un gran avance tecnológico que condujo al desarrollo de la desalinización práctica con ósmosis inversa. Hoy en día existen una gran variedad de sistemas de ósmosis inversa en operación que trabajan con membranas producidas por el proceso Loeb.

Otra manera de ver la ósmosis inversa es como un purificador de agua y, al mismo tiempo, un concentrador de sales. La ósmosis siempre divide el agua de alimentación en dos caudales: el producto, con baja concentración de sales y el rechazo, con alta concentración de sales. Normalmente la concentración de sales del rechazo es varias veces la concentración del agua original. La ósmosis puede entonces ilustrarse como muestra la Figura 3.7.

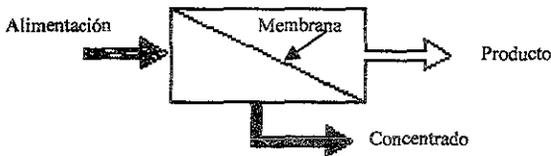


Figura 3.7 Osmosis Inversa

Con el fin de lograr buena productividad a través de la membrana, la presión de trabajo debe ser superior a la presión osmótica; ésta, como ya hemos indicado aumenta en proporción directa del número de iones o moléculas, o sea, es función del número de partículas en solución que tenga el agua que va tratarse. Por ejemplo, un agua salobre típica de un pozo del norte de México que contiene 1 500 mg/l de sólidos disueltos, tiene una presión osmótica de 15 psi. El agua de mar con 36 000 mg/l de sólidos disueltos tiene una presión osmótica de unos 390 psi. Las primeras membranas que se desarrollaron hace 20 años requerían una presión de trabajo de 1 500 psi por encima de la presión osmótica para obtener flujos adecuados. Así, las primeras plantas experimentales para desalar agua de mar operaban a unas 1900 psi de presión. Entonces, la productividad de una planta de ósmosis inversa es proporcional a la presión neta; ésta es igual a la presión de trabajo menos la presión osmótica. Si se dobla la presión neta se dobla la productividad siempre que no se exceda los límites de operación.

### 3.4 Difusión de agua y soluto

La termodinámica aplicada a los procesos irreversibles nos permite describir mediante un modelo matemático el flujo a través de una membrana. Es un procedimiento debido a Kedem (1958) y Katchalsky (1967) en el que la membrana se considera como una "caja negra" y se analiza la variación de entropía<sup>3</sup>. La producción entrópica es la fuerza impulsora para el transporte a través de la membrana. En términos generales, el flujo por unidad de área de membrana del componente a través de la membrana viene dado por:

$$F_i^{\circ} = L_{ii}^{\circ} \phi(AG_i) + \sum_j L_{ij}^{\circ} \phi(AG_j) \quad ec.8$$

$\sum_j L_{ij}^{\circ} \phi(AG_j)$  Representa el flujo acoplado del componente en función de la fuerza impulsora (diferencia de energía libre) de otros componentes y sus coeficientes fenomenológicos respectivos de flujo por unidad de superficie.

Existen dos restricciones sobre los coeficientes,  $L_{ij}^{\circ}$  y  $L_{ji}^{\circ}$ . En primer lugar, las relaciones recíprocas de Onsager requieren que  $L_{ij}^{\circ} = L_{ji}^{\circ}$ ; esto es, resulta lo mismo referirse al flujo por unidad de superficie del componente  $i$  relacionado con la fuerza que se ejerce sobre  $j$ , que la inversa. En segundo lugar, la termodinámica exige que  $L_{ii}^{\circ} - (L_{ij}^{\circ})^2 \geq 0$ .

La identificación de los flujos acoplados constituye la principal ventaja de este método. Por ejemplo, el flujo de agua a través de una membrana de ósmosis inversa da lugar a la creación de una carga eléctrica (potencial subcrítico); el flujo de la corriente eléctrica en la electrodiálisis da lugar a un flujo de agua (electroósmosis).

Si no existen fuerzas exteriores sobre el componente de una solución, y no existe acoplamiento de flujos (o sea todos los  $L_{ij}^{\circ} = 0$ ), la ecuación (8) se simplifica en una ecuación de difusión que contiene términos de fuerzas impulsoras de presión y concentración. En 1966 Merten indicó que el término del gradiente de presión es importante para el flujo del disolvente y el término del gradiente de concentración determina principalmente el flujo del soluto.

<sup>3</sup> La entropía es una clase de manifestación interna de la energía la cual se puede visualizar en varias formas: por ejemplo, la entropía es frecuentemente definida como el grado de orden o de organización en un sistema.

A partir del modelo de difusión para solución homogénea, el flujo de permeado (en este caso, agua) por unidad de superficie,  $F_w^\circ$ , a través de una membrana semipermeable de espesor,  $s_m$  viene dado por

$$F_w^\circ = \frac{D_{iw}^\circ w C_w V_w}{RT \delta_m} \quad ec.9$$

donde:

- $D_{iw}^\circ$ , coeficiente de difusión efectivo del agua en la membrana
- $C_w$ , concentración del agua
- $V_m$ , volumen molar del agua

Son independientes de la presión, lo cual es razonable hasta una presión de 140 atm.

En consecuencia, el gasto de agua por área unitaria de membrana es proporcional a la presión impulsora ( $\Delta p$  a través de la membrana menos  $\Delta \Pi$ , la diferencia en presión osmótica). El coeficiente  $(D_i^\circ, m C_w V_m) / RT \delta_m$ , indica que el flujo de agua por unidad de superficie es inversamente proporcional al espesor de la membrana. Podemos incluir todos estos términos en un coeficiente de permeación al agua,  $W_p$ , y la ecuación (9) se reduce a

$$F_w^\circ = W_p (\Delta P - \Delta \Pi^\circ) \quad ec.10$$

Clark y colaboradores (1962) indicaron que si el flujo por unidad de superficie de membrana sigue el modelo de difusión, la fuerza impulsora se debe casi exclusivamente al gradiente de concentración a través de la membrana.

$$F_i^\circ = D_i^\circ \frac{dC_m}{dx} = D_i^\circ \frac{\Delta C_m}{\delta_m} \quad ec.11$$

En donde  $C_{im}$  es la concentración de especies  $i$  dentro de la membrana y  $C_{im}$  se toma a través del espesor,  $\delta_m$  de la membrana. La ecuación (11) puede escribirse en función de las concentraciones de las soluciones,  $C_i$ , en cada lado de la membrana mediante la incorporación de un coeficiente de distribución,  $K_d$ , el cual es generalmente constante dentro del rango de interés para las membranas de acetato de celulosa según investigaciones de Lonsdale y colaboradores (1965):

$$F_i^\circ = D_i^\circ K_d \frac{\Delta C_i}{\delta_m} = K_p \Delta C_i \quad \text{ec.12}$$

En donde  $K_p$  es el coeficiente de permeabilidad para las especies  $i$ .

El coeficiente  $K_p$  es el coeficiente de permeación para el agua y el coeficiente de permeabilidad de soluto,  $W_p$  y  $K_p$ , respectivamente, dependen del tipo de membrana y método de fabricación.

Al comparar las ecuaciones (10) y (12) podemos ver que el flujo de agua por unidad de superficie, depende solamente de la concentración. Por tanto, al aumentar la presión del agua de alimentación, el flujo de agua a través de la membrana aumentará y el flujo de soluto permanecerá esencialmente constante. En consecuencia, la cantidad y calidad (bajo contenido en sólidos disueltos) del agua purificada aumenta al aumentar la presión neta.

La calidad del agua producto, de acuerdo con estas ecuaciones, disminuye al aumentar la concentración del soluto en el agua de alimentación, manteniendo la presión aplicada constante. El incremento de la presión osmótica de la alimentación produce este efecto. Así, cuando más agua separemos de la alimentación, la concentración del soluto será mayor y el flujo de agua por unidad de superficie descenderá rápidamente. Si la fracción de la alimentación que se transforma en agua producto o "recuperación de agua" es alta, aumenta también la cantidad de soluto presente en el agua producto, puesto que las concentraciones de alimentación son más altas.

El rechazo de "soluto" en la ósmosis inversa  $R_i$ , que ya hemos mencionado en la sección anterior, se define matemáticamente como el coeficiente entre la diferencia de concentraciones a través de la membrana, y la concentración de la masa principal en el lado de la salmuera.

$$R_i^\circ = \frac{C_{ic} - C_{ip}}{C_{ic}} \quad \text{ec.13}$$

En donde  $C_c$  es la concentración de las especies  $i$  en la corriente de concentrado y  $C_p$  es la concentración de  $i$  en el permeado o producto. El rechazo está relacionado con los coeficientes de permeabilidad del soluto de agua, por la expresión siguiente

$$\frac{1-R_i^\circ}{R_i^\circ} = \frac{K_p C_{wp}}{W_p (\Delta P - \Delta \Pi^\circ)} \quad \text{ec.14}$$

o

$$R_i^\circ = \left[ 1 + \frac{K_p C_{wp}}{W_p (\Delta P - \Delta \Pi^\circ)} \right] \quad \text{ec.15}$$

En donde  $C_{wp}$  es la concentración de agua en el producto.

### 3.5 Procesos de membrana y módulos

El sistema físico donde se lleva a cabo el proceso de ósmosis inversa se denomina módulo, dentro de este se encuentra empacada la membrana. Existen cuatro arreglos principales de módulos de ósmosis inversa que cumplen con la descripción proporcionada anteriormente en el modelo básico.

1. Módulo conformado por placas
2. Módulo enrollamiento en espiral con perforaciones
3. Módulo de fibras huecas de forma capilar
4. Módulo de fibras huecas tubular.

#### 3.5.1. Modulo conformado por placas

Consiste en un recipiente dentro del cual se colocan placas una tras otra, las placas son huecas en su interior y se encuentran interconectadas a una salida común. Estas placas están atravesadas por túneles constituidos por membranas semipermeables.

La solución de alimentación se pone en contacto con la primera placa, por los túneles se transportan las moléculas de soluto y disolvente, entre más placas colocadas en serie existan más se enriquecerá la corriente en sales y la separación será más eficiente.

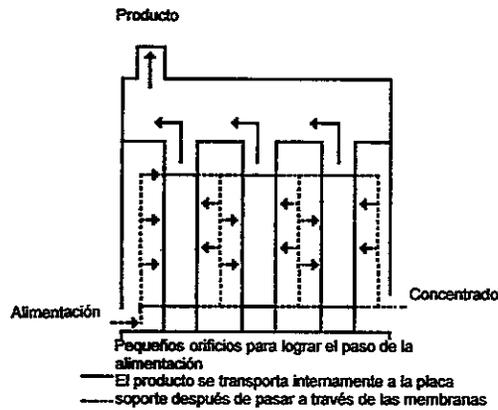


Figura 3.10 Módulo de placas

### 3.5.2. Módulo enrollamiento en espiral con perforaciones

Este arreglo consta de un tubo colector con pequeñas perforaciones contenido dentro del módulo, alrededor del tubo son enrolladas dos membranas intercaladas con sus espaciadores. La solución de alimentación se hace pasar por este módulo, el disolvente pasa a través de la membrana y se introduce por las perforaciones al tubo colector para que este nos proporcione la corriente de producto final. El soluto es rechazado por la membrana y la corriente que sale del módulo recibe el nombre de concentrado, como se muestra en la Figura 3.11.

Las membranas y sus espaciadores son enrollados en espiral y empacados a presión. Módulos convencionales en espiral tienen diámetros de 10.2 o de 20.4 centímetros ( 4 u 8 in ), 101.6 centímetros ( 40 in ) de largo y contiene entre 7.4 o 27.9 metros cuadrados ( 80 o 300 ft<sup>2</sup> ) de área de membrana de contacto.

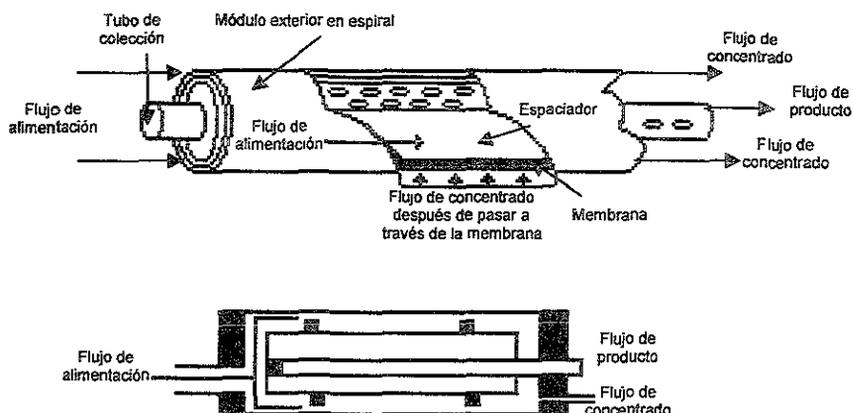


Figura 3.11. Módulo en espiral

### 3.5.3. Módulo de fibras huecas capilares

Este arreglo consta de un conjunto de fibras huecas capilares instaladas dentro del módulo que es capaz de soportar alta presión.

La solución se alimenta presurizada al módulo por el lado del envoltorio, se fuerza el paso del disolvente al interior de los capilares para su recolección en un extremo del módulo, el soluto rechazado (concentrado) sale por el envoltorio.

### 3.5.4. Módulo de fibras huecas tubulares:

Cumple con el esquema del módulo de fibras huecas capilares. Los módulos de fibras huecas capilares o enrollamientos en espiral con perforaciones son más comúnmente utilizados que los módulos de placas, debido a que estas configuraciones maximizan el área por unidad de volumen del módulo.

En muchas aplicaciones las necesidades de controlar la concentración y el desgaste de la membrana, pueden indicar el uso de una configuración de placas que tienen mayor precisión en el control externo de la dinámica de la fase fluida.

### 3.6 Aparatos de ósmosis inversa

Las membranas como ya hemos visto son empacadas en módulos, en los cuales se controla la velocidad de la corriente de alimentación, presión y grado de turbulencia para reducir la concentración de polarización (enriquecimiento de sales e impurezas), ver figura 3.12.

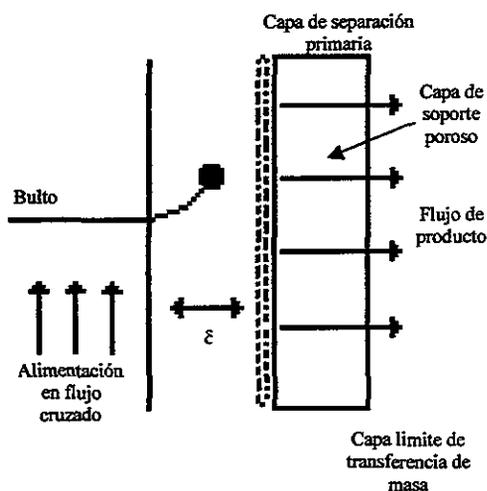


Figura 3.12. Concentración de polarización

**El sistema completo consiste en:**

- Una bomba para elevar la presión de la corriente de alimentación de agua hasta las condiciones de operación ( 150 a 400 Psi).
- Un módulo de membrana en un recipiente a presión.
- Válvula de estrangulación (regulador de mariposa) en la corriente del concentrado para controlar la recuperación.
- Filtro de cartucho (5 a 10 m) para proteger la bomba y el módulo del material particulado.

La solución se alimenta al sistema a través de una válvula de cierre, se introduce al filtro Cartridge y posteriormente a la bomba de alta presión. La caída de presión a través del filtro sirve para indicar la necesidad del cambio de los cartuchos. Se colocan manómetros indicadores antes y después del filtro para registrar los cambios de presión.

La presión de la solución alimentada es controlada por una válvula en la descarga de la bomba. Con el propósito de proteger los componentes del sistema se instalan interruptores para condiciones de baja presión, alta presión y alta temperatura.

La relación de flujo de agua purificada (producto) con respecto a la de alimentación es denominada recuperación.

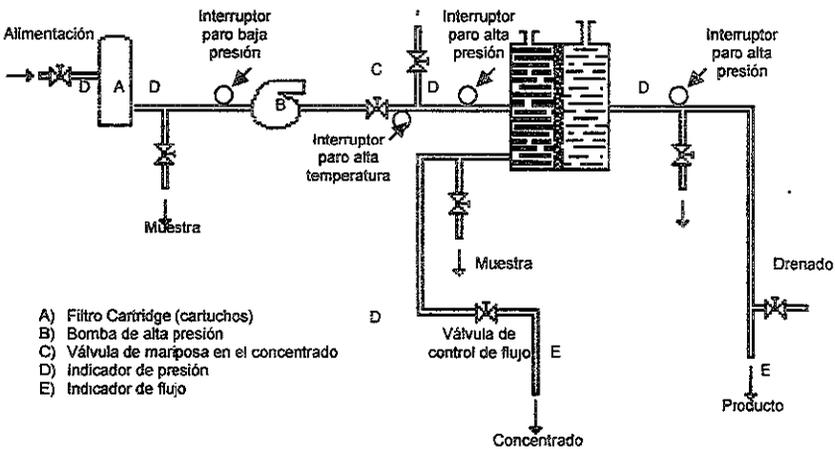


Figura 3.13.- Sistema de ósmosis inversa

En la tabla 3.4 podemos ver las ventajas y desventajas de los módulos empleados en la ósmosis inversa.

### Configuración en paralelo.

La necesidad de obtener una corriente de producto con el menor contenido de soluto posible ha propiciado la instalación de nuevas configuraciones, como lo es el sistema en paralelo.

El sistema o configuración en paralelo permite la conexión de las corrientes de producto y concentrado de diversas formas.

Existen tres tipos de sistemas en paralelo:

- a) Sistema de un solo paso (paralelo)
- b) Sistema de un sólo paso (concentrado procesado)
- c) Sistema de dos pasos (recirculación)

Tabla 3.4.- Ventajas y desventajas de los tipos de módulos de membrana

Tipo de Módulo	Ventajas	Desventajas
Módulo conformado por placas	*Fáciles de limpiar y en la reposición de membranas	*El área de membrana por unidad de volumen de módulo es baja. *Problema en aplicaciones de altas presiones donde los costos son altos.
Módulo en espiral con pequeñas perforaciones	*Módulo de fácil hidrodinámico, cambiando el grosor del espaciador en la alimentación se puede superar la concentración de polarización y sus efectos desgastantes sobre la membrana	*la relación de área por unidad de volumen de módulo no es muy alta. *para presiones altas puede incrementarse el costo debido al desarrollo de envoltentes de presión extra alta. *Desviaciones de la alimentación pueden ocurrir debido a la falta de uniformidad en el enrollado del módulo espiral.
Módulo de fibras huecas, capilares y tubulares. a) Módulo de alimentación perforada b) Módulo de alimentación por envoltente	*elimina desviaciones cuando se utiliza el módulo de alimentación perforada. *el área por unidad de volumen es enorme.	*la formación de la membrana es más compleja. *para evitar incrementos de presión excesivos en los huecos del modo de alimentación perforada, se requieren fibras de diámetros grandes en muchos casos. *las desviaciones de la alimentación en el modo de alimentación por el envoltente se deben a la uniformidad en el empaquetado de las fibras.

### 1.- Sistema de un sólo paso (paralelo)

es el sistema más sencillo en donde la solución presurizada se divide para ser alimentada a tres módulos de ósmosis inversa, de los módulos obtenemos tres corrientes producto y tres de concentrado.

Con el propósito de mantener el flujo de concentrado a un nivel bajo para cada módulo Ø, este arreglo es comúnmente aplicable sólo en sistemas que operen a un máximo del 50% de recuperación global.

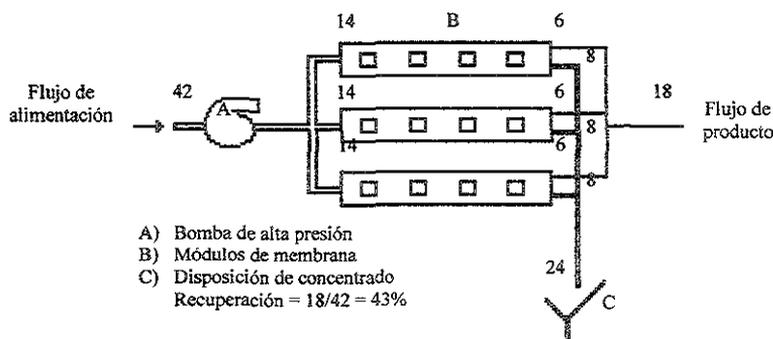


Figura 3.14. Configuración de un sistema de un sólo paso

### 2.- Sistema de un sólo paso (concentrado procesado)

Este arreglo se esquematiza por tres módulos, la alimentación presurizada se divide en dos corrientes al primer par de módulos. La corriente de concentrado que se obtiene de ambos módulos se mezcla y conforma la alimentación del siguiente módulo. Todas las corrientes de producto se transportan a procesos de postratamiento.

