

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y MANUFACTURERA**



**“PROCESOS DE SEPARACION POR
ELECTRODIALISIS”**

INFORME DE SUFICIENCIA

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUIMICO

POR LA MODALIDAD DE ACTUALIZACIÓN DE CONOCIMIENTOS

PRESENTADO POR:

JAIME AMERICO VENERO MUÑIZ

Lima - Perú

2002

**Dedico este informe a
mis padres por el
amor y apoyo que
siempre me brindan**

RESUMEN

La **ELECTRODIÁLISIS** es el proceso que utiliza membranas intercambiadoras que permiten separar sustancias iónicas en disolución al aplicar una diferencia de potencial, y es utilizada en muchos países como alternativa para separar, concentrar y purificar sustancias. Su mayor aplicación es la obtención de agua potable a partir de aguas salobres, lo que para el Perú constituye una técnica a considerar si tenemos en cuenta la disponibilidad de agua de mar que posee nuestro territorio y la baja calidad de agua potable que se consume en ciertas localidades cercanas al mar, razón por la cual la electrodiálisis se presenta como alternativa para obtener incluso agua ultrapura cuando se combina con el intercambio iónico. Asimismo, la electrodiálisis se ha desarrollado últimamente en otros campos que cada vez presenta mayor interés en su uso, tales como, el tratamiento de efluentes industriales o la producción de agua de alimentación para calderas, en la industria de los galvanizados, en la industria de la alimentación, en la industria farmacéutica, etc.

El presente informe trata de los procesos de separación por **ELECTRODIÁLISIS** principalmente para la producción de agua potable. Los diferentes capítulos describen el proceso de electrodiálisis, la selección de membranas, la configuración de los módulos, el diseño de los procesos, las líneas maestras de operación y los costos que demanda la aplicación de esta tecnología.

Esperando que el presente trabajo pueda contribuir, en el conocimiento de los procesos de separación por electrodiálisis en nuestro país, dejo este informe para su consideración.

Bach. Jaime Américo Venero Muñiz

INDICE

Capítulo	Pág.
Dedicatoria	2
Resumen	3
1.- Generalidades	
1.1 El proceso de separación por electrodiálisis	7
1.2 Tipos de procesos de electrodiálisis	9
1.2.1 Proceso estándar de ED	
1.2.2 Proceso de electrodiálisis inversa (EDI)	
1.2.3 Proceso de electrodiálisis bipolar	
1.3 Aplicaciones de la electrodiálisis	13
1.3.1 Aplicación de la ED/EDI	
1.3.2 Aplicación de la ED bipolar	
2.- Membranas de electrodiálisis	
2.1 Membranas de intercambio iónico	18
2.1.1 Membranas de intercambio iónico de características especiales	
2.1.2 Características de las membranas de intercambio iónico	
2.2 Selección de membranas	28
3.- Módulos de electrodiálisis	
3.1 Componentes del módulo	33
3.2 Baterías	37
3.3 Disposición en etapas	39

4.- Criterios de diseño

4.1 Agua bruta	43
4.2 Pretratamiento	44
4.3 Limitaciones del proceso	47
4.3.1 Polarización	
4.3.2 Rendimiento de corriente	
4.3.3 Potencial de incrustación del agua en membranas de ED/EDI	
4.3.4 Oxidación de las membranas	
4.3.5 Materia particulada	
4.3.6 Potencial de ensuciamiento del efluente para las membranas de ED/EDI	
4.3.7 Requerimientos energéticos en electrodiálisis	
4.3.8 Variables de trabajo	
4.3.8.1 Variables de trabajo independientes	
4.3.8.2 Variables de trabajo semi independientes	
4.3.8.3 Variables de trabajo dependientes	
4.4 Configuración del proceso	78
4.4.1 Diseño de la batería	
4.4.2 Baterías de electrodiálisis y criterios de diseño de baterías	
4.4.3 Valores típicos para los parámetros de diseño	
4.5 Post Tratamiento	101
4.6 Controles e instrumentación	101
4.7 Evacuación o disposición del concentrado	102
4.7.1 Recuperación de agua	
4.7.2 Métodos de puesta a disposición	