Cuando se necesite una conversión mayor al 50%, se utiliza el sistema de un solo paso, o sistema en que el concentrado procesado dentro de los primeros módulos sirve como alimentación a otro módulo. Utilizando este sistema la conversión total será mayor que la obtenida con etapas individuales.

Por lo general, dos etapas son suficientes para recuperaciones entre 70 y 75%; con tres etapas se puede alcanzar arriba del 90%.

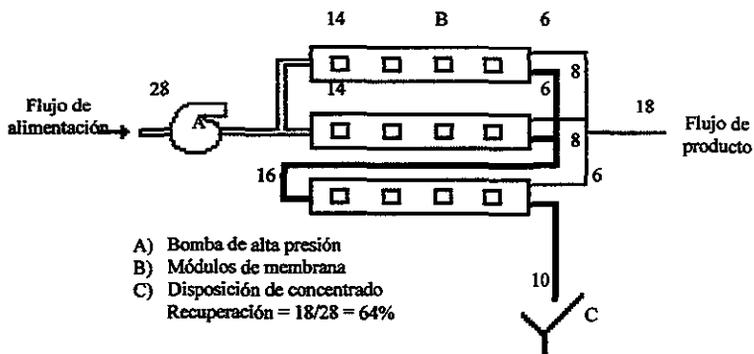


Figura 3.15. Sistema de concentrado procesado

### 3.- Sistema de dos pasos (recirculación)

Este arreglo se esquematiza con tres módulos, la solución de alimentación presurizada se introduce a un primer módulo de ósmosis inversa para que se obtengan sus corrientes de producto y concentrado. La corriente de concentrado del primer módulo sirve como alimentación del segundo módulo, del segundo módulo se obtienen sus corrientes de concentrado y producto; el producto se mezcla con el producto procedente del primer módulo para conformar la alimentación del tercer módulo, y el concentrado procedente del segundo módulo va al drenaje. El producto del tercer módulo es de alta calidad y se envía al postratamiento, mientras que el concentrado procedente del tercer módulo se circula al proceso.

En el caso que se desee una repulsión elevada de sales, se utilizará un sistema de dos pasos, y recirculación del segundo concentrado obtenido. El producto de un primer paso es alimentado a través del sistema, como por ejemplo, si cada paso proporcionará un 90% de repulsión de sales, los dos pasos en su conjunto proporcionarán un 99% de repulsión de sales.

Para reducir el consumo de agua por la unidad de dos pasos, cada paso puede ser degradación por etapa.

También, debido a que el concentrado de la segunda etapa es ligeramente más concentrado como producto del primer paso es de mayor calidad que el agua de mar de alimentación, se puede recircular y combinar con el agua de alimentación. El diseño mostrado en el diagrama de proceso no representa una bomba entre los dos pasos, lo cual asegura la limpieza completa después del primer paso.

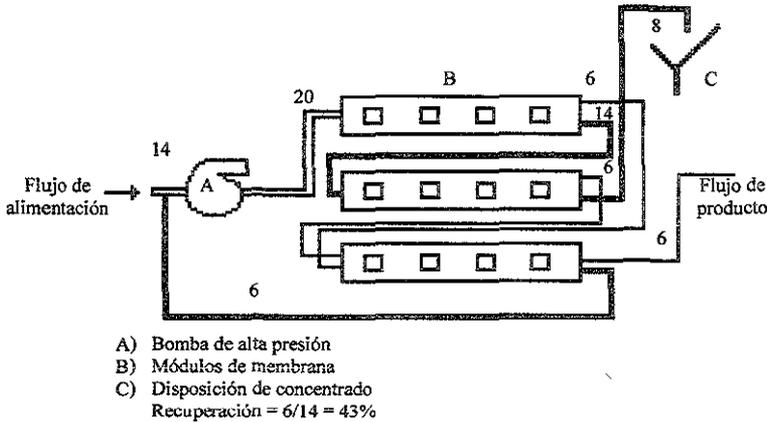


Figura 3.16. Sistema de recirculación

### Membranas de ósmosis inversa

Existen avances continuos con respecto a la producción de ósmosis inversa de flujos elevados, rechazo eficiente de sales, excelente resistencia química al pH y agentes oxidantes. Inicialmente, fueron utilizadas las membranas de acetato de celulosa; dichas membranas asimétricas, de composición química uniforme, tienen una muy estrecha capa superficial de rechazo de sales.

Las caras superficiales para la corriente de alimentación tienen poros muy pequeños con una profundidad de 1,000 a 2,000 angstroms. El rechazo de sólidos disueltos es función del tamaño del poro, sucede en la superficie y es independiente del espesor de la membrana. Sin embargo, el flujo de agua al que se le permite pasar está inversamente relacionado con el espesor de la capa superficial. La porción de la membrana debajo de la estrecha capa superficial sirve principalmente como soporte físico y ofrece ligera resistencia al flujo de permeato.

Imitando la estructura básica de esta membrana asimétrica, una versión mixta ha sido producida; una capa delgada de un polímero elegido se impregna encima de la superficie del poro (sustrato preformado) usualmente un ultrafiltro de polisulfona. Estas membranas difieren de las originales, cuya composición es homogénea y estas membranas compuestas combinan en la capa superficial de una sustancia con el soporte de membrana de otra. La capa superficial actúa como una membrana repulsora, y el sustrato poroso como el soporte físico.

Las ventajas de la elaboración de membranas compuestas son de dos clases; la impregnación puede ser realizada de materiales que tengan una resistencia química superior y el espesor de la capa soporte puede ser controlado para reducir la resistencia hidráulica, por lo tanto incrementa el flujo.

#### **Clasificación de las membranas de ósmosis inversa:**

Las membranas de ósmosis inversa se clasifican como celulósicas o no celulósicas.

1.- Las membranas celulósicas son muy consideradas comercialmente en la ósmosis inversa y son muy aceptadas, dentro de estas se incluye el acetato de celulosa, triacetato de celulosa o una combinación de ambos.

#### **Materiales de membrana**

Las membranas pueden clasificarse como:

- a) Celulósicas
- b) Poliméricas
- c) Inorgánicas

#### **1.- Membranas celulósicas**

Han sido empleadas comercialmente demostrando buenos resultados, generalmente se ha utilizado el acetato de celulosa, triacetato de celulosa o una combinación de ambas. La razón de flujo a través de la membrana es bastante lenta, del orden de los 400 mm/día. Esto se expresa en la literatura americana como 37.85 litros / día / 0.3048 m. De allí que se requieran grandes áreas de membrana.

Las principales ventajas que las caracterizan son sus resistencias y su bajo costo. Las mayores desventajas son su sensibilidad ante la presencia del Cl (el riesgo de daños se incrementa con la exposición a cantidades mayores a 1.0 ppm de cloro) y su uso es restringido a rangos limitados de pH.

La membrana de acetato de celulosa modificado, tiene una estructura asimétrica que consiste en un revestimiento denso y delgado sobre un soporte poroso. Una membrana típica tiene aproximadamente 100  $\mu$  de espesor y un revestimiento superficial de 0.2  $\mu$ , el cual constituye la superficie de rechazo. El resto de la película es esponjosa y porosa y contiene aproximadamente dos tercios de agua en peso.

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

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

## **2.- Membranas poliméricas**

Las membranas no celulosicas están compuestas de una variedad de polímeros sintéticos, ejemplos de nuevos materiales de la familia polimérica son las poliamidas, que comercialmente se utilizan en las separaciones alcohol / agua.

Las principales ventajas que las caracterizan son su capacidad de manejo de flujo y que son menos sensibles al pH y los agentes oxidantes, pero su costo es elevado.

## **3.- Membranas inorgánicas**

Son de reciente desarrollo, y son más apreciadas por su facilidad para manejar fluidos corrosivos en la operación a altas presiones.

La desventaja es su limitada resistencia térmica (temperaturas no mayores de los 200 °C).

En la tabla 3.5 se muestran los materiales representativos de las membranas y sus aplicaciones.

Tabla 3.5 Materiales que conforman las membranas

Material de membrana	Aplicaciones	Procesos de membrana
Acetato de celulosa	Desalación de agua de mar	Microfiltración, Ultrafiltración
Poliamida	Producción de hidrógeno del aire	Ultrafiltración, Osmosis Inversa
Poli sulfona	Recuperación de hidrógeno de corrientes de hidrocarburos	Microfiltración, Ultrafiltración, Destilación y Gas
Silicón	Remoción de componentes orgánicos volátiles del aire	Gas
Gamma albumina cerámica	Concentración de caldos de fermentación	Microfiltración, Ultrafiltración

En la tabla 3.6 se muestran los materiales de membrana poliméricos de acuerdo al tipo de sistema.

Tabla 3.6 Composición de los polímeros que conforman las membranas

Sistema	Polímero	Composición del polímero
Osmosis inversa	Celulósicos, poliamidas	Poli amida (CO(CH <sub>2</sub> ) <sub>4</sub> CO-NH(CH <sub>2</sub> ) <sub>6</sub> NH-CO(CH <sub>2</sub> ) <sub>4</sub> CO-H(CH <sub>2</sub> ) <sub>6</sub> NH)
Microfiltración	Nylon, fluoropolímeros, policarbonato	Nylon 66 (CO(CH <sub>2</sub> ) <sub>4</sub> CO-NH(CH <sub>2</sub> ) <sub>6</sub> NH)
Ultrafiltración	Poli sulfona, poli acrilonitrilo, poli éter sulfona	Poli acrilonitrilo (CH <sub>2</sub> -CHCN-CH <sub>2</sub> -CHCN-CH <sub>2</sub> -CHCN)
Pre evaporación	Alcohol polivinílico, caucho de silicón	Caucho de silicón (CH <sub>3</sub> - SiO - CH <sub>3</sub> )

**Características del proceso:**

- Constituido por una membrana semipermeable ideal ( que es permeable al solvente pero no al soluto) separa dos compartimentos: uno que contiene el solvente puro, y otro que contiene a la solución (solvente + soluto).

- La presencia del soluto produce un potencial químico como fuerza impulsora, que induce el transporte del fluido a través de la membrana. La presión osmótica del sistema es la presión exacta que se debe aplicar del lado de la solución, para detener el flujo de solvente que cruza la membrana.
- El proceso de ósmosis inversa utiliza como energía la presión para separar el agua de sus contaminantes.  
En ósmosis inversa, esto se logra por medio de una bomba que aplica una presión mayor que la presión osmótica del lado de la solución, para invertir el flujo y dirigir el solvente al lado del solvente puro.
- En la práctica real es difícil lograr membranas ideales, ya que una parte del soluto logra pasar a través de la membrana dentro del permeato o el lado del agua purificada, y por lo tanto la presión osmótica de la solución en cada lado de la membrana tiene que ser considerada.

En la Figura 3.17 se muestra el diagrama de flujo del proceso de un sistema de ósmosis inversa.

Elementos que integran un sistema de ósmosis inversa.

1. Colector de agua de mar
2. Bomba de vacío
3. Bomba de pozo
4. Tanque sedimentador
5. Tanque de alimentación
6. Bomba de alimentación
7. Dosificador del ácido
8. Dosificador del coagulante
9. Tubería de mezclado
10. Filtro inicial
11. Filtro complementario
12. Bomba de recirculación
13. Tanque de almacenamiento
14. Tanque de desagüe
15. Bomba de desagüe

16. Bomba de transferencia
17. Dosificador del agente reductor
18. Filtro de seguridad
19. Bomba de alta presión
20. Módulos de ósmosis inversa
21. Tanque limpiador
22. Tanque de permeato
23. Bomba de transferencia
24. Dosificador del esterilizante

### PROBLEMA

Una sección de 20 cm de una membrana de acetato de celulosa utilizada para tratar una solución de cloruro sódico de 10 000 mg/L a 25 °C, presenta el siguiente gasto y calidad del agua, para una presión de trabajo de 54.4 atm.

$$Q_p = 0.0192 \text{ cm}^3/\text{seg.}$$

$$C_p = 390 \text{ mg/litro}$$

Suponiendo que no existe concentración de polarización y que la recuperación de agua es tan pequeña que las concentraciones de concentrado y alimentación son prácticamente iguales, calcular los coeficientes de permeación para el agua y sal, y el rechazo salino.

$$\begin{aligned} \Pi &= \frac{\phi_c \bar{n}RT}{V_m} \\ &= \frac{(0.92)(2)(10000)}{(1)(58.5)(10^3)}(0.082)(298) = \\ &= 7.69 \text{ atm.} \end{aligned}$$

En donde  $\phi_c = 0.92$  (De acuerdo con Robinson y Stokes en 1959).

La ecuación (10) es útil para calcular el coeficiente de permeación de agua.

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{F_w^\circ}{(\Delta P - \Delta \Pi^\circ)} = \frac{Q_p \rho_l}{A(\Delta P - \Delta \Pi^\circ)} \\ &= \frac{(0.0192)(1)}{((20)(54.4 - 7.69))} = 2.06 \times 10^{-5} \text{ g/(cm}^2)(\text{seg})(\text{atm}) \end{aligned}$$

El coeficiente de permeación de la sal viene determinado por la ecuación (12).

$$K_p = \frac{F_i^\circ}{\Delta C} = \frac{Q_p C_p}{A \Delta C}$$

$$= \frac{(0.0192)(390)}{(20)(10000 - 390)} = 3.9 \times 10^{-6} \text{ cm/seg}$$

El rechazo salino viene determinado por la ecuación (13).

$$R = \frac{\Delta C}{C} = \frac{10000 - 390}{10000} = 0.961$$

Estos cálculos deberían efectuarse al determinar experimentalmente las propiedades de permeación de una membrana desconocida.

### PROBLEMA

Una membrana para ósmosis inversa tiene un coeficiente de permeación al agua de  $2 \times 10^{-5}$  g/(cm<sup>2</sup>)(s)(atm). Calcular los flujos de permeado por unidad de superficie a través de la membrana, para presiones de trabajo de 27.2 y 54.5 atm, temperatura 25 °C, y el rechazo para unas alimentaciones de 5000 mg/litro en cloruro sódico y sulfato magnésico. Las permeabilidades correspondientes a los solutos de dos sales son

$$K_p = (\text{NaCl}) = 2.7 \times 10^{-5} \text{ cm/s.}$$

$$K_p = (\text{MgSO}_4) = 5.0 \times 10^{-5} \text{ cm/s.}$$

Las presiones osmóticas a 25 °C para las dos soluciones son

$$R_{\text{NaCl}}^{\circ} = \left[ 1 + \frac{(2.7 \times 10^{-5})(10)}{4.6 \times 10^{-4}} \right]^{-1} = 0.945$$

Para el sulfato magnésico.

$$F_w^{\circ} = 4.98 \times 10^{-4} \text{ g/(cm}^2\text{)(seg)}$$

$$R_{\text{MgSO}_4}^{\circ} = 0.990$$

Al aumentar la diferencia de presión a través de la membrana a 54.4 atm, se incrementan los flujos de producto por unidad de superficie y los rechazos. Así tenemos:

$$\Delta P = 800 \text{ } \varphi \text{ (54.4 atm)}$$

Para el cloruro sódico

$$F_w^{\circ} = 1.00 \times 10^{-3} \text{ g/(cm}^2\text{)(seg)}$$

$$R_{\text{NaCl}}^{\circ} = 0.975$$

Para el sulfato magnésico:

$$F_w^{\circ} = 1.04 \times 10^{-4} \text{ g/(cm}^2\text{)(seg)}$$

$$R_{\text{MgSO}_4}^{\circ} = 0.995$$

## CAPÍTULO 4

### DESMINERALIZACIÓN POR INTERCAMBIO IÓNICO

El proceso para desmineralizar agua o soluciones por intercambio iónico consiste en la conversión de sales a sus ácidos correspondientes por medio de intercambiadores catiónicos de hidrógeno y la remoción de estos ácidos por intercambiadores aniónicos. Los dos intercambiadores comúnmente se encuentran en series de columnas separadas, el agua o solución pasa primero a través de una columna y después a través de otra; en tal caso la desmineralización es un proceso de "dos pasos". La figura 4.1 muestra una planta de dos pasos o camas. Es común que el catión preceda al anión, pero a veces este orden se invierte. Los dos intercambiadores pueden también ser mezclados juntos en columnas sencillas; estos se llaman "camas mezcladas".

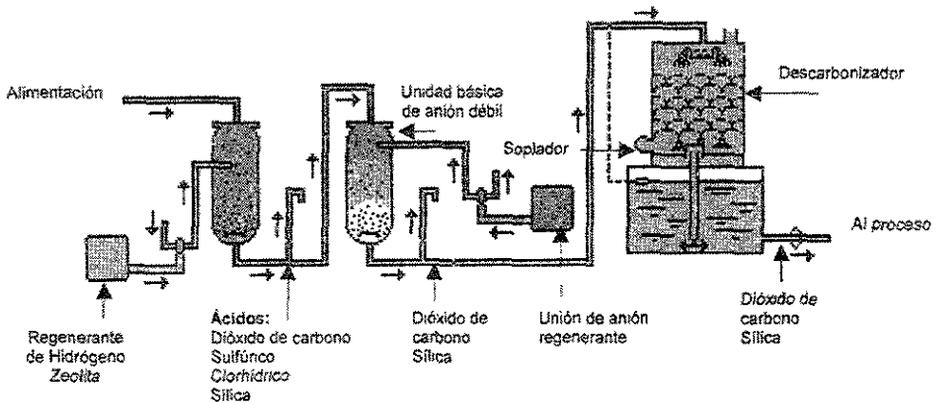


Figura 4.1 Desmineralizador típico de 2 camas.

#### 4.1 Naturaleza del intercambio iónico e intercambio de materiales

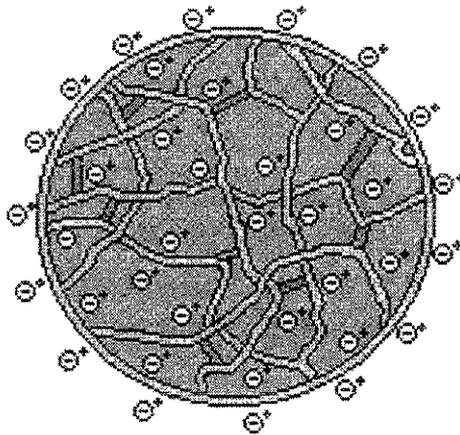
Las sales disueltas en agua se disocian en iones cargados positivamente (cationes) y negativamente (aniones), las cuales permiten que la solución conduzca la electricidad: las sustancias disueltas son por tanto llamadas *electrolitos*.

Las soluciones están en un estado eléctricamente neutro, lo cual significa que el número de cargas positivas balancea el número de cargas negativas. Igualmente, los iones de intercambio contienen cationes cargados positivamente y aniones cargados negativamente en una condición eléctricamente neutra. Pero los intercambiadores difieren en las soluciones en las que solo una de las dos especies iónicas es móvil, idénticamente intercambiable. Por ejemplo, un catión típico de ácido sulfúrico tiene sitios de intercambio iónico inmóviles consistentes en radicales aniónicos  $\text{SO}_3^-$  a los cuales se les unen los cationes móviles, tales como  $\text{H}^+$  o  $\text{Na}^+$  que pueden ser cambiados en una reacción de intercambio iónico. Un anión similarmente tiene sitios cationicos inmóviles a los cuales se les unen aniones móviles (idénticamente intercambiables) de hidróxido.

Cuando un intercambio iónico ocurre, los cationes o los aniones presentes en la solución son intercambiados por los del cambiador, pero la solución y el cambiador permanecen en una condición eléctricamente neutra. En el caso del catión (por ejemplo, un catión de calcio, el cual tiene dos cargas positivas  $\text{Ca}^{2+}$ ), cuando deja el agua, debe reemplazar en el cambiador, dos cationes de hidrógeno, los cuales tienen cada uno una carga positiva ( $2\text{H}^+$ ).

El intercambio iónico entre un sólido y agua que contiene electrolitos tiene lugar sin cambios estructurales en el material sólido; esto es, el sólido no se deshace en la solución. Los iones en la solución rápidamente se difunden en la red molecular del cambiador, alcanzando los sitios de intercambio, donde ocurre el intercambio iónico. Los iones del cambiador similarmente difunden el cambiador en la solución.