5.- Operación	
5.1 Operación	105
5.1.1 Limpieza de membranas	
5.1.2 Mantenimiento	
5.2 Casos operativos de ED	110
5.2.1 Desalación de agua de mar	
5.2.2 Producción de sal de mesa	
5.2.3 Desalación de agua salobre	
5.2.4 Tratamiento de aguas residuales industriales	
6.- Instalación y costos	
6.1. Desalación de agua salobre por ED	115
6.2. Desalación de agua de mar	118
7.- Conclusiones y recomendaciones	121
Bibliografía	

CAPITULO 1

GENERALIDADES

1.1 El proceso de separación por electrodiálisis

La electrodiálisis es un proceso de separación electroquímica por medio de membranas cargadas y una diferencia de potencial eléctrico para separar especies iónicas y otros componentes no cargados de una solución acuosa.

Para entender como funciona la electrodiálisis, debemos primeramente comprender el funcionamiento de un generador electroquímico de sustancias, en donde los cationes son arrastrados al cátodo y los aniones al ánodo. El flujo de cationes y aniones es interrumpido por la presencia de membranas aniónicas y catiónicas (las membranas catiónicas sólo dejan pasar cationes y las aniónicas sólo dejan pasar aniones).

El esquema interno de un módulo de electrodiálisis se muestra en la Figura 1.1. En este esquema simplificado se ilustra el funcionamiento de un módulo de electrodiálisis. Se tienen tres canales por los que se introduce la disolución. En el compartimiento de la izquierda los aniones son atraídos por el ánodo positivo. Los cationes son atraídos por el cátodo negativo pasando a través de la membrana catiónica. En el compartimiento de más a la derecha los aniones pasan a través de la membrana aniónica y los cationes son arrastrados hacia el cátodo. En el compartimiento central se reciben los aniones y cationes de los otros dos canales. Por su parte los aniones de éste canal no pueden migrar hacia el

ánodo porque se lo impide la membrana catiónica y los cationes no pueden migrar hacia el cátodo porque se lo impide la membrana aniónica.