Los materiales usados en la desmineralización son resinas sintéticas que se fabrican mediante la polimerización de varios compuestos orgánicos. Los compuestos usados más frecuentemente son estireno y divinylbenzina. La larga cadena de copolímeros formada por estos compuestos contiene una mayor proporción de estireno (80-92%) y una menor proporción de divinylbenzina (8-20%). El último actúa como un lazo para mantener las largas cadenas de polímeros juntas como podemos ver en la figura 4.2.



- $\ominus$  Intercambiador fijo de carga negativa  $\text{SO}_3^-$
- $\oplus$  Intercambiador catiónico móvil de carga positiva  $\text{Na}^+$
-  Cadena de poliestireno
-  Enlazado de divinilbenzeno
-  Agua de hidratación

Figura 4.2 Esquema de la hidratación por intercambio catiónico de ácido fuerte.

En la manufactura de las resinas se mezclan el estireno y la divinilbenzina, mientras que un peróxido y un agente estabilizador son añadidos. Esta mezcla es entonces agregada al agua y es agitada de tal manera que se disperse en gotas de tamaño regulado. Después se calienta hasta que empieza la polimerización; cuando la temperatura se controla por enfriamiento, las gotas gradualmente se vuelven viscosas y finalmente se forman partículas esféricas, el calentamiento se continúa hasta que se completa la polimerización.

Las cuentas así formadas constituyen la matriz de poliestireno. Para hacer cationes ácidos fuertes a partir de ellas, son sulfatadas, e idénticamente tratadas con concentrado de ácido sulfúrico, el cual une los grupos funcionales ionizables  $-\text{SO}_3\text{H}$  a la red del hidrocarburo; de 8 a 10 de estos grupos son así introducidos por cada 10 grupos de benceno en la red. Para hacer más aniones, la matriz es clorometilada y aminatada.

La resina cuando se seca, se encoge de tal manera que las cadenas se conservan juntas y la membrana no puede ser inmediatamente penetrada por los iones, pero cuando se coloca en agua, se hinchan las cadenas y se separan permitiendo la difusión de los iones.

El grado en que se hinchan depende del grado de entrelazado, a este fenómeno se le conoce como el número de eslabones: a mayor número de eslabones, menor capacidad de retener la humedad e hincharse. Desde el punto de vista cinético, para una reacción de intercambio rápida sería deseable tener el menor grado de eslabones posible, pero esto resultaría en un alto grado de hinchamiento y una estructura gelatinosa, teniendo bajas propiedades hidráulicas. El diseño de una resina comercial de intercambio iónico, por tanto, involucra una elección de eslabón que representa un compromiso entre el desempeño cinético e hidráulico.

Los cationes del tipo hidrógeno, como los usados para la desmineralización, son ácidos, pero la fuerza de su actividad varía. Algunos cambiadores son fuertemente ácidos, conteniendo el grupo funcional del ácido sulfónico  $-\text{SO}_3\text{H}$ , mientras que otros son débilmente ácidos, conteniendo el grupo de los ácidos carboxílicos  $-\text{COOH}$ . El carbón sulfonatado, "Zeo-Karb", el cual fue el primer catión non-silíceo, es principalmente sulfónico, pero también contiene algunos grupos carboxílicos. Los cambiadores sulfónicos son llamados ácidos fuertes y los carboxílicos son llamados ácidos débiles.

De manera similar, hay aniones básicos débiles y fuertes. Existen dos clases de intercambiadores básicos fuertes:

- Tipo I, con un grupo funcional de amonio cuaternario,
- Tipo II con un grupo funcional de amonio ligeramente modificado

En el tipo II uno de los grupos metil es reemplazado con un grupo etanol. Los tipos I y II difieren principalmente en sus afinidades para los aniones de cloro e hidróxido y en sus estabilidades químicas. El tipo I tiene menos capacidad de intercambio, pero más estabilidad que el tipo II.

Los aniones básicos débiles tienen grupos funcionales poliaminos que contienen aminos primarios,  $-\text{NH}_2$ , aminos secundarios,  $-\text{NHR}$ , y aminos terciarios,  $-\text{NR}_2$ . Hay también resinas de aniones básicos intermedios, que contienen una mezcla de grupos básicos débiles y fuertes.

La fuerza de acidez o basicidad de un cambiador puede ser determinada por titulación, lo cual mide el cambio en el valor del pH mientras una suspensión del cambiador es neutralizada a través de la adición de un ácido o un alcalino, según el caso.

En el caso de un catión de una resina de catión de ácido fuerte (sulfónico) el valor del pH empieza cerca del 1 y mientras se añade un alcalino, aumenta a 12, mientras que cuando una resina de catión ácido débil (carboxílica) es similarmente neutralizada, el valor del pH empieza cerca de 3 y requiere mucho más alcalino para alcanzar el 12. Cuando una resina de anión básica fuerte es neutralizada con ácido, el valor del pH empieza cerca del 13 y cae debajo de 2, mientras que cuando una resina de anión básica débil es similarmente neutralizada, el valor del pH empieza en 8 y requiere mucho más ácido para alcanzar el 2.

Cuando decimos cationes ácidos fuertes o débiles, nos referimos al grado de ionización (o disociación en iones) justo como llamamos a los ácidos sulfúrico o clorhídrico ácidos fuertes y a los carbónicos y silicos ácidos débiles. Ácidos fuertes significa altamente ionizados en lugar de concentrados. Por ejemplo, una baja concentración de ácidos fuertes atacaría la carne mientras que los ácidos débiles como el ácido bórico puede ser incluso usados en los ojos. Lo mismo es cierto para los aniones básicos fuertes o débiles, lo primero se parece a la soda cáustica fuerte o altamente ionizado y lo segundo al bicarbonato de sodio débilmente ionizado. Nuevamente una baja concentración de soda cáustica puede causar daño a la piel mientras que el bicarbonato de sodio no.

Los intercambiadores ácidos fuertes fácilmente se dividen en sales, convirtiéndolas en sus respectivos ácidos. En contraste los intercambiadores ácidos débiles no pueden hacerlo y operan solo con aguas en el rango del pH arriba de 7; sin embargo, bajo condiciones reales remueven cationes equivalentes a la alcalinidad presente, y la eficiencia de su regeneración es muy alta.

Los materiales ácidos fuertes que contienen los altamente ionizados grupos sulfónicos tienen poca afinidad para el ión del hidrógeno, pero los materiales ácidos débiles que contienen grupos carboxílicos débilmente ionizados tienen una gran afinidad con él.

Los materiales ácidos débiles pueden ser colocados en unidades precediendo a aquellas que contienen materiales ácidos fuertes, o los dos materiales pueden ser combinados en la misma unidad. El ahorro en ácido que resulta cuando el agua es altamente alcalina no solo reduce los costos de operación, sino que a menudo ayuda a resolver el problema de neutralizar la regeneración desmineralizadora de las aguas de enjuague.

Los aniones básicos fuertes están altamente ionizados y pueden operar sobre todo el rango de pH; por tanto pueden remover los ácidos fuertes altamente disociados (sulfúrico y clorhídrico) y los ácidos débiles débilmente disociados (carbónico y silícico). Los aniones básicos débiles, por otro lado, están altamente ionizados solo en la forma de sal, y por tanto operan solo cuando el pH está debajo de 7. Siendo débilmente ionizados en su forma base, pueden tener poca, si no es que ninguna, capacidad de separar sales y por eso pueden remover los ácidos fuertes pero no los ácidos débiles. Sin embargo, su capacidad de remover los ácidos fuertes es mayor que la de los intercambiadores básicos fuertes, cerca del doble para las mismas cantidades de soda cáustica regenerada. Por esto, en la desmineralización de aguas altas en sulfatos y cloros los intercambiadores básicos débiles a menudo preceden o están combinados con aniones básicos fuertes, para ahorrar regenerador de soda cáustica y reducir los costos de operación.

#### **4.2 Equilibrio de intercambio iónico**

El intercambio iónico en la desmineralización toma lugar con las reacciones (reversibles) en equilibrio. El coeficiente de selectividad depende de muchos factores externos, tales como la temperatura y presión, pero principalmente de la naturaleza y valencia del ión, el tipo de cambiador, el grado de saturación de la resina de intercambio iónico y de la concentración iónica en la solución o el agua.

En general, en el agua o solución los iones divalentes son mantenidos más tensos por una resina que los monovalentes, y los trivalentes más que los divalentes. Incluso entre iones de la misma valencia las resinas tienen preferencias.

Así, a bajas concentraciones los intercambiadores catiónicos seleccionan los cationes de valencias más altas, tales como calcio o magnesio, en preferencia al sodio. Para suavizar la zeolita de sodio, por ejemplo, el calcio y el magnesio en el agua en bajas concentraciones (varios cientos de partes por millón) son pronta y completamente cambiados por el sodio en la zeolita.

Esto es la fase de vaciamiento. Incrementando la concentración de sodio en la salmuera de cloruro de sodio a 5-10%, o 50,000-100,000 ppm, como NaCl, y usando un exceso de sodio en la salmuera comparada al calcio y magnesio en el cambiador, la selectividad del cambiador para el sodio aumenta y, por tanto, la reacción inversa puede ocurrir. Lo mismo es cierto para el intercambio de catión de hidrógeno y el intercambio de anión de hidróxido en la desmineralización.

Resinas de aniones fuertemente básicos del tipo I muestran la siguiente selectividad relativa para los aniones monovalentes principales.

#### **4.3 Intercambiadores de cationes de hidrógeno débil y fuertemente ácidos**

Los cationes principales en el agua son calcio, magnesio, sodio y potasio. Son intercambiados por hidrógeno en los cationes intercambiadores de ácidos fuertes (con ácido del grupo funcional sulfónico  $\text{SO}_3\text{H}$ ).

Los cambiadores ácidos débiles contienen grupos funcionales de ácidos carboxílicos,  $\text{COOH}$ , y remueven solo la parte del total de cationes que es equivalente a la cantidad de alcalinidad de bicarbonato presente.

#### **4.4 Intercambiadores de aniones básicos débiles**

Los primeros aniones cambiadores desarrollados, fueron básicos débiles. Estos intercambiadores pueden remover solo los ácidos altamente disociados (ácido sulfúrico, clorhídrico o nítrico) del flujo del primer cambiador, la columna de intercambio del hidrógeno; no pueden remover al ácido carbónico débilmente desasociado carbónico de la alcalinidad o el ácido silícico del contenido de silicio en el agua.

Como resultado de la neutralización y combinación de los cationes de hidrógeno de los ácidos en los aniones de hidróxido en la corriente, se obtiene agua pura desmineralizada,  $H_2O$ .

Los regenerantes de resinas básicas débiles pueden ser el hidróxido de sodio (soda cáustica), carbonato de sodio (ceniza de soda) o amoníaco.

Las resinas básicas débiles son usadas en muchos desmineralizadores a pesar de su incapacidad de remover ácidos carbónicos y silícicos. Algunas aplicaciones típicas del intercambio de aniones básicas débiles en la desmineralización de agua son las siguientes: plateado de espejos, procesamiento de cerámicas, destilación recorte de alcohol en las destilerías, plateado, fabricación de vidrio y pintado de automóviles.

#### **4.5 Intercambiadores aniones ácidos fuertes**

La aplicación principal de la desmineralización ha sido importante en la preparación de la calidad adecuada para el agua que entra a las calderas, en las cuales la remoción de silicatos es importante. Esta necesidad requirió el desarrollo de un cambiador de aniones básicos fuertes que pudiera remover los ácidos fuertes y débiles disociados.

#### **4.6. Técnicas de intercambio**

Se han desarrollado cuatro técnicas para la aplicación de operaciones de intercambio. Son llamadas "lote", "cama fija", "cama fluidizada", y "cama continua".

##### **a. Lote**

La primera técnica fue un proceso intermitente, en el cual el cambiador y la solución a ser tratada eran mezcladas juntas, en un "lote", para el vaciado y entonces eran separados para la regeneración. Aunque era el más simple, no tenía prácticamente aplicaciones en tratamiento de agua. Ha sido usado en ciertos procesos químicos, tales como la producción de pectina de la cáscara de toronja, el recobrar oro de soluciones de cianuro, y el remover calcio de la leche; las soluciones viscosas en general permiten el mejor campo de aplicación.

La técnica de lote es ineficiente, porque los iones son removidos solo parcialmente, y más aún, el proceso es pesado y requiere mucho trabajo de operación.

### **b. Cama fija**

En el tratamiento de agua por medio de intercambio de electrones la técnica de cama fija predomina. Es así llamada porque el material cambiador no se mueve durante el vaciado y permanece compacto (sin expandir) como cama o columna, a través del cual el agua o solución se filtra durante la fase de vaciado del ciclo. La filtración permite tiempo para que los iones en la solución hagan contacto con las partículas cambiadoras. La cima de la columna captura la mayoría de los iones durante el flujo descendente, y el fondo recibe las sobras; por tanto es la parte del fondo la que acompleta la purificación final y determina la pureza del fluido.

Cuando la cama de intercambio ya no produce la calidad del fluido deseada, es considerada "exhausta". La apariencia en la cantidad apreciable iónica no deseadas en el flujo es llamado ruptura de los iones, y al final de la fase de vaciado es conocida como "punto final" del servicio. El flujo de agua o solución a través de la cama es entonces cortado y el cambiador regenerado. El vaciado y la regeneración siguen cada uno intermitentemente.

La fase de vaciado es llamado servicio. Éste es seguido por la fase de regeneración la cual incluye cuatro pasos:

1. Lavado para limpiar la cama
2. Introducción del regenerante
3. Enjuague lento o desplazamiento para empujar el regenerante lentamente a través de la cama, y
4. Enjuague rápido para remover el exceso de regenerante de la resina y remover los iones indeseados.

La dirección del flujo durante el vaciado y durante la introducción del regenerante es usualmente descendente y entonces el ciclo es conocido como "paralelo descendente". En algunos casos las fases regenerantes ascienden a través de la cama en dirección inversa del flujo de vaciado; esta operación se llama "flujo de muestra".

### **c. Cama fluidizada**

En algunas aplicaciones especiales la dirección de flujo durante el vaciado es ascendente. En tales casos, a menos que un flujo especial sea efectuado o los colectores estén colocados cerca de la cima de la cama, la cama del cambiador se expande, el grado de expansión depende de la tasa de flujo, la viscosidad y la temperatura de la solución.

La cama entonces ya no es compacta y se llama "fluidizada". Una cama expandida permite canalizar, o pasar la solución a través de espacios alargados entre las partículas del intercambiador, y por tanto tiene menos eficiencia de contacto. Sin embargo, en ciertos procesos químicos en los cuales los materiales suspendidos no son removidos, la técnica de la cama fluidiza es necesaria.

### **d. Técnica continua**

En lugar de la cama fija puede ser aplicada la técnica "continua" o de cama movable. Ésta consiste en mover en pulsos una pequeña porción de la cama fuera de la columna principal a otra zona para regeneración y simultáneamente moviendo porciones regeneradas de nuevo a la columna de vaciado. Aunque los pulsos son intermitentes, son tan frecuentes y de tan corta duración que el movimiento ha sido llamado continuo.

Las ventajas principales atribuidas a esta técnica son:

- Una mayor eficiencia de regeneración, lo cual reduce los costos de operación para regenerantes y agua de enjuague
- Una cantidad menor de cambiador requerido, ahorrando espacio y en costos capitales.

Las desventajas son:

- La mayor complejidad y costo de controles mecánicos
- La fricción excesiva, o usar y tirar de intercambiadores sujetos a los frecuentes pulsos.

Sus campos principales de aplicación son para el procesamiento químico o la desmineralización de altos sólidos o aguas salobres, mientras que tales aguas requerirían excesivas cantidades de material cambiador si se usaran las camas fijas.

#### **4.7 Fase de regeneración**

##### **a. Regeneraciones local y externas**

La regeneración puede ser “local” o “externa”. En la primera las soluciones regenerantes son llevadas a las columnas de vaciado, y la regeneración es dirigida ahí; así, el cambiador es regenerado localmente. La regeneración ocurre en zona externa, en la cual el cambiador es hidráulicamente regado, o transferido, después del vaciado.

Las ventajas de la regeneración externa son:

- La reducción del peligro de paso accidental de regenerantes en el flujo del producto
- La simplificación de las válvulas de control y de la distribución interna en las columnas principales, y
- La rápida restauración de la columna principal de vaciado (por medio de cambiadores libres regenerados de una vasija de almacenamiento).

##### **b. Intercambiador catión de hidrógeno**

Tanto el ácido sulfúrico como el ácido clorhídrico son usados para la regeneración de cationes cambiadores de hidrógeno. sin embargo, el alto costo del ácido clorhídrico limita su uso a pequeños desminealizadores.

## **1. Prevención de la precipitación de sulfato de calcio en resina**

Como la solubilidad del sulfato de calcio es baja, especialmente en presencia del exceso de ácido y el anión de sulfato, hay peligro de precipitación en las camas del intercambiador, entonces, la capacidad del intercambiador se vería reducida. La calidad del fluido sufriría y tendría por resultado la presencia de dureza durante la parte resultante, hasta que los precipitados del sulfato de calcio hayan sido disueltos.

Para prevenir esta precipitación se emplean dos medidas: aumento progresivo de la concentración de solución de ácido sulfúrico durante la regeneración y disminución del tiempo de contacto usando tasas de regeneración del fluido más altas.

La primera medida, aumento progresivo de las concentraciones de ácido, previene la precipitación de sulfato de calcio, removiendo la mayoría de los cationes de calcio durante la primera parte de la regeneración, mientras que la concentración de ácido en la solución regenerante es baja. La solubilidad del sulfato de calcio es mayor a bajas concentraciones porque hay menos de los aniones comunes de sulfato presentes.

Una alta concentración es requerida en la última parte de la regeneración para dar la fuerza que permita revertir la reacción, para convertir al cambiador tan completamente como sea posible a la forma de hidrógeno. En esta forma, la alta concentración de ácido pasa a través de la cama solo después de que la mayoría de los cationes han sido removidos, la precipitación del sulfato de calcio es minimizada.

El aumento en la concentración de ácido usualmente es completada en los siguientes pasos. Si 1.7 kg (4 lb) aproximadamente de ácido sulfúrico son requeridos para regenerar 27 litros ( 1 pie cúbico) de intercambiador, hay dos pasos, siendo el primero la adición de un 2% de solución, y el segundo, de un 4% de solución; si 2.6 kg (6 lb) de ácido se requieren, los pasos son 2, 4 y 6%; si 3.4 kg (8 lb) se requieren, los pasos son 2, 4, 6 y 8%. La progresión puede ser también hecha sin los pasos.

Esto puede ser hecho por la apertura gradual de una válvula de ácido concentrado, en la descarga de una bomba centrífuga de ácido fuerte o por el aumento de la velocidad de una bomba de motor mientras se mantiene la tasa de flujo de agua constante.

La segunda medida, disminución del tiempo de contacto entre el ácido y el cambiador, es necesaria en suma al incremento progresivo en la fuerza del ácido. Afortunadamente, hay un tiempo de retraso para que el equilibrio sea alcanzado antes de que ocurra la precipitación, y durante este tiempo la solución de ácido permanece supersaturada con sulfato de calcio. Por tanto, si el flujo de la solución de ácido es incrementado lo suficiente, la solución deja la cama del intercambiador, antes de que se ayude a la supersaturación. Como comprobación de si la tasa de flujo del ácido diluido es lo suficientemente grande para completar este resultado o si los precipitados se han formado en la cama del intercambiador, las muestras de desperdicio de ácido que dejan la cama deben ser inspeccionadas para ver la condensación, indicando la presencia de precipitados y cuánto tiempo pasa antes de que se condense.

Este aumento progresivo en la concentración del ácido no es necesario para el carbón sulfonado, el cual puede ser regenerado adecuadamente por una dosis simple de 2% de ácido sulfúrico.

La tasa de flujo del ácido diluido debe ser mayor, por lo que la proporción más alta de calcio debe ser para los otros cationes en el agua; esto es, aguas con alto calcio anuncian altas tasas de flujo.

El tiempo de contacto entre el ácido y el cambiador puede ser tan pequeño como 10 min con aguas con alto calcio, los tamaños de la bomba de ácido y el conducto deben ser adecuados para que pase una alta tasa de flujo.