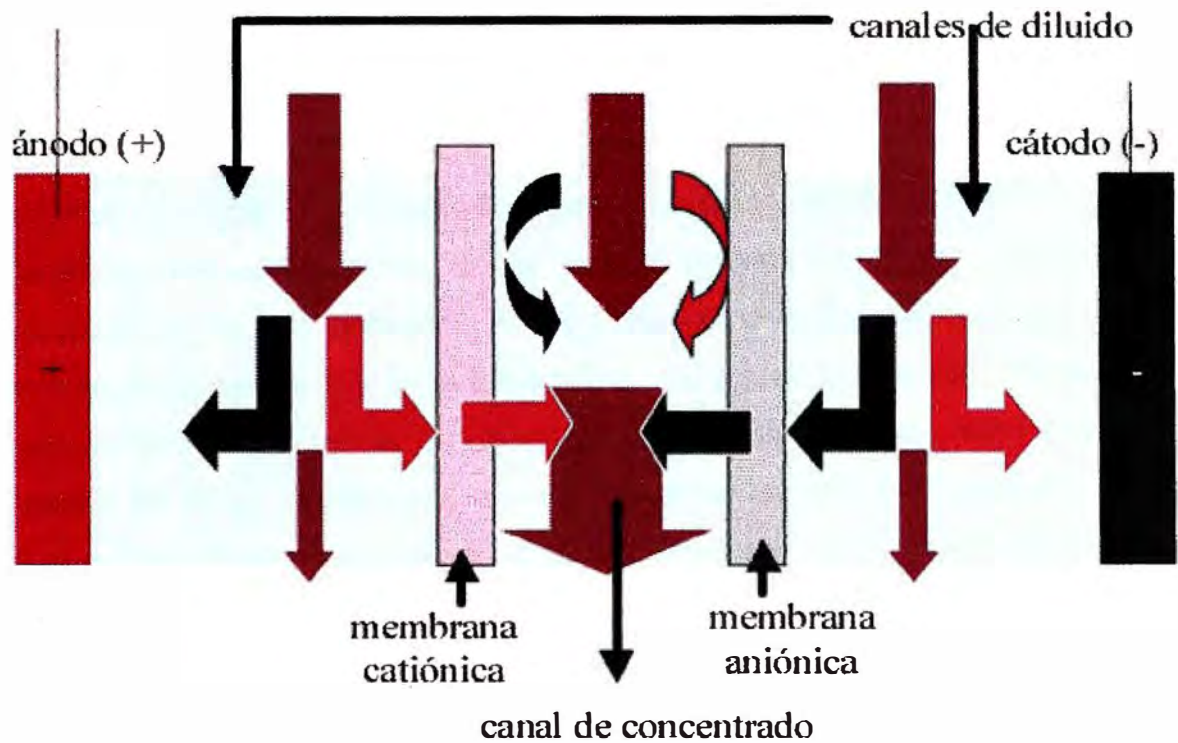


Figura 1.1 Esquema interno de un módulo de electrodiálisis

El resultado global es la concentración en el canal central y la dilución en los canales laterales manteniéndose la electroneutralidad en todo el sistema. La purificación del disolvente en la electrodiálisis tiene lugar por la eliminación del soluto indeseable a través de la membrana, mientras la purificación del disolvente en los procesos de ósmosis inversa y ultrafiltración tiene lugar por el transporte selectivo del solvente a través de la membrana que rechaza el soluto.

De hecho, por motivos económicos se trabaja con más de tres canales. También hay que destacar que en los compartimientos que están en contacto con los electrodos las cosas son algo diferentes que en el resto,

pues en ellos se producen reacciones electródicas, normalmente con desprendimiento de gases.

La electrodiálisis hoy en día es utilizada ampliamente en la desalación del agua salobre, producción de sal de mesa, y en algunos países es el proceso principal para la producción de agua potable. Sin embargo, el desarrollo de nuevas membranas de intercambio iónico con mejores selectividades, menor resistencia eléctrica y con propiedades térmicas, químicas y mecánicas mejoradas ha generado recientemente un gran interés en las aplicaciones de la electrodiálisis, especialmente en las industrias de la alimentación, medicamentos y procesos químicos, así como en biotecnología y en el tratamiento de aguas residuales. Aunque el proceso de electrodiálisis es conocido en principio desde hace más de ochenta años, la utilización a escala industrial comenzó hace veinticinco años, habiéndose desarrollado nuevas técnicas como la electrodiálisis inversa y la electrodiálisis bipolar.

1.2 Tipos de procesos de electrodiálisis

Los procesos de electrodiálisis (ED) pueden ser:

1.2.1 Proceso estándar de ED

En este proceso el agua fluye entre la batería de membranas permeables catiónicas y aniónicas, migrando los iones por acción de la fuerza electromotriz aplicada a través de la membrana, los que son eliminados o concentrados en los pasos de agua alternativos por medio de las membranas permselectivas (ver Figura 1.2).

En el acumulador frecuentemente precipitan sales solubles de CaCO_3 y CaSO_4 , por lo que a fin de inhibirlo se adiciona ácido y/o secuestrante a la

corriente de concentrado. Asimismo, es necesario limpiar periódicamente el acumulador o batería para eliminar las incrustaciones y otras materias ensuciadoras de las superficies que afectan el rendimiento.

Esta limpieza puede consistir en una limpieza in situ y desmontaje de la batería, lo que conlleva tiempo, resultando el desmontaje una desventaja del proceso de ED.