El uso de ácido clorhídrico evita el problema de la precipitación del sulfato de calcio, porque los cloruros removidos de la cama son muy solubles. La capacidad de intercambio de los materiales de intercambiadores catiónicos es mayor con ácido clorhídrico que con ácido sulfúrico. Por tanto una menor cantidad de material intercambiado puede ser usado con ácido clorhídrico que con ácido sulfúrico para capacidades totales de intercambio equivalentes.

Sin embargo, lo anterior es mucho más caro que lo último ya que esta aplicación está limitada a pequeños desmineralizadores, cuyo bajo costo inicial compensa los altos costos de operación. En otros países el ácido clorhídrico es usado más frecuentemente, porque su costo es más cercano al del ácido sulfúrico.

## **2. Recuperación de ácido**

Una porción del exceso de ácido que deja la cama del cambiador durante la regeneración puede ser recuperada y almacenada en un tanque y luego usada para la primera parte de la siguiente regeneración. La porción seleccionada de la regeneración debe ser la menor en contenido de los cationes removidos no deseados. Después de que el ácido regenerado es pasado a través de la cama, ácido nuevo (puro) es pasado para finalizar la recuperación de ácido. Sin embargo, el sulfato de calcio que precipita en el ácido recuperado debe ser separado fijando antes el ácido que puede ser reutilizado; un fondo cónico para el tanque de almacenamiento del ácido recuperado ha sido útil para este propósito. Es importante también que los precipitados sean lavados de las paredes del tanque. A pesar de estas dificultades, la recuperación de ácido sulfúrico ha sido efectuada. Si el ácido clorhídrico está disponible a costos razonables, como por ejemplo, cuando el fabricante del ácido está cerca, la recuperación no es pesada y puede ser incluso justificada para los grandes desmineralizadores.

### **c. Cambiador de aniones**

La reducción exitosa de la cantidad de enjuague requerido para los cambiadores de aniones y la satisfactoria remoción del silicato durante la regeneración fueron dos problemas que encerraban cierta cantidad de trabajo de investigación y desarrollo.

#### **1. Problema de enjuague con resinas básicas débiles**

Los primeros cambiadores de aniones básicos débiles eran relativamente inestables, perdían su capacidad rápidamente (40-50% de pérdida en 1-2 años). También sufrían de gran aumento en el requerimiento de enjuague mientras envejecían de 7 m<sup>3</sup>/s a 42 m<sup>3</sup>/s (de 5.4-32.4 litros por mero cúbico de resina), particularmente en agua a baja temperatura.

La necesidad de más enjuagues era atribuida a un ataque óxido por el agua, lo cual causaba la formación de grupos de ácidos débiles en el cambiador. Cuando las resinas así degradadas eran regeneradas con álcalis de sodio, el sodio combinaba con los grupos básicos débiles ácidos. Entonces, cuando eran enjuagados, el sodio se hidrolizaba fuera de los grupos muy lentamente, y esto requería mayores cantidades de agua y tiempo para reducir el valor del pH lo suficiente para permitir comenzar la siguiente corrida. Aunque parte del agua de enjuague podría ser recuperada siendo reciclada de nuevo a la entrada de la unidad de catión, el tiempo excesivo de enjuague aun era un problema serio.

Una solución era usar amoníaco más débilmente ionizado en lugar de soda cáustica para la regeneración. El amoníaco que estaba combinado con los grupos ácidos débiles hidrolizaba más rápidamente. Un desmineralizador más grande en una refinería en el Este reportó que cuando la soda cáustica era reemplazada con amoníaco, el agua de enjuague necesaria disminuía de 340 a 88 m<sup>3</sup>/s (115,000 a 30,000 gal por 340 pies cúbicos) de resina de Amberlite IR-45. El tiempo para enjuague también era reducido de 300 a 90 min, incluso cuando se usaba agua fría y con resinas de más de 4 años. Otro usuario instaló un calentador de agua a 40°C (90°F) durante el año, para disminuir la cantidad de agua de enjuague.

Recientemente fueron desarrolladas varias resinas de aniones básicas débiles más estables que no requieren excesivo enjuague con el uso.

## **2. Recuperación del agua de enjuague**

Incluso con cambiadores estables de aniones básicos débiles y fuertes el agua de enjuague es costosa porque es el residuo de la resina de catión. Mientras procede el enjuague del regenerante de la cama de intercambio de anión, los sólidos disueltos contenidos en el enjuague disminuyen lo suficiente para justificar su recuperación. El reciclaje comienza cuando la conductividad del enjuague cae por debajo a la del agua. En grandes plantas desmineralizadoras, el costo de la bomba de reciclaje es recuperado por el ahorro en agua además del ahorro en la resina de intercambio de cationes y el regenerante de ácido requerido para producir el agua de enjuague de anión. Cerca de la mitad del total de agua de enjuague de anión puede ser así recuperada.

### **3. Remoción del silicio de las resinas básicas fuertes**

La remoción de silicio fue una de las razones principales para el desarrollo de los intercambiadores de aniones básicos fuertes. Sin embargo, aunque el silicio fue removido satisfactoriamente del agua durante el vaciado, probó más dificultad de remover del cambiador durante la regeneración. El silicio por tanto se acumuló en el material y causó una reducción en la capacidad del cambiador y más silicio en la corriente.

El problema fue resuelto precalentando la solución diluida de soda cáustica a cerca de 35°C (120°F) y permitiendo un mayor tiempo de contacto con el regenerante. El agua de la soda cáustica diluida puede ser calentada con vapor o eléctricamente.

Para incrementar el tiempo de contacto, la tasa de flujo de la soda cáustica diluida debe ser mantenida lo suficientemente baja para que el regenerante sea introducido y desplazado en no menos de 60 min y, preferentemente, en 90 min; los periodos de regeneración total por tanto son de 3 o 4 hr, incluyendo el lavado, introducción de la soda cáustica, enjuague lento o desplazamiento y enjuague rápido. En contraste, los periodos de regeneración totales para cambiadores de cationes son de 60 a 90 min.

### **4. Disminución de agua de enjuague por omisión del subllenado**

La cama de resina comúnmente es apoyada por un subllenado granular, el cual previene su escape a través de la alcantarilla. La antracita mantiene la resina de aniones, porque está no es silicea y por tanto no dará el silicio como lo haría la grava en la presencia de soda cáustica tibia. La grava ha sido usada para mantener la resina de cationes, pero la antracita también es usada para este propósito, incluso aun cuando la grava no es atacada a bajos valores de pH.

Se halló que la antracita subllena bajo la resina de anión absorbe la soda cáustica, lo cual requiere enjuague extra para dar un bajo contenido de sólidos en la corriente de enjuague. Para resolver este problema, el drenaje fue modificado con aperturas finas, las cuales previenen el escape de la resina sin el llenado.

#### **4.8 Fuga iónica y puntos finales de la fase de vaciado**

Con la eficiencia de la operación columnar de la cama fija algunos de los iones no deseados escapan en la corriente. Este escape es conocido como "fuga iónica".

En la operación descendente de los iones no deseados son removidos progresivamente, mientras el agua o la solución se filtra hacia abajo a través de la cama. La pureza del cambiador en el fondo determina la pureza de la corriente porque como el líquido se filtra hacia abajo, los iones disminuyen en concentración, y su reducción final para localizar cantidades requiere una cama suficientemente profunda (usualmente más de 0.6 m) de material suficientemente puro (bien regenerado) en el fondo.

La fuerza manejada para la mayor purificación de una solución o agua es la diferencia en concentración entre los iones en el líquido y aquellos en la parte más baja de la cama del cambiador. Desafortunadamente, para una completa libertad de los iones no deseados en la parte más baja de la capa de intercambio la cantidad de regenerante necesario no sería económica; por tanto se espera alguna fuga iónica.

##### **a. Cambiadores de catión ácidos fuertes.**

Durante la regeneración con descenso de ácido, la cima de la cama es más completamente convertida a la forma de hidrógeno que el fondo, pero a menos que sean empleadas cantidades excesivas de ácido no económicas, el fondo usualmente contiene una capa de sodio al final de la regeneración. La Figura 4.3 muestra una cama de intercambiador de catión antes y después de la regeneración de ácido.

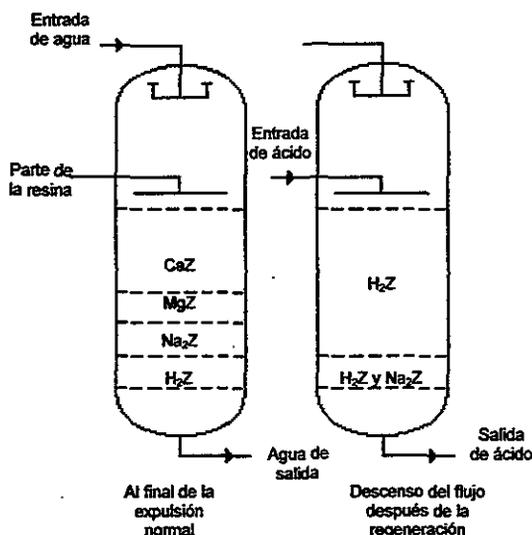


Figura 4.3. Intercambiador catiónico antes y después de la regeneración

Mientras la siguiente corrida empieza, los cationes existentes en la corriente son intercambiados por los iones de hidrógeno que se encuentran en la cima de la cama. Los iones de hidrógeno son entonces intercambiados por el sodio que hay en el fondo de la cama, liberando al sodio como fuga de cationes en la corriente. Mientras la corrida progresa, esta fuga de cationes de sodio disminuye, porque la capa de sodio del fondo es consumida gradualmente.

La figura 4.3 muestra una corrida de servicio típica. Los cationes presentes en el agua son convertidos a sus ácidos correspondientes. Pero la conversión no está completa. La diferencia entre la acidez mineral total (correspondiente a los sulfatos y cloruros en la corriente) y la acidez mineral libre (FMA) en la corriente es igual a la fuga de cationes.

Al final de la corrida de vaciado, en la ruptura el FMA cae y cuando la fuga resultante de cationes alcanza el límite permitido la unidad es regenerada. Usualmente, se determina la conductividad equivalente en lugar del FMA.

La curva de la Figura 4.4 esta basada en una cantidad constante de sulfatos y cloruros (TMA) en la corriente. Si la acidez mineral total (TMA) variara durante la corrida, como lo hace en algunas superficies o mezclas de aguas, la acidez mineral libre irá hacia arriba y abajo con las variaciones, de tal manera que la corriente FMA sola no servirá para determinar la ruptura y es utilizada otra medida.

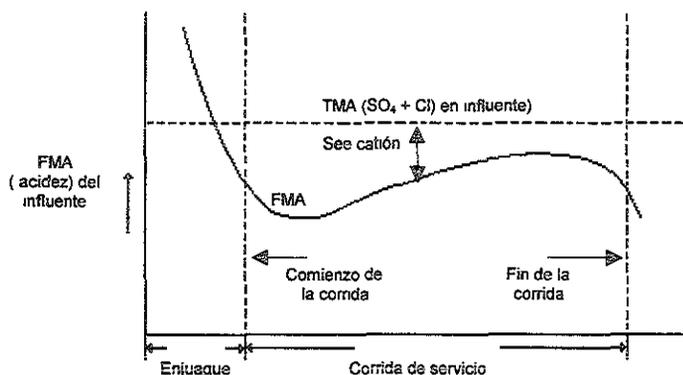


Figura 4.4. Curva de la corrida típica de servicio del intercambiador catiónico ácido fuerte. FMA, acidez mineral libre; TMA, acidez mineral total.

Una muestra de agua es proyectada por una sonda localizada algunos centímetros arriba del fondo de la cama y su conductividad comparada con la conductividad de la corriente. La diferencia entre las dos conductividades o su razón pueden ser medidas con un solo instrumento. Durante la corrida de vaciado la diferencia de conductividad es cero, o la razón es uno a uno, pero al final de la corrida la muestra superior contiene menos acidez mineral libre y muestra menos conductividad que la corriente. La diferencia o razón se incrementa y cuando alcanza el límite permitido la unidad es regenerada. Otro método de superar las variaciones en la acidez total del mineral es medir la fuga de sodio directamente por medio de un fotómetro de flama; esto es un instrumento caro pero se está volviendo popular en las grandes plantas desmineralizadoras.

La cantidad de fuga de cationes puede ser reducida aumentando el nivel de ácido. A mayor exceso de ácido usado, mayor conversión del intercambiador a la forma de hidrógeno y a menor cantidad de sodio dejado en la cama, menor fuga de sodio.

La cantidad de fuga de cationes es influenciada también por el carácter de la corriente. Las aguas altas en sodio (en porcentaje al total de cationes) causan alta fuga de cationes y por otro lado las aguas altas en alcalinidad de bicarbonato causan baja fuga de cationes.

La fuga de cationes es importante porque afecta la pureza de la corriente desmineralizadora. Un cambiador de anión básico fuerte puede remover sólo la acidez, no el sodio. Esto convierte las sales de sodio a hidróxido de sodio por separación de sales, lo cual crea alta conductividad y valor de pH en la corriente. Por tanto, para una baja conductividad de agua desmineralizada la fuga de catión debe ser reducida.

### **1. Mezcla de aire de resina después de la regeneración**

La mezcla de aire se distribuye en la banda de sodio a través de la cama, de tal manera que la mayor fuga de sodio al inicio de la corrida, es disminuida y la acidez mineral libre es constante durante la corrida. La mezcla de aire requiere, sin embargo, una cantidad considerable de aire (54 a 108 scfm por metro cuadrado de área) y también involucra pasos adicionales de filtrado de la cima de la cama antes de introducir el aire y rellenar después, incrementando el tiempo total de paro y los costos de equipo; por esta razón la técnica es raramente empleada.

### **2. Regeneración de flujo opuesto**

Con el descenso del vaciado el regenerante de ácido puede ser pasado ascendentemente o descendientemente. Esto elimina la banda de sodio al fondo de la cama, porque el exceso de ácido puro, pasado hacia arriba del fondo de la cama se convierte a su forma de hidrógeno. El flujo ascendente, sin embargo, presenta el problema de una cama expandida (si la tasa de flujo es alta) y canalizada (contacto impropio de ácido y resina). La expansión de la cama puede ser evitada por medio de un sistema de tubería monitoreada cerca de la cima de la cama, para coleccionar la corriente de ácido, tal que no se permite al ácido elevarse del borde libre.

Un flujo de bloqueo de agua al mismo tiempo puede ser admitido a la cima de la corteza, pasando a través del borde libre y dejando el mismo sistema de tubería monitoreada. Sin embargo, la regeneración de ácido ascendente puede ser exitosa sin el flujo de bloqueo. Los laterales de un colector deben ser vaciados con agua antes de empezar el flujo de ácido, tal que la protección no se vuelva una obstrucción por resina fina.

La regeneración en flujo opuesto está justificada si la influencia es alta en sólidos y en sodio, porque en tales aguas la fuga de sodio es excesiva, pero, para la influencia usual, la cual no es alta en éstos, es preferida la regeneración descendente da la misma calidad de corriente.

Esto no necesita un colector y la distribución de ácido es superior. Una lavada clasifica las partículas, mandando las más finas hacia arriba, donde imponen resistencia al flujo descendente; esto causa distribución uniforme del ácido descendente a lo largo de la cama, y se evita el canalizar.

### **3. Desmineralizador multicama (4 camas)**

En los cálculos técnicos de la desmineralización el primer paso involucra la consideración de la pureza deseada en el agua o solución producida. Esta pureza es usualmente expresada como electrolitos en partes por millón como total de sólidos disueltos (o su conductividad equivalente) y como silicio (para resina de aniones básicos fuertes). Como el total de sólidos disueltos está determinado por la fuga de cationes, se selecciona un nivel regenerante de ácido (kilogramos de ácido por metros cúbico de resina) que mantendrá la fuga lo suficientemente baja.

Si el nivel así determinado se vuelve excesivo, el remedio usual es desmineralizar el agua dos o más veces en series. Esto es realizado en plantas multicamas, donde un desmineralizador primario de dos camas (unidades de intercambio de catión y anión) es seguido por un secundario de dos camas. La fuga de cationes en la corriente del par primario es removido por el par secundario. Esto es análogo a una doble y triple destilación, en la cual el agua destilada es purificada progresivamente. Los pares de unidades primarias y secundarias, o plantas multicamas, son también llamadas *desmineralizadoras de 4 camas*.

#### 4. Desmineralizadores de camas mixtas (monocama)

En el proceso de camas mixtas (o monocama) los cambiadores catión y anión están en la misma celda en lugar de en celdas separadas. Son mezcladas juntas por medio de aire comprimido después de la regeneración. Las partículas de la resina de catión y de la resina de anión, estando así una cerca de la otra, constituyen una serie de pares de dos camas o cuentas. Justo como el desmineralizador de 4 camas reduce la fuga de catión y produce agua pura, la cama mixta lo hace mejor que la de 4 camas.

El éxito de la técnica de cama mixta fue posible por la diferencia de densidad entre los dos tipos de camas, lo cual es suficiente para permitir una buena clasificación y separación por lavado. Después de la separación las dos resinas son regeneradas independientemente. Una interfase de sistema de tubería protegida, localizada entre las dos resinas, colecta la corriente regeneradora.

El ácido usualmente fluye hacia arriba y la soda cáustica hacia abajo, pero el ácido puede hacerse fluir hacia abajo siendo puesto dentro del sistema de interfase o fuera en el fondo. La resina de regeneración de catión puede preceder a la resina de regeneración de anión, pero las dos pueden ser simultáneas. La ventaja de la regeneración secuencial es que los cationes de calcio son removidos de la resina de catión antes de que los aniones de carbonato sean removidos de la resina de anión y esto previene la formación de precipitados de carbonato de calcio que puedan hacer fallar la protección de la interfase.

Un flujo de bloqueo descendente de agua procede desde la cima mientras el ácido fluye hacia arriba. El agua que bloquea y la corriente de ácido escapan a través del colector de la interfase. El flujo de bloqueo evita la expansión de la cama, pero principalmente previene la entrada de la cama del ácido sobre la interfase. Un flujo de bloqueo ascendente de agua o ácido procede desde el fondo mientras la soda cáustica fluye hacia abajo, tal que esta última no entra en la resina de catión.

Las camas mixtas frecuentemente son usadas como unidades secundarias de refinamiento siguiendo a un par de dos camas. Las calidades de la corriente comparativa de los desmineralizadores de dos camas, cuatro camas y la combinación de dos camas y cama mixta, están dadas en la tabla 4.1.

Tabla 4.1 Calidad de la corriente para distintos desmineralizadores.

	Dos o tres camas	Cuatro camas	Camas mixtas	Combinación de dos o tres camas y cama mixta
Electrolito (como sólidos totales disueltos), ppm	2.0 a 3.0	0.2 a 1.0	0.2 a 0.5	0.04 a 0.1
Sílica (como Si <sub>2</sub> ), ppm	0.02 a 0.1	0.02 a 0.1	0.02 a 0.1	0.02 a 0.1
Conductividad, µmhos	10.0 a 15.0	1.0 a 5.0	0.5 a 1.25	0.1 a 1.25
Resistencia específica ohms-cm	67,000 a 100,000	200,000 a 1,000,000	800,000 a 2,000,000	4,000,000 a 10,000,000

#### b. Cambiadores de catión débilmente ácidos

La figura 4.5 muestra las curvas de corridas típicas de resina de catión carboxilica correspondiente a la remoción de alcalinidad de cuatro aguas de acidez total diferente (sulfato más cloruro). El punto final de la corrida es una fuga de alcalinidad de la corriente igual al 10% de la alcalinidad del influente. El nivel regenerante ácido es 110 a 120% del teórico, las libras de ácido usado igual a 110 a 120% de las fibras de alcalinidad removida.

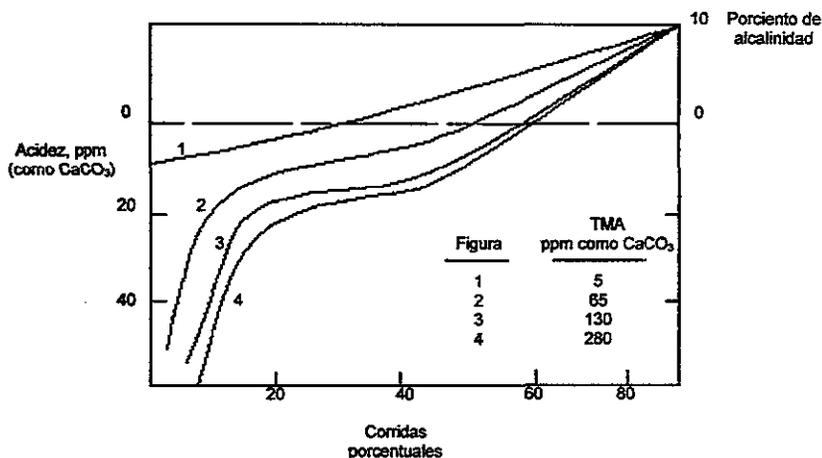


Figura 4.5. Curvas de corridas típicas de resina de intercambiador de catión con varios niveles de acidez mineral total (TMA)

Las corridas empiezan con una fuga de acidez, la cual es más grande que la acidez mineral total más alta presente. Como muestran las curvas, la fuga de acidez entonces decrece rápidamente durante el primer 10-20% de la corrida. Las curvas se allanan a un 20% de la corrida, y la fuga de acidez cae a cero durante la mitad de la corrida. La alcalinidad empieza a fugarse y la fuga alcanza el 10% de la alcalinidad influente al 100% o al punto final de la corrida.

Si se usan las unidades de catión ácido débil para remover la alcalinidad con el propósito de ahorrar ácido en un desmineralizador, serán seguidas por unidades anión, las cuales removerán satisfactoriamente la acidez de la corriente catión. Si se usan las unidades de catión ácidos débiles para desalcalinizar y no para desmineralizar y no hay unidades anión, la corriente de acidez variante puede tener que ser neutralizada añadiendo un alcalino controlado por un medidor de pH.

La alcalinidad en la corriente de la capa superior aumenta en la forma de bicarbonato de sodio. Esta fuga aumentada de alcalinidad es económicamente eliminada por la resina de catión fuertemente ácida que esta debajo de ésta, la cual tiene una alta capacidad para remover la alcalinidad de bicarbonato de sodio.

### **c. Cambiadores anión débilmente básicos**

Dado que los aniones divalentes de sulfato son mantenidos más tensamente por resina de anión débilmente básico de lo que están el bicarbonato y cloruro monovalente, la fuga de aniones en la corriente consiste principalmente de bicarbonato y cloruro.

La Figura 4.5 muestra una corrida de enjuague y servicio de un cambiador de anión débilmente básico. El enjuague esta dado en dos pasos: en el primer paso el agua de enjuague es corrida hasta que el total de sólidos disueltos en la corriente de enjuague es igual al del agua influente, y en el segundo paso la corriente de enjuague es reciclada a la entrada del catión, hasta que la conductividad cae al límite deseado para empezar la siguiente corrida. Al final de la corrida, la acidez cae, y la corriente de conductividad aumenta, porque el ácido es más conductivo.

### **d. Cambiadores anión fuertemente básicos**

Debido a que los ácidos débilmente disociados silícico y carbónico están unidos menos tensamente por resinas fuertemente básicas que los fuertemente disociados ácidos sulfúricos y clorhídricos, se rompen antes de que aumente la conductividad.

Una caída desatendida en la conductividad a menudo ocurre en la ruptura; esto resulta de la neutralización de la soda cáustica en la corriente normal por los ácidos débiles que aparecen repentinamente, y el silicato y bicarbonato formados son menos conductivos que la soda cáustica. La inmersión puede servir para monitorear el punto final de la corrida.

Como el silicio en la corriente aumenta rápidamente después de la ruptura, es importante monitorearla cuando se acerca el final de la corrida. Para evitar la frecuente presencia de silicio en la corriente es posible iniciar la regeneración con un contacto o un medidor de flujo que se coloque antes de la ruptura de silicio. Otra posibilidad es medir la conductividad de una muestra de una sonda protegida, insertada en la cama sobre el fondo, cuya elevación está ajustada de tal modo que la conductividad de la muestra aumentará antes del rompimiento del silicio; por supuesto, un aumento en la conductividad puede ser causado por el vaciado del cambiador catión, lo cual puede ser monitoreado similarmente.

La cantidad de fuga de silicio durante la corrida de vaciado está influenciada por la razón del silicio al total de aniones intercambiables en la corriente. Mientras más alta es la razón (la cual a menudo es expresada en porcentaje de  $\text{SiO}_2$  por total de aniones intercambiables, como de  $\text{CaCO}_3$ ), mayor es la fuga de silicio. Para una menor fuga de silicio el nivel regenerante de soda cáustica, en libras por pie cúbico de resina de anión, debe aumentarse.

Si el nivel de soda cáustica necesaria para dar el nivel deseado de silicio se vuelve excesivo, están indicadas unidades de cuatro camas o de dos camas más cama mixta, pero entonces la resina de anión fuertemente básica debe ser usada en las etapas primaria y secundaria; la secundaria remueve el silicio que se fuga a través de la primaria.

El rompimiento prematuro del silicio puede evitarse con desmineralizadores de tres camas, en los cuales las resinas débil y fuertemente básicas son regeneradas simultáneamente por un flujo opuesto de cáustica. La cantidad de resina fuertemente básica usada en la última unidad puede ser tan selecta como tenga exceso de capacidad de intercambio. La regeneración de ambos cambiadores de anión puede ser iniciada por un aumento de conductividad en la corriente del cambiador débilmente básico; el cambiador fuertemente básico sería entonces solo parcialmente vaciado y así prevenido el rompimiento prematuro del silicio.

#### **e. Fuga iónico debido a bajas tasas de flujo**

Si la tasa de flujo es muy baja (debajo de cerca de  $0.71 \text{ litros/s/m}^2$ ) la conductividad de la corriente aumenta. También si el flujo a través de un desmineralizador se detiene, la calidad de la corriente es inferior cuando es reiniciado; esto es atribuido a un efecto de regeneración, causando alguna remoción iónico indeseados. Frecuentemente es necesario un enjuague corto antes de reiniciar la corrida. El deterioro en la calidad de la corriente es mayor con dos camas que con camas mixtas y la resina requerida antes de reiniciar es menor con las camas mixtas. El enjuague extra no será necesario, si la corriente puede ser reciclada a la entrada de resina de catión por una bomba durante periodos de corriente lenta; la bomba puede ser arrancada automáticamente por un medidor de tasa de flujo con un contacto de bajo flujo.

**f. Fuga iónica debido a fallas orgánicas de resinas fuertemente básicas**

Debido a su habilidad para remover ácidos débilmente disociados los cambiadores aniones fuertemente básicos adsorben ácidos orgánicos y sales de la corriente del cambiador catión y son ensuciados por ellos algunas veces. Estos "orgánicos" son derivados de materia orgánica en la superficie de suministro. No obstante que se efectúa el pretratamiento del agua, incluso en plantas bien diseñadas y operadas, se esperan algunos residuos de materia orgánica; incluso el agua municipal filtrada ha causado ensuciamiento orgánico. Desafortunadamente, los orgánicos absorbidos por la resina fuertemente básica no son removidos satisfactoriamente en la soda cáustica y en lugar de eso, se acumulan y bloquean los poros y sitios de intercambio, disminuyendo la capacidad de la resina. Además, la calidad de la corriente se deteriora, provocando la fuga de ácidos orgánicos, mayor fuga de sólidos disueltos totales, mayor conductividad equivalente o valores de pH más bajos. Consecuentemente, el reemplazo temprano de la resina sucia es a veces necesario, y como las resinas de aniones son costosas, el ensuciamiento orgánico ha sido un problema serio.

**1. Ensuciamiento de camas mixtas**

Los desmineralizadores de camas mixtas son más vulnerables al ensuciamiento orgánico que los de dos camas. Esto se debe en parte al hecho de que la suciedad es mayor a menores valores de pH que prevalecen en la corriente de camas mixtas y en parte al hecho de que se espera una mejor calidad de corriente en las camas mixtas y, por tanto, toma mucho menos suciedad para que una cama mixta deje de producir corrientes aceptables. Por ejemplo, una conductividad de corriente de 0.1 a 1.0  $\mu\text{mho}$  (resistencia específica de 10,000,000 a 1,000,000 ohm-cm) es normalmente esperada de camas mixtas, pero para dos camas es 5-10  $\mu\text{mhos}$  (200,000 a 100,000 ohms-cm de resistencia específica), o 1 a 2 ppm de sólidos disueltos totales. Cuando ocurre el ensuciamiento orgánico de un desmineralizador de dos camas, y algunos orgánicos se acumulan en la resina de anión y empiezan a fugarse en la corriente, el efecto en la calidad de la corriente es menos significativo que en las camas mixtas; en estas últimas la conductividad de la corriente pronto sube a más de un  $\mu\text{mho}$ , y entonces la resina debe reemplazarse.

## 2. Limpieza

Fue desarrollado un método de limpieza de resina de anión fuertemente básica ensuciada orgánicamente en dos desmineralizadores y ha tenido éxito en prolongar la vida de la resina. El método se originó de la observación de que aparecía un color café intenso en la corriente durante las pruebas de laboratorio de la basicidad de la resina o la capacidad de separar las sales; el color café fue debido a la materia orgánica removida cuando la resina sucia fue tratada alternativamente con soluciones de soda cáustica y ácido clorhídrico. Los tratamientos alternativos fueron aplicados en gran escala y mostraron soportar más capacidad de intercambio y mejor corriente.

Soluciones de soda cáustica y salmuera tibias (49 °C) trabajaban mejor que frías. Primero la resina es regenerada con la soda cáustica, cerca de 0.015 a 0.025 kg por metro cúbico de resina es usada; entonces la salmuera es pasada a través, 0.07 a 0.09 kg por metro cúbico. La mayor intensidad del color café es observada cuando la salmuera empieza a fluir. El ciclo se repite, hasta que el color ha desaparecido lo suficiente. El efecto de limpieza es físico y químico.

El efecto físico es que la resina se encoge y se expande con la alternancia de la soda cáustica y por tanto la salmuera, y algunos de los orgánicos adsorbidos son liberados; esto es como si la resina fuera una esponja que se expande cuando absorbe y que libera cuando se exprime. El efecto químico es que los cloruros en la salmuera también remueven la suciedad orgánica a través del intercambio iónico.

Usualmente dos o tres ciclos son suficientes, dado que son aplicados en forma frecuente; no deben ser demorados hasta que la materia orgánica se fija en la resina. Uno o dos tratamientos al año son a menudo suficientes, pero con aguas muy contaminadas, incluso bien pretratadas, puede ser necesario un tratamiento cada 10 o 20 corridas. Los tratamientos pueden no remover otra suciedad que no sea materia orgánica; suciedad de hierro, por ejemplo podría requerir tratamiento ácido de la resina.

### **3. Resinas macrorreticulares en camas fijas**

La suma de una cantidad pequeña de la resina macro reticular débilmente básica amberlita IRA-93 para camas mezcladas ha prolongado la vida de la resina de anión significativamente. La operación es llamada "enduzamiento". En un caso de historia, dos camas mezcladas requirieron reemplazo de resina una o dos veces al año después de cada 200-300 corridas cuando la conductividad de la corriente rebasaba 1  $\mu$ mho. Pero cuando la cama de catión era reemplazada con resina de catión macro reticular (Amberlita 200), y unas cuantas pulgadas de resina de anión macro reticular débilmente básica (Amberlita IRA-93) se añadían a la cama tipo gel de resina de anión fuertemente básica, la conductividad de corriente permanecía debajo de 1  $\mu$ mho después de 1300 corridas. Sin embargo, fueron aplicadas la soda cáustica, la sal y 15% de ácido clorhídrico regularmente después de cada 100 corridas para remover otras suciedades. La suciedad orgánica que tomó lugar en la resina fuertemente básica fue localizada del "desprendimiento" de las resinas de catión y de orgánicos en el agua, pero cuando la resina de catión macro reticular más estable fue sustituida, resistió la oxidación, tal que había menos desperdicio. Las resinas macro reticulares son más caras que otras y tienen menores capacidades, tal que aunque alivian la suciedad orgánica, no son la solución completa.

### **4. Trampas orgánicas**

Las trampas orgánicas han sido propuestas como pretratamiento antes de la desmineralización y están comenzando a ser aplicadas. Se ha reportado que protegen los grandes desmineralizadores, y también aseguran una mejor calidad de la corriente final. La salmuera es usada para su regeneración cotidianamente.

La vida de una resina en estas trampas y el costo de la salmuera regenerante debe ser evaluada y comparada con el costo de los métodos de limpieza de salmuera y soda. Los costos de los reemplazos de la resina de anión con y sin las trampas también debe ser comparada, después de que se haya obtenido mayor experiencia.

## **5. Resina de anión fuertemente básica de etapa primaria en sistemas de multicamas.**

Es recomendada la resina de anión fuertemente básica en las etapas primaria y secundaria de desmineralizadores multicamas, de tal forma que la resina anión primaria removerá los orgánicos y protegerá las unidades secundarias. Esta práctica asegura una excelente calidad continua de la corriente final por largos periodos. El gran desmineralizador en Linden, tiene un sistema primario de tres camas seguido de uno secundario de camas mezcladas. La resina de anión en el sistema primario se limpia con cáustica y salmuera frecuentemente, pero la resina en las camas mixtas se limpia sólo una vez al año. La corriente final ha tenido una continua resistencia específica de 10,000,000 a 20,000,000 ohms-cm por muchos años.

### **4.9 Diez sistemas desmineralizadores principales**

Se dispone de mucho sistemas o arreglos desmineralizadores del siguiente bloque principal de construcción: cambiadores de catión fuerte y débilmente ácidos, cambiadores de anión fuerte y débilmente básicos, y decarbonatador o ventilador de vacío.

Es posible colocar en la misma unidad resinas de anión débil y fuertemente básicas. El uso de dos resinas como una doble capa en una unidad es un desarrollo reciente que puede permitir ahorros considerables en capital de inversión y costos de operación, particularmente en grandes desmineralizadores. Las dos resinas tienen suficiente diferencia en densidad tal que no se mezclan apreciablemente y permanecen estratificadas como una doble capa. Son usualmente regeneradas ascendentemente (flujo opuesto).

La selección del diseño del desmineralizador entre todos estos sistemas está determinada por los siguientes factores: necesidad de remover el silicio, pureza de corriente requerida, composición influente, tamaño de la planta, costo de regenerante.

#### **a. Remoción de silicio**

Si la aplicación del agua desmineralizada en un caso dado puede tolerar el silicio, entonces éste remueve sulfatos y cloruros (acidez mineral total) pero no silicio o dióxido de carbono.

La resina débilmente básica tiene cerca del doble de capacidad para remover la acidez mineral total, que la resina fuertemente ácida, dado que los niveles regenerantes de soda cáustica son iguales. Más aún, puede ser regenerada con ceniza de soda o amoníaco, los cuales son menos costosos que la soda cáustica.

El decarbonatador puede ser localizado antes o después del cambiador débilmente básico, dado que este último remueve poco, si es que nada, del ácido carbónico no está sujeto a tales valores bajos de pH.

La pureza de la corriente del sistema 1, expresada como sólidos disueltos totales, es usualmente 2-5 ppm o conductividad equivalente, 5- 1.5  $\mu$ mhos.

#### **b. Pureza requerida de la corriente**

La pureza requerida del agua desmineralizada para diferentes aplicaciones es usualmente expresada en términos de la cantidad de electrolitos en partes por millón como sólidos disueltos totales (SDT) en la corriente. Estas cantidades son tan pequeñas que es muy difícil determinarlas por análisis gravimétrico, pero afortunadamente, la resistencia específica fácilmente medida o conductancia específica (conductividad) en el agua puede ser usada como el equivalente de los SDT. La resistencia es el recíproco de la conductividad ("mho" es "ohm" deletreado al revés). La resistencia específica está expresada en ohms-cm (los electrodos de 1 cm<sup>2</sup> están alejados 1 cm) y la conductancia específica en mhos-cm (o usualmente, micromhos-cm, esto es, millonésimas de un mho-cm). La resistencia, expresada en ohms, por tanto es igual a 1,000,000 dividido por la conductividad, expresada en micromhos. Al medir la conductividad con el medidor usual (galvanómetro con un circuito de puente de Wheatstone), la temperatura debe ser tomada en cuenta. Usualmente la conductividad a 25°C (77°F) es estándar; en las mediciones a otras temperaturas los factores de corrección deben ser aplicados.

Si están presentes los gases dióxido de carbono o amoníaco, afectan la conductividad y por tanto son removidos usualmente del medidor, o se aplica un factor de corrección; por ejemplo, cada parte por millón de dióxido de carbono aumenta la conductividad a 0.05  $\mu$ mhos.

## **1. Conductividad contra concentración en la corriente de varios sistemas desmineralizadores**

La tabla 4.1 da el contenido de electrolitos como TDS y su conductividad equivalente (o resistencia) en las corrientes de varios sistemas desmineralizadores para tres grados típicos de pureza: "ultra puro", "muy puro" y "puro".

La tabla muestra que para dos camas de sistemas fuertemente básicos cada 1ppm de TDS es equivalente a 5  $\square$ mhos de conductividad, mientras que para sistemas básicos débiles de dos camas o para sistemas de camas mezcladas cada 1ppm de SDT es equivalente a 2.5  $\square$ mhos. La relación entre partes por millón y  $\square$ mhos depende de la conductividad de varios compuestos de sodio esperados en la corriente. En el sistema fuertemente básico de dos camas, la corriente contiene principalmente hidróxido de sodio, pero en el sistema débilmente básico de dos camas o el sistema de camas mezcladas el pH esta debajo de 7, y las sales de sodio, tales como cloruro de sodio, la cual tiene menor conductividad, predomina en la corriente.

## **2. Calidad de la corriente en sistemas desmineralizadores principales de anión fuertemente básico**

La tabla 4.2 da el rango de SDT y silicio en la corriente, normalmente obtenibles con los sistemas desmineralizadores principales de remoción de silicio para tratar agua de salinidad moderada (cerca de menos de 500 ppm SDT).

De esta tabla es evidente que el agua desmineralizada "pura" (arriba de 100,000 ohms) es obtenida de sistemas de dos camas pero si se requiere agua "muy pura" (arriba de 1,000,000 ohms), el uso de sistemas de 4 camas o camas mezcladas está indicado, y si se necesita agua "ultra pura" (arriba de 10,000,000 ohms), debe ser usada la combinación de sistemas de 2 o 3 camas más camas mezcladas. Las unidades de limpieza de camas mezcladas por tanto están ganando aceptación en las plantas desmineralizadoras para calderas de alta presión.

La tabla también indica que, cuando la corriente de silicio es similarmente considerada, se espera que dos camas reduzcan el silicio cerca de 0.002 a 0.1 ppm (menos silicio puede ser producido si los niveles del regenerante cáustico se aumentan, pero esto puede ser bajo el

riesgo de costos de operación excesivos). Si la cantidad de silicio es 0.01 a 0.05 ppm generalmente son recomendadas cuatro camas o una combinación de dos camas y cama mezclada (con resina de anión fuertemente básica en las etapas primaria y secundaria). La resina fuertemente básica en la primera etapa también sirve para proteger la resina secundaria de la suciedad orgánica.

### **c. Composición influente**

El análisis de agua debe ser estudiado antes para calcular la proporción de sodio y alcalinidad, expresada en el porcentaje de aniones y cationes totales, y la proporción, de acidez mineral total (sulfato y cloruros) y silicio, expresado en porcentaje del total de aniones intercambiables.

Mayores porcentajes de sodio y menores porcentajes de alcalinidad aumentan la fuga de cationes y por tanto requieren niveles más altos de acidez para mantener esta fuga dentro de los límites fijados por los SDT. Si los niveles de ácido se vuelven excesivos, se recomiendan desmineralizadores de cuatro camas o combinados de 2 camas y camas mezcladas. Las aguas que tienen alto porcentaje de alcalinidad hacen uso de las resinas económicas débilmente ácidas, porque ahorran ácido; para tales aguas un decarbonatador también es recomendable.

Las aguas que tienen altos porcentajes de silicio causan mucha fuga de silicio y requieren altos niveles de soda cáustica; por tanto se recomiendan las resinas de anión fuertemente básicas en las etapas primaria y secundaria, para ahorrar soda cáustica. Si el porcentaje de acidez mineral total es lo suficientemente alta, una resina de anión débilmente básica en un sistema de tres camas o doble capa está justificada, para reducir los requerimientos de soda.

### **d. Tamaño de la planta**

Mientras más grande sea la planta, mayor es la importancia de reducir el costo de operación, aunque la inversión es mayor. En plantas grandes, es posible justificar la selección de desmineralizadores de 4 camas en lugar de los de 2 camas y la inclusión de resina de catión débilmente ácida y resina de anión débilmente básica para ahorrar los costos de regenerante. En plantas pequeñas el capital invertido es usualmente el factor de control, y por esta razón las camas mezcladas son a menudo preferidas, aunque el costo de regenerante es alto.