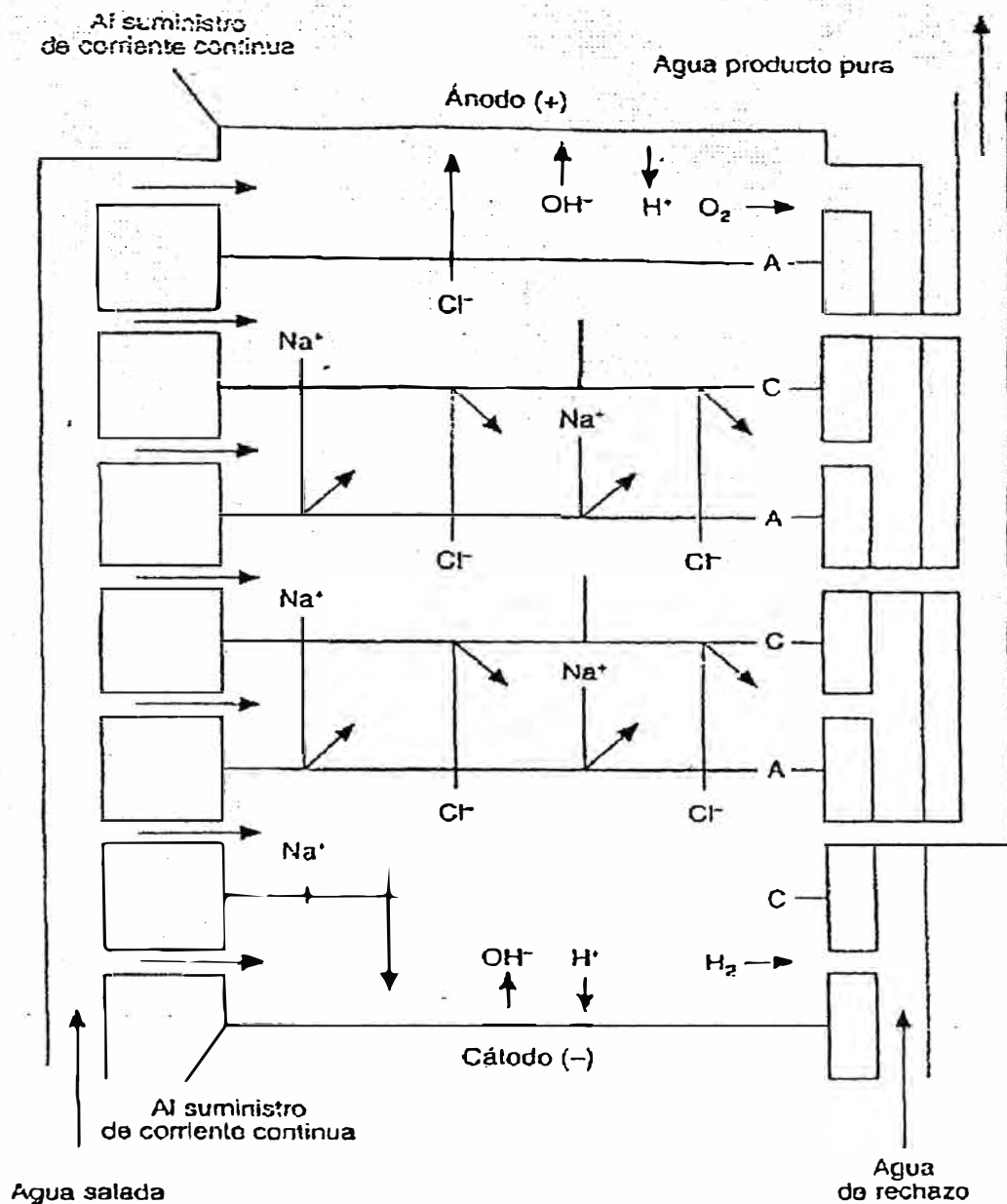


Figura 1.2 Proceso de ED, A= membrana aniónica permeable; C= membrana catiónica permeable