## **CAPITULO 5**

### **CAPTACIÓN, CONDUCCIÓN Y PRETRATAMIENTO DEL INFLUENTE**

#### **5.1 Generalidades de la captación**

La función de las obras de toma para el caso que nos ocupa, es captar el agua de mar a procesar para luego entregarla en condiciones de gasto y presión requeridas por el siguiente subsistema, que será usualmente el de pretratamiento.

Una buena instalación de los equipos y obras accesorias que conforman lo que llamamos en desalación se denomina "toma de agua", reditúa en una buena operación y larga vida útil del equipo, que es el trabajo más arduo con que se cuenta al operar una planta desaladora.

Las condiciones que debe reunir una toma de agua son:

- 1. Deberá proporcionar el volumen de agua necesario por desalar, de acuerdo al tipo de planta que se va a instalar y la capacidad nominal del equipo.*
- 2. La forma de captar el agua deberá ser sencilla y económica.*
- 3. Deberá ser la más idónea para el lugar elegido, tomando en consideración: zona, profundidad, épocas del año, mareas, formaciones del suelo, etc.*
- 4. Deberá tener fácil acceso, área de maniobras, desazolve, protección e iluminación.*
- 5. Las instalaciones de operación y mantenimiento del equipo de desalación deberá estar cercanas a la fuente.*
- 6. Deberá poseer boyas, las cuales tienen la finalidad de señalar la dirección en que se encuentra tendida la línea de succión, ver figura 5.1.*
- 7. Se deberá mantener la línea de succión en una posición fija por medio de anclajes que pueden ser muertos de concreto, acero estructural o simplemente sacos de arena o bolsacreto dispuestos a distancias no mayores de 3 m, de manera que se contrarresten las corrientes que pudiesen romper el tubo.*

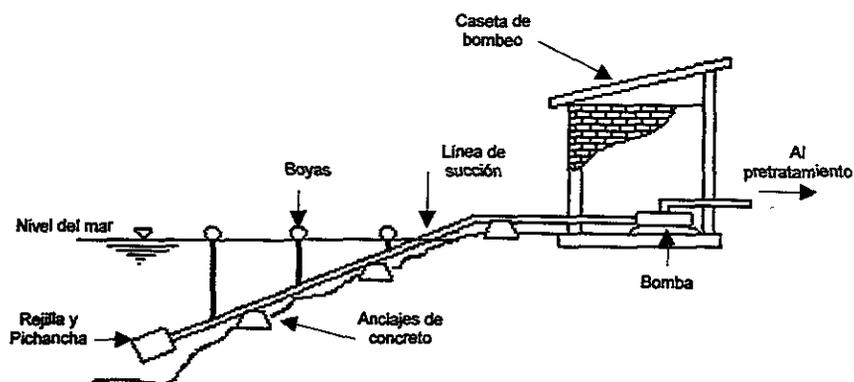


Figura 5.1. Marcado de la dirección de la tubería de conducción mediante boyas.

En caso de que se utilice estructura de acero, ésta deberá estar protegida con recubrimiento epóxico antioxidante. El amarre de la tubería se hará utilizando nylon o seda que impida la corrosión.

Aceptando las bases establecidas para una buena "toma de agua", a continuación se estudian los principales tipos de tomas existentes y algunos de los problemas que podrían presentarse en su instalación. Aunque no son todas sus variantes sí son, al menos, las más comúnmente conocidas. Para tal efecto se hará una clasificación muy simple en lo que se refiere a la forma de tomar el agua de la fuente

- a) Métodos de toma directa
- b) Métodos de toma indirecta

## **5.2 Métodos de captación directa**

Consisten, como su nombre lo indica, en tomar el agua directamente por medio de una tubería de succión sumergida en el mar, a la cual, con objeto de proteger se entrada de las obstrucciones causadas por partículas de tamaño grande, se le coloca una rejilla cilíndrica de acero inoxidable o aleación de cobre.

Presentan la ventaja de que generalmente proporcionan agua de salinidad preestablecida y constante (salvo en el caso de esteros o zonas de alta evaporación y baja recarga). Sin embargo, en la península de Baja California, en el litoral del Pacífico, presentan una serie de dificultades que han significado graves obstáculos para la buena operación de los sistemas. Algunos de los problemas que se han presentado son los siguientes: conformación del fondo marino y a la gran variación de las mareas, consecuentemente, no puede disponerse de agua en forma constante en puntos cercanos a la playa, lo que obliga a un avance mar adentro de la obra de captación.

Otra dificultad se origina por la naturaleza del lecho oceánico, que es arenoso en su totalidad, lo que ocasiona la presencia de grandes cantidades de arena en suspensión, misma que es tomada por los equipos de bombeo, ocasionándoles un desgaste adicional. Este problema ha sido resuelto mediante el empleo de sedimentadores y equipos de bombeo resistentes a la abrasión.

La presencia de material orgánico en suspensión (algas y peces de diferentes tamaños) es otra dificultad que se encuentra en este tipo de tomas, y que puede ser resuelta mediante el empleo de filtros instalados antes de los equipos de bombeo. Además, entre el material orgánico en suspensión, se encuentran los huevecillos, larvas de peces y moluscos, los que pueden pasar a través de los filtros, adhiriéndose y creciendo en las líneas de conducción, obstruyéndolas. Este problema se combate mediante el uso de cloro o calentamiento del agua, cuando la naturaleza del equipo lo permita.

Otro problema al que pueden enfrentarse este tipo de tomas es la contaminación originada por el hombre, ya sea por la descarga de los desperdicios industriales o domésticos en puntos cercanos a la toma, o por la construcción de obras que alteren la trayectoria de las corrientes, creando el problema de acarreo, azolvamientos o turbulencias.

Aún tomando como medida de protección el uso de la pichancho, que evita que se vacíe la tubería de succión, puede taparse con la basura arrastrada por el mar, y debido a esto es recomendable conectar un compresor para alimentar con aire a estos elementos y expulsar de esta manera las basuras causantes de la obturación como se muestra en las figuras 5.2, 5.3 y 5.4. La tubería empleada normalmente en este tipo de tomas puede ser de PVC o asbesto-cemento y debe estar anclada al suelo para evitar movimientos perjudiciales por la marea, así como al equipo de bombeo. Las bombas son de tipo centrífugo con impulsor y carcasa construidos en bronce para soportar la acción corrosiva del agua de mar.

#### a) Canal de captación

En la actualidad existen otros métodos para alimentar de agua a las plantas desaladoras, entre ellos se encuentran los canales recolectores, los cuales tienen tres rejillas para retención de sólidos, que pueden ser removidas para su limpieza de una en una, dejando dos en servicio para no interrumpir la operación.

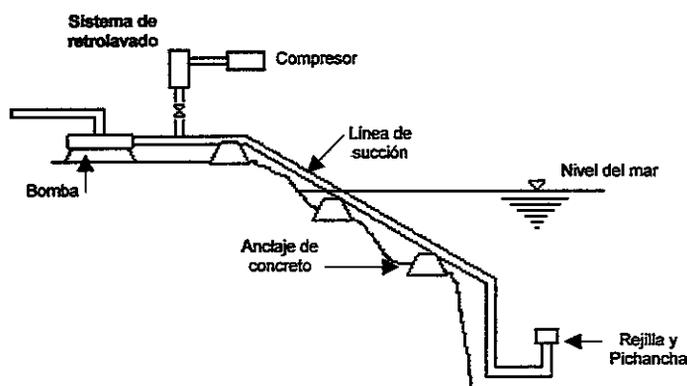


Figura 5.2. Obra de toma directa con succión ascendente.

Este tipo de captación de agua de mar se utiliza generalmente para suministrar agua a equipos de desalación en grandes cantidades, ya que la infraestructura que significa un canal de éste tipo es grande en virtud de que se efectúa algunas veces en terreno rocoso con los problemas y riesgos que representa el dinamitado del mismo, como son la construcción de rompeolas que soporten el embate del mar y la caseta de albergue de los equipos de bombeo.

Tomas de agua de éste tipo, disminuyen considerablemente los problemas de operación y mantenimiento siempre y cuando se realicen y se orienten de una manera adecuada, programándose de tal manera que el canal de captación sea llenado por el principio de vasos comunicantes.

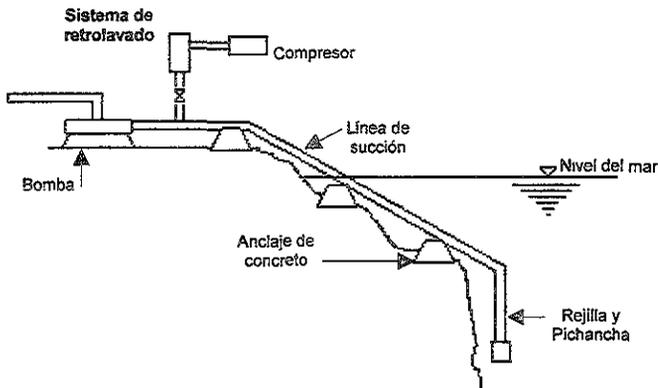


Figura 5.3. Obra de toma directa con succión descendente.

Los problemas a los que se enfrenta éste tipo de tomas de agua de mar es la dificultad para eliminar materiales en suspensión como son el sargazo, lechuguilla, etc., los cuales, al ser succionados, obstruirían tuberías de conducción y las charolas del evaporador cuando se utiliza destilación solar para la desalación.

Las dimensiones del canal varían según las condiciones del lugar y del volumen horario de captación lo mismo que del flujo del agua, el cual, será determinado por las gráficas de mareas para ese lugar o uno similar, editadas por el Instituto de Oceanografía, ya que deberá tener un azolve natural.

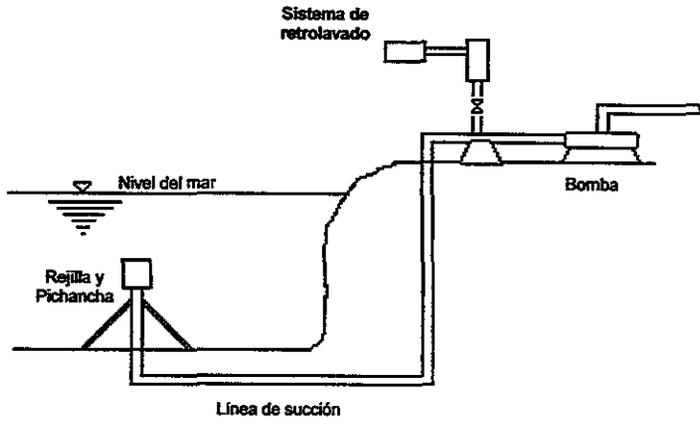


Figura 5.4. Obra de toma con succión descendente con tubería subterránea

### B) Línea Submarina Anclada

Cuando las condiciones marinas en la zona de captación son favorables, se procede entonces a la instalación de una línea submarina que irá anclada al fondo mediante muertos de concreto, estructuras de acero o bien por simples sacos de arena a distancias no mayores de 3 m, como medida de seguridad para el tubo. En el caso de que se utilice como anclaje una estructura de acero, ésta deberá estar protegida con recubrimiento epóxico que prolongue su vida útil, y el amarre de la tubería se hará utilizando nylon o seda que impida la corrosión y la erosión. Este tipo de captación, además de sencilla y barata, funciona en muchos casos siempre y cuando se tomen algunas precauciones, que si no eliminan del todo los problemas, los disminuyen en alto grado.

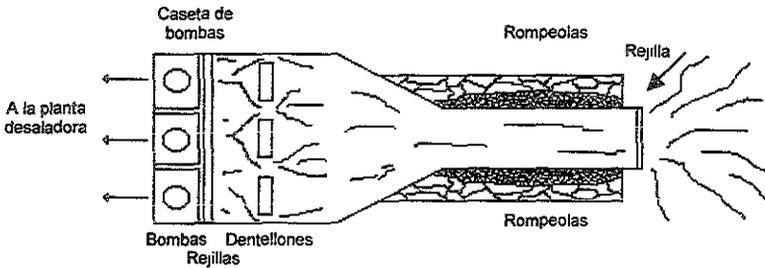


Figura 5.5. Toma de agua directa mediante el uso de un canal.

El cálculo de una tubería de éste tipo requiere varias consideraciones. En primer lugar, la tubería requerida dependerá de la obtención del diámetro óptimo de succión de la bomba. El material podrá ser PVC, fibra de vidrio o asbesto-cemento según como sean las condiciones marinas. Estará tendida en la misma dirección de la marea, de tal forma que la ola rompa siempre a lo largo de la tubería y nunca a los costados ya que esto provocaría una tensión desigual a lo largo de la misma.

La tubería tendida bajo el mar deberá cumplir con algunas características:

- Estar levantada un mínimo de 40 cm del fondo.*
- La bomba será preferiblemente centrífuga horizontal*
- No deberá tener succión directamente al fondo marino.*

Finalmente, un juego de válvulas y accesorios permitirán el cebado del equipo y el retrolavado de la tubería. La línea submarina deberá tener los señalamientos adecuados que favorezcan su mantenimiento sobre todo cuando la succión está bastante retirada de la playa, ya que en la mayoría de los casos esta línea queda cubierta por arena y es difícil su localización. Este tipo de toma no es recomendable cuando el terreno es rocoso o bien cuando hay presencia de corales, ya que se corre el riesgo de que alguno de los anclajes se suelte y pueda dañarse la tubería al contacto con la roca.

### **c) Toma de agua con protección de flora y fauna**

En las ocasiones en que se toma el agua de lagunas artificiales para hoteles o bien para estanques de criaderos marinos, es muy necesario proteger a la fauna, sobre todo en forma de larvas contra la succión de los equipos. Es entonces cuando se realiza una toma de forma horizontal pero terminada en un cilindro formado por anillos concéntricos con inclinación piramidal interior calculada de antemano, que permite el paso del agua, pero que impide el paso de partículas muy pequeñas debido a su forma de diseño.

Los materiales empleados para éste equipo cilíndrico es el acero inoxidable por su baja corrosión y aun cuando los costos son altos se justifica plenamente en estos casos por el alto costo del equipo y por que reduce el costo de mantenimiento.

Los anillos empleados en este diseño especial, deberán ser calculados tomando en consideración el tipo y tamaño de larvas que se van a proteger, la velocidad de la corriente y el volumen de agua de extracción.

Tomas de agua de ésta naturaleza son poco frecuentes en nuestro país por su alto costo y diseño especial; sin embargo, han sido probadas con alta eficiencia en muchas partes del mundo.

### **c) Tomas con eliminación de arena**

Cuando la arena se encuentra en suspensión y además siendo su granulometría sumamente pequeña, se recomienda la instalación de desarenadores que pueden ser centrífugos o bien, tanques de sedimentación.

Los tanques de sedimentación, aunque menos costosos, en ocasiones no dan el resultado esperado por la alta turbiedad del agua empleada, por lo que los desarenadores centrífugos son usados con mayor frecuencia.

El desarenador centrífugo consta de un recipiente cónico el cual posee una entrada inferior por donde pasa el agua; la arena, por diferencia de densidades, se precipita al fondo de donde será expelida por retrolavados periódicos, por lo que la succión de los equipos de bombeo serán colocadas en la parte céntrica del cono. En algunos casos el llenado de éstos conos y el cebado de los equipos de bombeo se hace mediante succión de vacío, utilizando diferencias de presión. Los tanques de sedimentación generalmente se construyen de forma dúplex con una pared intermedia con descarga de agua en uno y llenado el otro por el principio de vasos comunicantes. La arena sedimentada en el primero es eliminada por purgas continuas y la succión del equipo de bombeo se instalará en el tanque contrario a la descarga y a una altura siempre mayor de 30 cm del fondo.

Estos tanques son diseñados de acuerdo al área, para obtener una velocidad de sedimentación adecuada, y un volumen de extracción de agua suficiente para alimentar el proceso.

### **5.3 Métodos de toma directa**

Consiste en una tubería de asbesto-cemento, la cual descarga a un cárcamo en donde una bomba succiona el agua para alimentar a la planta desaladora como se muestra en la Figura 5.6.

Otra variante consiste en la construcción de un pozo o cárcamo comunicado al mar mediante un canal en el cual solamente se instala una reja en la entrada del canal de alimentación para detener el paso de objetos grandes. En el cárcamo se halla sumergida la pichancha a una altura inferior al nivel de bajamar.

#### **a) Toma de pozo profundo**

Este tipo de captación puede resultar una buena alternativa, ya que reúne las características de limpieza, cercanía, disponibilidad, facilidad de mantenimiento e independencia de las condiciones climatológicas. Sin embargo, no se ha podido utilizar este sistema con mucha frecuencia, pues se han presentado las siguientes dificultades:

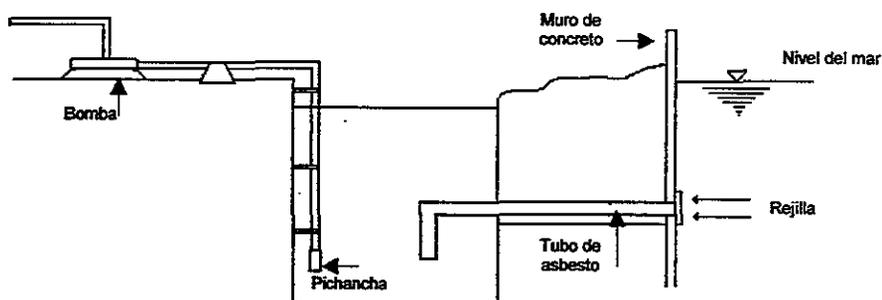


Figura 5.6. Toma indirecta con empleo de tubo y cárcamo para succión

- a) *La naturaleza geológica del terreno, lo hace casi siempre impermeable, impidiendo el flujo de agua de mar en las cantidades requeridas, y en ocasiones, en lo absoluto.*
- b) *Se han localizado en terrenos de buena infiltración, que además, poseen depósitos de aguas fósiles con salinidad superior a la del agua de mar.*
- c) *En algunos casos el agua encontrada, aunque de salinidad aceptable, presenta concentraciones anormales de algunos compuestos ( $H_2S, Ba^{++}, S$ ), originando la imposibilidad de su empleo.*
- d) *Se ha tenido aumento considerable de la salinidad con el transcurso del tiempo, hasta convertir el agua en inaceptable.*
- e) *En algunos casos se ha observado una relación directa entre el nivel de mareas y el nivel de agua del pozo, que llega a descender considerablemente hasta llegar al punto de agotarse en algunas ocasiones, teniéndose irregularidades en la disposición del agua.*

Cuando se hace una toma de pozo profundo deberá tomarse en cuenta que el ademe del pozo tenga el diámetro necesario para la instalación de la tubería de succión. Una vez ademado se deberá instalar la tubería de succión hasta por lo menos un metro debajo del nivel de bajamar, ya que el no hacerlo podría provocar que se descebara la bomba, o bien que se tenga que retornar parte del agua de la descarga de la misma, ocasionando su entubamiento, obturación del equipo y azolve en la descarga.

Durante la instalación y el mantenimiento de los equipos para pozos profundos se debe tener siempre la precaución de contar con el equipo adecuado, ya que improvisar ha dado como resultado, en algunas ocasiones, que parte de la columna, o bien los impulsores con sus tazones (en el caso de una bomba con tubería vertical), se caigan obstruyendo el ademe y tapando el pozo.

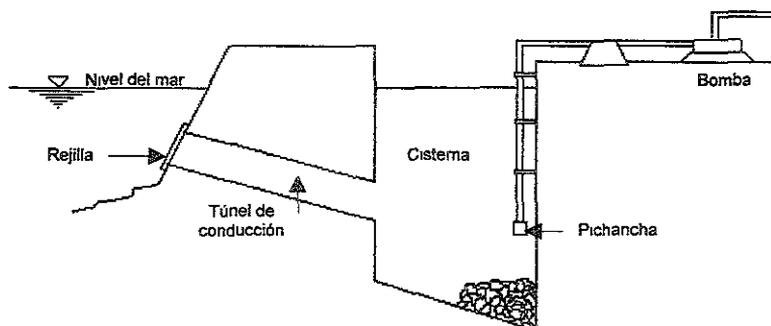


Figura 5.7. Toma indirecta empleando canal, rejilla y fondo de material azolvado.

Generalmente este "tipo de toma" se emplea para captar agua cuando se va a utilizar la succión en el fondo para no romper la interfase salina; después de haber detectado la conductividad a diferentes profundidades mediante conductímetros de sondeo se procede a la instalación de ventanas en el ademe previamente cerrado en el extremo y a la profundidad requerida.

## **b) Captación por pozo marino**

En algunas ocasiones en que por necesidades del lugar se instalan equipos donde se tienen playas extensas (lugares turísticos), y por lo mismo, el agua es poco profunda a grandes distancias de la playa, y sobre todo cuando se retira en bajamar disminuyendo también su profundidad, se utiliza la toma de agua de mar que se denomina "captación por pozo marino".

Esta captación consiste en la excavación de un pozo cuya profundidad será la necesaria para tener el volumen requerido por el equipo de desalación y variará de acuerdo a las características propias del suelo, tales como el suelo arenoso, calcáreo o rocoso y si posee o no permeabilidad lateral además de la intrusión salina.

Las variantes de este tipo de instalaciones son múltiples y dependen de varias circunstancias. Si el mar se aleja demasiado en bajamar, lógico es que el nivel del pozo disminuya considerablemente dejando en ocasiones la succión al descubierto. Esto se puede evitar profundizando el pozo, con los consiguientes problemas de achicamiento y excavación, o teniendo una línea de alimentación de agua desde una profundidad mínima de un metro de acuerdo a la gráfica de mareas.

En algunas ocasiones la marea sube de tal manera que deposita en el pozo todo tipo de sedimento, por lo que es menester ubicar el brocal del pozo, por lo menos dos metros arriba del nivel más alto registrado para el fondo del ademe.

En otras ocasiones, y de forma muy rústica pero obteniendo resultados muy similares, se hace un muro de contención a base de sacos rellenos de arena seca o bolsacreto, la cual fragua rápidamente impidiendo el paso de todo material en suspensión que lleve el agua actuando como rompeolas cuando las condiciones climatológicas son críticas.

En el caso de pozo marino, pozo profundo y con excepción de condiciones anormales, la captación del agua se hace sin grandes problemas, sin embargo, en virtud de lo poco profundo de estos pozos, no se recomienda la succión directamente al fondo, sino una succión horizontal con perforaciones laterales y por encima del mismo.

### **c) Toma de agua utilizando instalaciones marinas**

Generalmente se instalan plantas desaladoras en apoyo a obras pesqueras o de desarrollo turístico, contándose con algunos tipos de instalaciones que pueden ser aprovechadas al máximo mediante ciertas modificaciones que nos proporcionan seguridad, acceso y confiabilidad a los equipos.

En el caso de que exista algún muelle para embarcaciones de poco calado, se recomienda utilizarlos, instalando las tomas de agua de mar adentro del muelle por ser de mayor profundidad y porque permite la sujeción de la tubería en forma segura.

Se recomienda en estos casos instalar una succión horizontal con taponamiento en su extremo y con perforaciones laterales y superiores en la línea de succión. El diámetro y la longitud del tubo horizontal, lo mismo que el número y diámetro de las perforaciones, estará dado por el volumen de agua requerido en la planta que se desea instalar.

Como ya se comentó anteriormente, la flora, organismos y objetos indeseables en la tubería, solamente se pueden controlar; por ello es necesario calcular un exceso por taponamiento en orificios y deberán recubrirse con malla del No. 30<sup>1</sup> para evitar los materiales en suspensión.

El taponamiento será detectado al bajar la eficiencia de la bomba, momento en el que se deberá efectuar un retrolavado utilizando un equipo de bombeo auxiliar. Cuando se realiza la operación de retrolavado, el agua tenderá a salir por los orificios de succión, con lo que se desprenderá todo el material sedimentado en las perforaciones. No obstante que el retrolavado es una operación importante y de relativamente fácil ejecución, no se debe perder de vista el aspecto relativo al cebado de las bombas empleadas, el cual se realiza mediante un equipo auxiliar de bombeo y utilizando una válvula de mariposa, la cual en el momento de arranque, es operada manualmente.

---

<sup>1</sup> En la malla del No. 30 se considera que en una pulgada cuadrada deben existir 30 orificios

Generalmente este tipo de tomas es necesario instalarlas por duplicado, siendo una auxiliar de la otra y teniendo siempre una como reserva para mantenimiento o bien para el retrolavado, pero como el efecto más importante al que estará sometida la tubería es el del oleaje, la tubería requerirá protección mediante otros muros de concreto que la resguarden del fenómeno antes mencionado, así como de materiales grandes en flotación que pudiesen golpearla.

Por lo anterior, es necesario considerar dentro de cualquier proyecto de planta desaladora el tipo de toma más recomendable, tomando siempre en cuenta que todo equipo de desalación necesita un estricto control, tanto en la instalación como en la operación para cumplir con ciertas normas de calidad del agua de alimentación.

Se puede afirmar con toda seguridad que la captación de agua para plantas desaladoras no tienen mayores problemas que los ya enumerados por lo que, después de captar el agua y antes de procesarla, hay que determinar su calidad mediante análisis de laboratorio para poder elegir el pretratamiento más adecuado.

#### **5.4 Pretratamiento**

El primer parámetro a identificar cuando se pretende diseñar un sistema de purificación, es la calidad del agua disponible en el lugar de origen, esta tiene influencia directa sobre el grado de complejidad en las etapas de pretratamiento.

El pretratamiento debe eliminar los contaminantes de la corriente de alimentación que deterioran los procesos de purificación. La selección de un método particular depende de la calidad de agua que se requiera. Así mismo, con este pretratamiento se amplía la vida de las membranas a 3 o 5 años, sin el tratamiento previo las membranas durarían aproximadamente 1 hora.

Los métodos de desalación por procesos de membrana generalmente incluyen tres etapas.

1. Pretratamiento
2. Desionización
3. Postratamiento

En general, el agua contiene los siguientes contaminantes:

- Partículas
- Compuestos orgánicos
- Óxido de Fe y Mn
- Desinfectantes (Cl y cloroamina)
- Coloides (orgánicos e inorgánicos)
- Ácidos y bases
- Microorganismos
- Patógenos
- Sales inorgánicas

El tipo y la cantidad de contaminantes depende de la fuente de agua disponible. Para nosotros la fuente será el agua de mar, la cual contiene principalmente sales inorgánicas.

La calidad del agua de mar también dependerá de la profundidad en la que este posicionada la toma principal, por ejemplo los niveles de concentración de partículas, compuestos orgánicos y coloides son superiores en aguas superficiales comparándolos con las aguas profundas.

El pretratamiento en los sistemas o procesos de membrana ( Ósmosis inversa, Electrodialisis, Ultrafiltración, Nanofiltración y Desmineralización por intercambio iónico) son definitivamente más complejos que los empleados en otros métodos de desalación; el desempeño adecuado de las membranas es función de la calidad del pretratamiento y sus principales objetivos son prevenir la formación de incrustaciones por agentes inorgánicos y orgánicos además del desgaste ocasionado por organismos biológicos.

Antes de instalar el proceso de pretratamiento se realiza un análisis físico-químico y bacteriológico del agua de mar, este análisis es necesario para la selección de los procesos de separación de los principales contaminantes contenidos en el agua de mar que se ajusten a los criterios de calidad establecidos por las normas.

Algunos métodos de pretratamiento comúnmente empleados son:

- a. Sedimentación de la arena
- b. Filtrado de arena
- c. Ablandamiento con carbón activado o cal y sulfato férrico
- d. Recolección de compuestos orgánicos
- e. Filtración Cartridge
- f. Adición química

*a. Sedimentador de arena:*

Es el primer recurso del tratamiento previo, allí el agua que fluye rápidamente se retrasa y permite la sedimentación producida por la gravedad.

*b. Filtros de arena:*

Para muchas aplicaciones, anteponiendo filtros de arena con respecto al filtro Cartridge se ha logrado extender la vida del último.

Tres tipos de filtros granulares son utilizados:

- a. Filtros sencillos de arena
- b. Filtro doble ( capa superior de antracita y capa inferior de arena)
- c. Filtros múltiples (contienen tres capas, la superior de antracita, la intermedia de arena y con granate en el fondo)

Los filtros dobles y múltiples permiten la escalonación de capas; con la capa más pesada al fondo y la ligera en la capa superior, esto asegura la remoción de partículas en la cama del filtro.

**c. Ablandamiento con carbón activado o cal y sulfato férrico**

En tres reactores con dimensiones de 56.5 m de diámetro y 8.0 m de profundidad se pueden alojar cerca de 18,000 metros cúbicos por cada uno, en los cuales se incorporará la cal y el sulfato férrico para quitar las partículas suspendidas que no se sedimentaron en el paso anterior, en este paso la cal permite ablandar el agua, con la finalidad de eliminar el calcio que habría tapado la membrana de alguno de los procesos de membrana; el sulfato férrico ayuda a la cal para formar lodo y para que las partículas suspendidas se depositen en el fondo de los reactores.

**d. Adición química**

Uno de los principales indicadores de la acidez o alcalinidad del agua es el pH; cuando el agua requiere ser bajada de 10 a 7.5, se necesitará adicionar ácido sulfúrico con la finalidad de evitar el laminado del carbonato de calcio que tapa y apelmaza los filtros. Este paso se realiza previo a que el agua de alimentación sea pasada por el filtro cartridge para ser purificada por alguno de los métodos señalados en este trabajo.

## **5.5 Postratamiento**

El agua como producto de los procesos de membrana se caracteriza por la presencia de sales monovalentes como el cloruro de sodio. Las sales monovalentes provocan corrosión y la presencia de elevadas concentraciones del ión cloruro en el agua como producto del proceso, acelera la corrosión de la tubería en la ausencia de una capa protectora, es por esto que el postratamiento de los sistemas de membrana dependerá de gran medida de la eficiencia del pretratamiento.

En el pretratamiento, se dosifica ácido para destruir la alcalinidad con el propósito de prevenir la formación de incrustaciones alcalinas que se depositen en la superficie de la membrana. Bióxido de carbono se produce como resultado de la reacción ácida con la alcalinidad y este mismo pasa a través de la membrana con el permeato y disminuye su valor de pH.

El postratamiento puede llevarse a cabo por dos métodos; el primero es por la incorporación de un decarbonador atmosférico con el propósito de eliminar el bióxido de carbono y asegura que el permeato se prepare para mejorar su sabor, el siguiente paso es carbonatar el agua como producto la cual pasará a través de una cama de piedra caliza para elevar el valor de alcalinidad al requerido y estar protegidos contra la corrosión. Sin embargo, esto requiere la adición de  $\text{CO}_2$  producido en una planta donde se queme gas natural. El último paso en el postratamiento es la adición de cloro para la desinfección en contra de microorganismos en la red de distribución de agua para sus diversos usos.

El segundo método es mediante el paso del agua como producto a través de una cama de piedra caliza o adicionado a la piedra caliza, seguida de un proceso de cloración. El  $\text{CO}_2$  en el permeato se utiliza pero se puede necesitar más para exceder el límite de dureza temporal.

La experiencia en plantas de desalación de aguas de mar por estos sistemas demuestra que el primer método es más fácil de controlar.

|

## CAPÍTULO 6

### GENERALIDADES ACERCA DE LOS PROYECTOS DE PLANTAS DE DESALACIÓN POR SISTEMAS DE MEMBRANA

El proyecto de una planta de tratamiento de agua salada es uno de los aspectos más importantes de la ingeniería ambiental. La selección y análisis de los diagramas de flujo de los procesos correspondientes exige tanto el conocimiento teórico como la experiencia práctica. Esta última es esencialmente importante en el proyecto y disposición de las instalaciones físicas y en la preparación de planos y especificaciones. El propósito es describir lo relacionado con la preparación de diagramas de flujo de procesos de tratamiento, los datos básicos de diseño, balance de sólidos, líneas piezométricas e implantación. Los términos más utilizados se definen de la manera siguiente:

- Diagrama de flujo.

*Un diagrama de flujo es la representación gráfica de una combinación particular de la operaciones y procesos unitarios utilizados para llevar a cabo los objetivos específicos del tratamiento.*

- Datos básicos para el diseño de las instalaciones físicas necesarias.

*Los criterios de cargas de trabajo (o de proyecto) son los criterios básicos utilizados en el dimensionamiento de las operaciones y procesos unitarios individuales.*

- Balance de sólidos.

*El balance de sólidos se determina mediante la identificación de las cantidades de sólidos que entran y salen de cada operación o proceso unitario.*

- Línea piezométrica.

*La línea piezométrica se usa para determinar la cota de la superficie libre del agua salada en su movimiento a través de las diversas unidades del tratamiento.*

## **6.1 DIAGRAMAS DE FLUJO DE LOS PROCESOS DE TRATAMIENTO**

Dependiendo de los constituyentes que deben eliminarse, se puede concebir un número limitado de diferentes diagramas de flujo utilizando las operaciones y procesos unitarios. Dejando aparte el análisis de la conveniencia de los métodos de tratamiento individuales, la configuración exacta del diagrama de flujo seleccionado dependerá también de factores tales como:

- 1. La experiencia del proyectista*
- 2. Las normas, tanto de las empresas encargadas del diseño, como de los organismos competentes sobre la aplicación de métodos específicos de tratamiento de agua salada. Entre estos organismos podemos citar a la CNA, FONATUR, o a organismos operadores en general;*
- 3. la disponibilidad de proveedores de los equipos necesarios para los métodos específicos de tratamiento de aguas saladas.*
- 4. el máximo uso que puede hacerse de las instalaciones existentes;*
- 5. los costos de construcción iniciales; y*
- 6. los costos futuros de operación y mantenimiento.*

En la figura 6.1 se muestra un diagrama típico de una planta de aguas saladas proyectada para obtener niveles de calidad de tratamiento

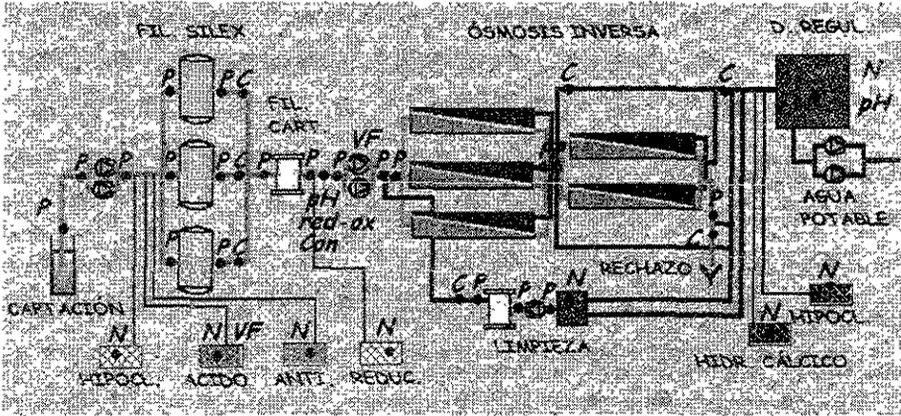


Figura 6.1 Diagrama de una planta de ósmosis inversa

## 6.2 DATOS BÁSICOS PARA EL DISEÑO DE LAS INSTALACIONES FÍSICAS NECESARIAS

Después de haber desarrollado uno o más diagramas de flujo preliminares, el siguiente paso consiste en el dimensionamiento de las instalaciones físicas necesarias. El dimensionamiento depende de:

### 1. Datos de proyecto.

- Gasto medio
- Gasto máximo extraordinario
- Carga media diaria de DBO
- Carga media diaria de SS

### 2. Criterios de diseño del proceso adoptado

A menudo, los proyectistas aumentan el tamaño para tener en cuenta las condiciones reales de entrada y salida de las unidades que son distintas de las teóricas o ideales. El dimensionamiento de cada operación y proceso unitario exige la adopción de procedimientos similares al descrito.

Dado que la mayoría de las plantas de tratamiento se diseñan para las condiciones previstas en el futuro (de 10 a 25 años), los criterios de diseño deben incluir tanto los correspondientes al momento en que las instalaciones entre en servicio, como los previstos para el año horizonte.

Estos últimos estarán influidos por las estimaciones sobre la población a servir y por los estudios de costo-efectividad, para diversos periodos de proyecto.

<b>Elemento</b>	<b>Periodo de diseño (años)</b>
Planta de tratamiento	5 a 10

### **6.2.1 IMPORTANCIA DEL MUESTREO Y MEDICIÓN DE CAUDALES**

El muestreo y la medición de gastos de aguas (aforo) son dos tipos de aspectos que deben recibir tanta atención como el diseño e la planta.

El propósito del muestreo es recoger una porción de aguas residuales lo suficientemente pequeña en volumen, para ser manejada convenientemente en el laboratorio y no obstante esto, sea representativa del agua (salada) que se va a examinar. Debe recogerse en tal forma que no se agregue ni se pierda nada en la porción tomada y que no se produzca ningún cambio durante el tiempo que transcurra desde la recolección hasta su análisis en el laboratorio. Si no se satisfacen estas condiciones, los resultados obtenidos en el laboratorio serán engañosos y de peores consecuencias que la falta de ellos.

No puede especificarse la localización de los puntos de muestreo y la recolección de las muestras para todos los proyectos de plantas de tratamiento. Las condiciones son diferentes para cada caso y hay, que adaptar a cada uno el procedimiento a seguir. Sin embargo, se pueden dar las siguientes recomendaciones.

- 1. la muestra debe tomarse en donde estén bien mezcladas las aguas saladas. Esto se logra mas fácilmente si se localiza el punto de muestreo donde el flujo de aguas sea turbulento.*
- 2. deben excluirse las partículas grandes, considerándose como grandes las que sean mayores de 6 mm.*
- 3. no deben incluirse en el muestreo los sedimentos, crecimientos o material flotante que se haya acumulado en el punto de muestreo.*
- 4. la muestra debe analizarse tan pronto como sea posible. Si se retiene por mas de una hora, debe mantenerse fría. La descomposición bacteriana de las aguas continúa en el recipiente de muestra. Después de una hora son apreciables los cambios debido a tal descomposición. El enfriar la muestra retarda mucho la acción bacteriana.*
- 5. debe procurarse que sea lo más fácil posible la recolección de muestras apropiadas. Los puntos de muestreo deben de ser de fácil acceso; tener el equipo adecuado y proteger al personal de las inclemencias de tiempo, pues mientras más fácil sea la toma de muestras. Mejor será su ejecución.*

## **6.2.2 TIPOS DE MUESTRAS**

Para definir un programa de muestreo es necesario definir el tipo de muestra a coleccionar. La muestra puede ser de tipo instantánea o compuesta.

Una muestra instantánea consiste en coleccionar todo el volumen a examinar en un mismo tiempo, por lo que representa las características de las aguas solamente para la hora en la que se toma. Comúnmente se utilizan cuando las aguas mantienen su gusto y características estables.

Una muestra compuesta se logra con la colección de aguas en forma continua durante un intervalo de tiempo dado, o bien con la composición de varias muestras instantáneas tomadas a cada cierto tiempo. Esta muestra representa el promedio de las características a medir durante el tiempo que dure su colección, es necesario conocer el comportamiento cambiante del agua a muestrear. A mayor cambio en el gasto y características de las aguas, menor tiempo transcurrido para coleccionar la muestra compuesta. Lo mas recomendable es bombear en forma continua hacia un recipiente con el fin de acumular un volumen mayor que el de la muestra. Una vez cumplido el tiempo se homogeniza el volumen recolectado y se procede a llenar los envases con muestra para su preservación y transporte.

**Advertencias para muestras:**

- Si las muestras no se preservan adecuadamente, se obtendrán resultados que afectarán al diseño o al control de la operación de las plantas.
- Si con una muestra compuesta instantánea se pretende conocer las características de las aguas y el comportamiento de sus gastos, existe la posibilidad de sobredimensionar o subdimensionar durante el diseño.

**Recomendaciones para las muestras compuestas:**

- La concentración y el gasto no fluctúan repentinamente, basta con tomar porciones cada hora durante periodos de 12 horas.
- Si las fluctuaciones son repentinas, pueden requerirse muestras cada media hora a cada cuarto de hora.
- El período de muestreo puede variar para que cubra cuatro, ocho o doce horas, según el personal disponible y el uso que se dé a los resultados.
- El gasto de aguas debe medirse al tomar cada porción y debe ajustarse al volumen de la porción en la muestra según el gasto.