1.2.2 Proceso de electrodiálisis inversa (EDI)

Los principios de operación del proceso EDI son los mismos que del proceso ED, con la diferencia que en el proceso EDI la polaridad de los electrodos se invierte periódicamente (aproximadamente de 3 a 4 veces por hora), y que por medio de válvulas motorizadas, se intercambian las salidas del acumulador de membrana, del agua potable producto y del agua residual (Figura 1.3). De esta manera, los iones se transfieren en direcciones opuestas a través de las membranas, lo que ayuda a la rotura de la incrustación y al lavado y salida al exterior de lodos y otros depósitos de las celdas. El agua producto que emerge de la celda previa de salmuera se descarga normalmente al residuo por un tiempo de uno o dos minutos hasta que la calidad del agua se haya restaurado.

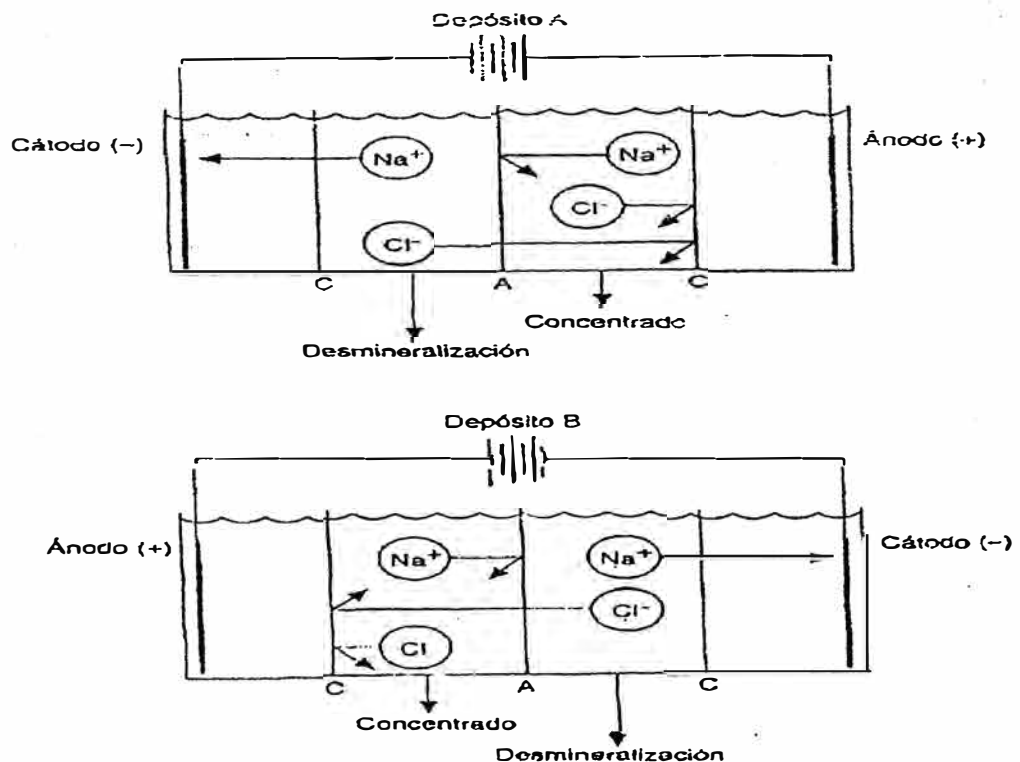


Figura 1.3 Control de formación de película en una batería de EDI

El proceso EDI debido a que opera automáticamente normalmente elimina la necesidad de dosificar con ácido y/o secuestrantes, así como se reduce la formación de incrustación en los compartimientos de los electrodos a raíz del cambio continuo de condiciones ácidas a básicas. Para eliminar las incrustaciones y otras materias ensuciantes de las superficies, en la EDI se usan tres métodos: el sistema de limpieza in situ, desmontaje de la batería (como en la ED normal), e inversión del caudal y polaridad en la batería. El sistema de inversión de la polaridad aumenta en gran medida los intervalos entre las tareas de desmontaje y montaje, suministrando una reducción total del tiempo de mantenimiento.