### **6.3 BALANCE DE SÓLIDOS**

Después de haber establecido los criterios de diseño, deben prepararse los balances de sólidos correspondientes al diagrama e flujo de cada proceso. Idealmente, aquellos deberían confeccionarse tanto para la carga orgánica del día máximo, como del medio. A menudo, cuando la manipulación de los sólidos puede ser elemento crítico, debe evaluarse el balance para valores de la carga correspondiente a otros periodos. Tal información es necesaria con objeto de:

1. conocer la necesidad de disponer de instalaciones de almacenamiento de sedimentos y su capacidad.
2. determinar el tamaño adecuado del equipo de conducción y bombeo del sedimento.

El balance de sólidos se hace mediante el principio de conservación de la masa; es decir, se calculan las cantidades de sólidos que entran y salen de cada operación o proceso unitario.

### **6.4 LINEA PIEZOMETRICA.**

Una vez seleccionado el diagrama de flujo y determinadas las instalaciones físicas correspondientes y las conducciones de interconexión, deben calcularse las líneas piezométricas necesarias, tanto para los caudales medios como para los caudales punta. Las líneas piezométricas se preparan por tres razones:

1. asegurar que el gradiente hidráulico es el adecuado para que se desarrolle el flujo por gravedad del agua a través de las instalaciones de tratamiento.
2. para establecer las alturas de impulsión requeridas por las bombas cuando el bombeo sea necesario, y
3. para asegurar que las instalaciones de la planta no se verían inundadas o que el agua de alcance cotas no previstas durante los periodos de caudal punta.

Las cuatro actividades que se han descrito se realizan en la primera etapa del proyecto de una planta de tratamiento de aguas salobres, a la cual se le denomina *Ingeniería Básica*, a la cual le sigue la etapa de Ingeniería de Detalle.

## 6.5 INGENIERIA DE DETALLE

La *Ingeniería de Detalle* es la organización especial de las instalaciones físicas requeridas. La disposición global de la planta incluye la localización de los edificios de control y administrativos y cualquier otro tipo de edificio necesario. Normalmente, se estudian varias implantaciones diferentes antes de realizar la selección final, utilizando para ello recortes de cartón que representen a escala las diversas instalaciones de tratamiento.

Entre los factores que deben tenerse en cuenta en el estudio de implantación de una planta de tratamiento, se pueden citar los siguientes:

1. *Tamaño y localización del proyecto.*
2. *Topografía*
3. *Condiciones del suelo y las cimentaciones*
4. *Análisis y diseño estructural*
5. *Procesos constructivos*
6. *Localización del colector*
7. *Accesos para el transporte*
8. *Efecto sobre la longitud de las conducciones de conexión entre los procesos de tratamiento.*
9. *Eficacia y rendimiento de los procesos*
10. *Fiabilidad y economía de operación.*
11. *Estética*
12. *Impacto ambiental, y*
13. *Existencia de terreno adicional para la futura ampliación de la planta.*

1. *Tamaño y localización del proyecto.*

Se entiende por tamaño de una planta tratadora de agua salada a la capacidad para producir efluentes por unidad de tiempo, es decir, el tamaño y la localización de la planta estará en función de la demanda y consideraciones técnicas que requerirán ser atendidas. Cabe recalcar

que el proyecto debe ser dimensionado para producir el óptimo económico, como se ilustra en la figura 6.2.

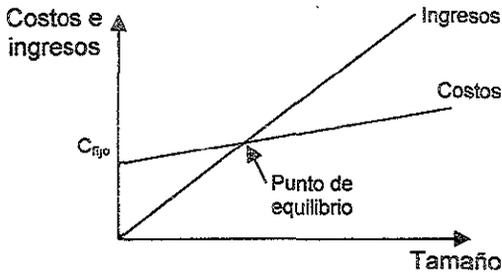


Figura 6.2. Gráfica ingresos vs costos

## 2. Topografía.

Debido a las irregularidades geográficas presentes en el litoral, es indispensable ayudarnos de la topografía para poder hacer una representación gráfica de porciones de la superficie terrestre en un plano. Para realizar esta tarea en la actualidad se utilizan técnicas como la fotogrametría, para percibir la superficie y sus respectivas curvas de nivel mediante fotografías aéreas. Posteriormente se procede a realizar un estudio del suelo para colocar las cimentaciones, que son los pies de la planta.

## 3. Condiciones del suelo y cimentaciones.

Dentro de las condiciones del suelo debemos tener en cuenta que una estructura se compone de dos partes fundamentales: la subestructura (suelo y cimentaciones) y la superestructura (análisis y diseño estructural).

Subestructura {  
- Acciones  
- Subsuelo

Acciones {

- Carga muerta
- Carga viva
- Efecto de sismo
- Efectos de viento
- Sobrecargas

Subsuelo {

- Propiedades índice
- Propiedades mecánicas {
- Resistencia
- Deformación

Para conocer las condiciones del suelo (subsuelo), podemos ver que las propiedades índice nos aportan características del suelo y las propiedades mecánicas nos arrojan datos de resistencia y deformación del suelo. Para llevar a cabo la exploración de los suelos podemos apoyarnos en métodos indirectos como son:

- Mapas
- Cartas
- Fotografías aéreas, y
- Métodos geofísicos

Los métodos directos contemplan:

- Reconocimientos geológicos
- Pozos a cielo abierto, y
- sondeos

Para conocer la estratigrafía se utilizan comúnmente la penetración estándar y el cono eléctrico, el primero consiste en contar el número de golpes que se requieren para hincar un penetrometro a una profundidad de 60 cm: mientras que el segundo como su nombre lo indica se debe a la presencia de corrientes eléctricas.

Por otro lado, la estratigrafía nos permite saber a que profundidades debemos de obtener las muestras, por lo tanto requeriremos de estas para poder obtener las propiedades índice y mecánicas de dichos estratos, para ello contamos con:

- Muestras cúbicas
- Tubo Shelby
- Tubo Shelby dentado, y
- barril W.

Debido a las condiciones presentes en los litorales, no se pueden aplicar muestras cúbicas conocidas como pozos a cielo abierto, que alcanzan profundidades como máximo de 4 o 5 m, porque por lo general tenemos suelos friccionantes (arenas). Así mismo se requerirá de tubos Shelby para obtener muestras inalteradas por ser suelos blandos con un número de golpes igual a 2 y resistencia a la penetración simple de  $5 \text{ kg/cm}^2$ .

Para llevar a cabo la revisión de los suelos se consideran las teorías del estado límite de falla y el estado límite de servicio.

Estado límite de falla ▶ Resistencia ▶ Capacidad de carga

Estado límite de servicio ▶ Deformación ▶ Asentamientos

Dado que los suelos friccionantes no poseen la propiedad de cohesión, entonces, para poder determinar la capacidad de carga nos apoyaremos en la ecuación descrita por Zeevaert para cualquier tipo de suelos y a distintas profundidades.

Para teoría de falla los factores de seguridad se obtienen mediante el cociente entre la carga última y la carga actuante.

Para el caso del análisis de los asentamientos requeriremos conocer las deformaciones elásticas y las plásticas, por lo que, de las pruebas realizadas se utilizan el coeficiente de deformación elástica, el coeficiente de deformación plástica, los esfuerzos obtenidos mediante la teoría de Zeevaert y dimensiones de los estratos y descargas.

#### 4. Análisis y diseño estructural

Basándonos en las hipótesis fundamentales del análisis estructural elástico, podemos determinar que:

- Los materiales son lineales y por tanto elásticos (rígida)
- El desplazamiento en las partes de la estructura en las que haya carga aplicada son pequeños

Para poder considerar que se trata de un buen diseño estructural debemos por lo menos contemplar en nuestro análisis los siguientes puntos:

- Estructuración
- Especificación de cargas
- Bajada de cargas
- Dimensionamiento de losas
- Análisis sísmico (estático, dinámico y modal-espectral)
- Análisis estructural
- Dimensionamiento de trabes, columnas y detalle

Así como se utilizaron las teorías de falla y de servicio para el caso de las cimentaciones, para el caso del diseño estructural nos basaremos en los mismos, enfocados a la obtención de las magnitudes de los elementos mecánicos presentes (carga axial, flexión, cortante o torsión) en la estructura. Cabe recalcar que debido a que se trata de una estructura de vital importancia para la población durante alguna catástrofe, entonces, tendrá que ser diseñada como un edificio del tipo I y en la zona en la que se lleve a cabo su instalación para poder determinar los efectos sísmicos.

## 5. Procesos constructivos

Un punto fundamental para llevar a cabo la construcción de un proyecto es el de elaborar un buen proceso constructivo, que nos permita organizar las actividades a desarrollar contemplando los tiempos, costos, materiales y recursos humanos que serán de vital importancia para satisfacer el contrato. Los puntos a ser considerados para poder llevar a cabo un proyecto son:

- Visita a sitio
- Estructura del catalogo
- Subcontratos
- Programa de obra
- Selección de equipo y maquinaria
- Selección de procesos constructivos
- Planeación de instalaciones y equipos auxiliares
- Análisis de costos directos
- Análisis de costos indirectos, imprevistos, utilidad
- Integración de precios unitarios
- Formulación del presupuesto

## 6. Localización del colector

El colector tiene dos funciones principales: la primera, es ofrecer un flujo constante en la planta y, la segunda, es disponer de un influente libre de suciedades que pueden tapar las membranas localizadas dentro de los filtros (ósmosis inversa, electrodiálisis o desmineralización por intercambio iónico).

### 7. Accesos para el transporte

Un punto vital para una planta desaladora es el de disponer de accesos, así como de sitios ubicados estratégicamente para la disposición de residuos sólidos o del efluente. Cabe recalcar que una planta desaladora puede entregar el efluente (agua potable) enfrascada, mediante tubería o en carros pipa; de la misma forma los desechos sólidos (concentrado) por lo general se retiran de la planta mediante una tubería que inyecta este efluente al mar o al subsuelo.

### 8. Efecto sobre la longitud de las conducciones de conexión entre los procesos de tratamiento.

Otro punto de vital importancia para una planta desaladora es la disposición de las tuberías que permiten el movimiento del influente, así como de las tuberías que contienen los filtros; para evitar tener plantas enormes debido a la longitud efectiva para poder desalar el agua se optó por crear módulos de tubería que permiten tener grandes longitudes de tubería en un área pequeña como se describió en el capítulo 3.

### 9. Eficacia y rendimiento de los procesos

Para los procesos de membrana se tiene un rendimiento del 80% es decir que de un litro de agua salobre se obtienen 800 mililitros de agua potable y 200 mililitros de concentrado que es devuelto a la fuente. De la misma forma la eficacia de estos procesos es del 95%, cuando se muestrea continuamente el flujo que entra en los filtros.

### 10. Fiabilidad y economía de operación.

Hasta la fecha los procesos de membrana han sido los más fiables debido a su economía y rendimiento, aunque los sistemas solares requieren de una menor inversión y gastos de operación casi nulos, su rendimiento es del 65%, es decir, de un litro 650 mililitros son potables y requieren de mucho más tiempo para obtenerse por lo que la eficacia es muy baja ; los sistemas de membrana requieren de mayores inversiones pero su rendimiento es mayor aunque no superen la economía de los sistemas solares.

## 11. Estética

Debido a que estos sistemas de desalación pretenden obtener nuevas formas para disponer de agua para uso potable a partir de fuentes salobres, la armonía del hombre con el medio ambiente es un punto vital para conservar el equilibrio que permita a la humanidad el poder subsistir en una convivencia directa con la cultura de la naturaleza.

## 12. Impacto ambiental

La desalación es una fuente de abastecimiento no convencional ya que no se obtiene de una fuente convencional (río, lago, pozo), una evaluación de impacto ambiental contempla la identificación, predicción y evaluación de una obra, así mismo las medidas de mitigación involucran la compensación, restauración y control; todo esto con la finalidad de integrar la manifestación del impacto ambiental. Todo proyecto cumple con las siguientes etapas: preparación, construcción, operación, mantenimiento y abandono, por lo tanto, es fundamental hacer un análisis de impacto ambiental que pueden ser benéficos o adversos:

- Estética de paisaje
- Circulación
- Patrones de tráfico
- Ruido
- Aspectos socioeconómicos
- Acelerar el desarrollo del suelo
- Cambio de patrones de actividades sociales y económicas
- Comunicación entre colonias
- Servicios de protección y control de emergencias para sus habitantes, etc.

## 13. Existencia de terreno adicional para la futura ampliación de la planta.

Debido a que la población progresa a una tasa de crecimiento conocida, el proyecto de la planta esta obligado a considerar una ampliación en una fecha futura específica, por lo tanto las instalaciones físicas deberán ser holgadas para su futuro crecimiento o bien disponer de predios cercanos a la planta que pudieran ser usados posteriormente.

## CAPITULO 7

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Los principales objetivos a cumplirse en una planta desaladora son los siguientes:

Aspectos	Inmediatos	Corto plazo	Largo plazo	Finales
Salud	Contribuir al mejoramiento de la salud	Reducir la incidencia de enfermedades transmitidas por el agua	Reducir la incidencia de enfermedades relacionadas con el agua, mejorando la higiene, el saneamiento del medio y la educación en salud	Mejorar el nivel de salud
Técnicos	Mejorar la calidad, cantidad, disponibilidad y continuidad del abastecimiento de agua	Asegurar una buena operación del sistema de abastecimiento	Asegurar un adecuado mantenimiento del sistema de aprovisionamiento de agua y las facilidades sanitarias	Mejorar el nivel técnico
Ambientales	Evitar riesgos y condiciones ambientales adversas	Evitar riesgos y condiciones ambientales adversas	Evitar riesgos y condiciones ambientales adversas	Mejorar el ambiente
Sociales	Obtener colaboración de los posibles usuarios	Oportunidad de entrenamiento y educación Despertar interés en futuros beneficios sanitarios y económicos derivados del aprovisionamiento de agua	Contribuir al mejoramiento de la comunidad (social - familiar)	Mejorar el estándar de vida
Económicos	Optimizar la inversión económica	Generar nuevas posibilidades de trabajo e industrias - redistribución de ingresos	Mejorar la productividad y, por ende, el nivel económico	Contribuir al desarrollo integral de la comunidad, región o país

Los sistemas de membrana en el ámbito de la desalación han demostrado ser los más eficientes, por tener tasas de producción mayores a las de los demás sistemas existentes, aunque el mantenimiento y los insumos de estos sistemas aún sean demasiado costosos. Así mismo, dentro de los procesos de membrana cabe recalcar que la ósmosis inversa ha sido implementada en mayor cantidad a nivel mundial por la facilidad de manejo operacional y de mantenimiento, y por los bajos costos de membranas (con respecto a los sistemas de membrana).

Cabe recalcar que la tecnología aplicada a los sistemas de membrana como cualquier otro sistema contempla ventajas y desventajas:

**Ventajas:**

- **Ahorro de energía.** El consumo energético es muy bajo dado que no se requiere un cambio de fase para aplicar el proceso
- **Recuperación de materiales.** Muchos productos pueden ser recuperados para re-utilizarlos; tanto el concentrado como el producto pueden ser utilizables
- **Trabajo a temperatura ambiente.** Todos los procesos operan a temperatura, por lo tanto esto permite el proceso de productos sensibles a temperaturas altas
- **Reducción de costos de movimiento.** Remover agua de procesos puede reducir significativamente el volumen de producto (concentrado) a ser transportado
- **Disminuir desechos municipales de agua.** Con ciertos procesos se puede eliminar completamente la demanda bioquímica de oxígeno y la demanda química de oxígeno en aguas de desecho. La reducción del DBO puede disminuir los sobreprecios para la descarga de agua de desecho DBO en sistemas de descarga municipales
- **Reducido espacio físico para los sistemas de tratamiento.**
- **Expansión.** La característica que presentan los sistemas modulares de membranas es la de planear futuras expansiones en los sistemas de tratamiento
- **Automatización.** La mayoría de los sistemas pueden ser instrumentados para funcionar automáticamente inclusive en procesos de auto-lavado

- **Bajos costos de trabajo.** El mantenimiento requerido es prácticamente nulo. No se requieren conocimientos especializados dado que la mayoría de los medidores son los que se utilizan normalmente para mediciones convencionales
- **Protección ambiental.** El uso de tecnología de membrana prevee tratamiento para manejo de residuos que exceden los requerimientos de las reglas y normas ambientales
- **Ventajas tecnológicas.** Cada proceso tiene características y capacidades específicas que permiten solucionar problemas que hasta ahora no había forma de atender
- **Sistemas a medida.** La mayoría de los procesos son diseñados para cada aplicación en particular
- **Alta confiabilidad y rendimiento** La aplicación de sistemas de ósmosis inversa y de ultrafiltración ofrece un rendimiento aproximado del 85% al 95%
- **Respuesta inmediata.** Los sistemas pueden ser reactivados, si se apagaron, en menos de media hora
- **Clean in place (CIP).** Debido a su funcionamiento y diseño modular, los sistemas no requieren ser desconectados para ser limpiados, ya que otros módulos cumplen su función cuando toma lugar el periodo de lavado

#### **Desventajas:**

- **En niveles de flujo bajos.** La membrana se aglutina y se reduce su vida media
- **Operaciones a gran escala.** No se ha demostrado como un proceso práctico
- **Pretratamiento:** Requiere de un pretratamiento muy intenso

Con esto podemos llegar a la conclusión final de que la solución al problema de la potabilización del agua salobre no es fácil y que, para obtener una eficiencia elevada, es necesario utilizar conocimientos tecnológicos actualizados aplicados a producir soluciones muy simples.

## BIBLIOGRAFIA

1. Principles of desalination  
Spiegler 1966, pag. 53–98.
2. Fresh Water From The Sea  
Amsterdam 1976, pag. 23-32.
3. Separations with dialysis and ultrafiltration:  
Saltonstall, C.W. 1992a. pag. 102-178.
4. Dialysis and ultrafiltration:  
Saltonstall, C.W. 1992b. pag. 24-62
5. How to prevent losses of protein by adsorption to glass and plastic.  
Suelter, C.H. and Deluca, M. 1983. 112-119.
6. *Desalination in Israel - Present and Future.*  
Shauly, A. (1998). pag.120, 281-284.
7. Semiat, eds., "Desalination in Israel - Present and Future: Conference Proceedings",  
published by The Water Research Institute, R., Hasson D. and Shauly, A. (1998) pag.  
128-153
8. Fouling Mitigation in Membrane Processes.  
Sheikholeslami, R., (1999), pp. 45-53.
9. Fouling Mitigation in Membrane Processes - Program and Abstract of Workshop  
Papers", Published by the Technion - Israel Institute of Technology, David Hasson  
(1999),, pag. 12-23.
10. Workshop Report: Mitigation of Fouling in Membrane Processes, Membrane News,  
The Newsletter of the European Membrane Society 50, Sheikholeslami, R. (1999),  
pag.8-9.

**11. The Workshop on Fouling Mitigation in Membrane Processes, Membrane Quarterly published by the North American Membrane Society, Sheikholeslami, R. (1999), pp. 35-37.**

**12. American Water Works Association**

- VOL. 81 AÑO 1989 (Jun-Dic)
- VOL. 82 AÑO 1990 (Jul-Dic)
- VOL. 83 AÑO 1991 (Ene-Jun)
- VOL. 83 AÑO 1991 (Jul-Dic)
- VOL. 84 AÑO 1992 (Ene-Jun)
- VOL. 86 AÑO 1994 (Jul-Dic)
- VOL. 87 AÑO 1995 (Ene-Jun)
- VOL. 87 AÑO 1995 (Jul-Dic)
- VOL. 88 AÑO 1996 (Abr-Jun)
- VOL. 88 AÑO 1996 (Oct-Dic)
- VOL. 89 AÑO 1997 (Oct-Dic)
- VOL. 90 AÑO 1998 (Abr-Jun)
- VOL. 92 AÑO 1999 (Oct-Dic)

**13. Internet**

<http://www.yao.lc.usbr.gov/>

<http://www.musc.edu/bcmb/ceramide/protocols/0022.html>

<http://www.searecovery.com/>

<http://www.membranes-amta.org/>

<http://www.iaea.org/worldatom/Periodicals/Bulletin/Bull39...>

<http://www.southeastdesalting.com/>

<http://www.visityuma.com/desaltin.htm>

<http://www.osmonics.com/products/Page681.htm>

<http://www.ionics.com/products/membrane/WaterDesalting/de...>

<http://rubicon.water.ca.gov/b16098/v1txt/ch3f.html>

[http://www.natcogroup.com/menus/product\\_pages/oil\\_lt\\_sa\\_0...](http://www.natcogroup.com/menus/product_pages/oil_lt_sa_0...)