La EDI controla más efectivamente la precipitación de la incrustación que la ED normal, lo que constituye una gran ventaja de este proceso, especialmente para las aplicaciones que requieren altas recuperaciones de agua., sin embargo, la operación de la EDI es más complicada y los requerimientos de mantenimiento del equipo EDI necesitan más trabajo y un mayor nivel de preparación inclusive que los equipos de ósmosis inversa.

1.2.3 Proceso de electrodiálisis bipolar

El proceso de ED bipolar emplea membranas de intercambio iónico para separar y concentrar los constituyentes ácido y base de una corriente de sal. El elemento clave en este proceso electrodiálítico es la membrana bipolar, así llamada porque está compuesta de dos capas diferentes que son selectivas a los iones de cargas opuestas. Gracias a la corriente eléctrica aplicada, el agua que se difunde en la interfase de la membrana, se divide en iones H^+ y OH^- , que después son transportados a través de las capas selectivas aniónicas y catiónicas, respectivamente, a cámaras localizadas al otro lado de la membrana bipolar, cuyo resultado final es la acidificación o basificación de estas cámaras (Figura 1.4).

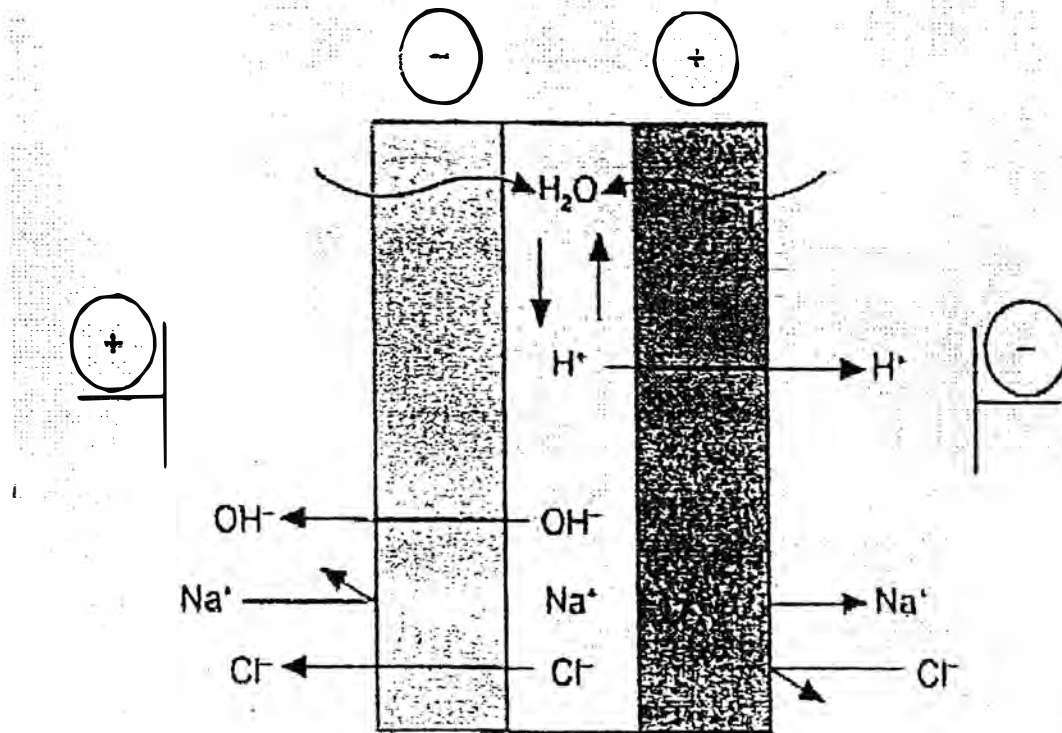


Figura 1.4 Operación de una membrana bipolar

1.3 Aplicaciones de la electrodiálisis

Los procesos de electrodiálisis permiten la separación de los compuestos ionizados de los no ionizados o débilmente ionizados desde una solución. El uso de la ED/EDI en la eliminación de los contaminantes del agua y agua residual, está limitado a iones pequeños como sodio, calcio, cloruro, sulfato, etc., ya que los iones grandes disminuyen la conductividad eléctrica y permselectividad afectando el rendimiento de la desalación

1.3.1 Aplicación de la ED/EDI

Las aplicaciones del ED y EDI están principalmente orientadas a la separación de minerales, compitiendo con la ósmosis inversa en la desalación, siendo las más importantes las siguientes:

1. Desalación del agua salobre
2. Concentración de agua marina
3. Desalación de agua marina
4. Desmineralización de suero
5. Recuperación de metales y aguas de lavado de electrodeposición
6. Desalación de purga de agua de fibra de refrigeración
7. Recuperación de ácidos y bases de efluentes ácidos usados
8. Desmineralización del vino
9. Desmineralización del azúcar

De acuerdo a G. Belfort (1984) la ED y EDI pueden eliminar del agua sustancias con un tamaño de partículas de aproximadamente 0,0004 a 0,1 μm , siendo el posible rango de tamaño de especies permeables entre 0,0004 y 0,03 μm .

Los contaminantes típicos que pueden ser eliminados con la ED y EDI se muestran en el siguiente cuadro:

Tabla 1.1 Contaminantes típicos que pueden eliminarse con ED/EDI

Contaminantes			
Sodio	Níquel	Cloruro	Fluoruro
Potasio	Cromo	Sulfato	Cromato
Calcio	Cobre	Nitrato	Acetato
Magnesio	Zinc	Fosfato	Oxhidrilo
Amonio	Estroncio	Cianuro	Conductividad
Arsénico	Hierro	Plata	STD
	Aluminio		

Uno de los factores que influye en la economía de la ED/EDI y la ósmosis inversa es el nivel de salinidad del agua salobre, ya que esta puede variar desde 2,000 a 10,000 mg/L, es más económico la ósmosis inversa para niveles de salinidad igual o superior a 5,000 mg/L, mientras que el proceso ED/EDI lo es para niveles de salinidad de 500 mg/L y mayores.

De acuerdo a lo señalado por K. Scott (1990), no siempre hay una decisión clara sobre el tipo de proceso de separación por membranas que debe seleccionarse en una determinada situación, por lo que frecuentemente es la composición química o el tamaño del material a eliminar lo que determina. La ósmosis inversa se usa generalmente para eliminar componentes de un tamaño molecular próximo al del agua, mientras la ED elimina constituyentes iónicos cuando se requieren grandes niveles de concentración, por encima de los que normalmente se obtiene con la ósmosis inversa, cuando las limitaciones de presión osmótica restringen la concentración final a alrededor del 20%.

La separación electrodiálítica de ácidos orgánicos de soluciones acuosas ha generado recientemente mucho interés en biotecnología y procesamiento de alimentos, lo mismo sucede en las industrias farmacéuticas y bioquímicas donde se requieren condiciones especiales de proceso para materiales tales como plasma sanguíneo humano e interferón.

Es importante señalar que la ED/EDI no ha demostrado ser tan atractiva como la ósmosis inversa para tratar efluentes con grandes cantidades de contaminantes microbianos y compuestos orgánicos disueltos (Belfort, 1984). En un trabajo reciente sobre tratamiento con ED de efluentes municipales secundarios se indicó que, para un rendimiento adecuado, virtualmente todos los compuestos orgánicos disueltos han tenido que ser eliminados de la alimentación antes del tratamiento (Smith y Eisenmann,

1964, 1967). Consiguientemente, la función principal del proceso de ED/EDI es la eliminación de iones orgánicos, lo que deja bacterias, virus y organismos neutros en la corriente diluida. El posible rango de tamaño de las especies permeables varía desde 0,0004 a 0,03 μm (Belfort, 1984), lo que podría constituir un serio problema cuando se recicla agua para uso potable.

El grado de concentración de electrolitos por ED/EDI está solo limitado por la extensión en la que el transporte de solvente acompaña al transporte de iones (Lacey y Loch, 1972). Así por ejemplo, en la producción de salmuera concentrada a partir del agua de mar, ha sido difícil alcanzar concentraciones mayores de alrededor de 3,5 mol/L debido al agua transportada por los iones a través de las membranas. La precipitación de sales insolubles puede también ser una limitación en algunos procesos de concentración.

1.3.2 Aplicación de la ED bipolar

El cloruro sódico, sulfato sódico, nitrato sódico, fluoruro potásico, acetato sódico, etc., sales comunes en los efluentes, pueden convertirse en sus respectivos ácidos y bases con ED bipolar (Mani, 1991). Las aplicaciones de la ED bipolar incluyen (Scott, 1990, Mani, 1991; Chiao, Chlanda y Mani, 1990):

1. Regeneración de licores usados en la manufactura de acero inoxidable (recuperación de HF, HNO₃, KOH)
2. Desulfuración de humos y gases para producir sulfito sódico
3. Recuperación de ácido fluorhídrico del ácido fluorsilicio, un subproducto de las plantas de proceso húmedo del ácido fosfórico
4. Recuperación de ácidos y aminoácidos orgánicos
5. Recuperación del regenerante de intercambiadores iónicos

6. Purificación de ácidos y bases
7. Control de contaminación

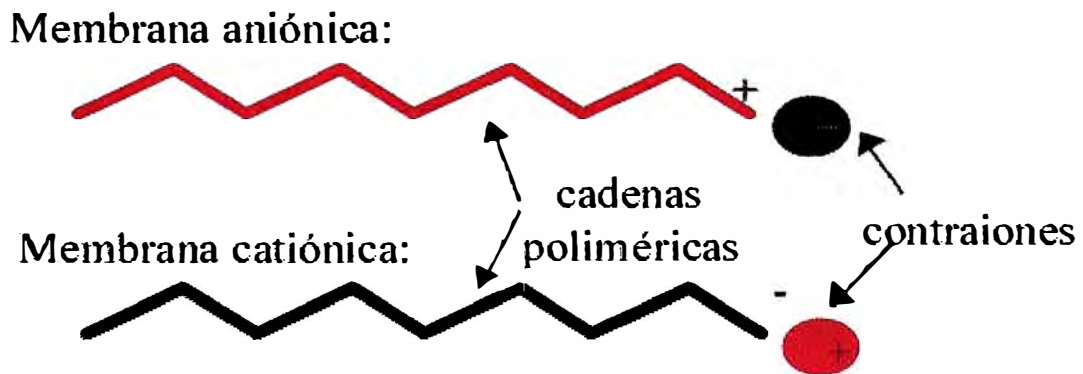
El uso de membranas bipolares ofrece soluciones potenciales para la recuperación y reutilización de un abanico de sales orgánicas e inorgánicas en un amplio campo de industrias.

CAPITULO 2

MEMBRANAS DE ELECTRODIALISIS

2.1 MEMBRANAS DE INTERCAMBIO IONICO

Las membranas de intercambio iónico están formadas por sustancias sólidas llamadas resinas de intercambio iónico. Estas resinas están constituidas por cadenas poliméricas orgánicas de elevado peso molecular unidas por un enlace iónico con un catión (resinas catiónicas) o un anión (resinas aniónicas). Al catión o anión se les denomina contraiones.



2.1.1. Membranas de intercambio iónico de características especiales

Estas membranas se utilizan en la producción de sal de mesa, como baterías separadoras, como electrodos selectivos de iones, para concentración de ácido o en el proceso cloro – álcali. Las membranas de intercambio aniónico son propensas al espaciamiento por materia orgánica, lo que lleva al fallo del proceso ED/EDI. Debido a esto, se han

realizado grandes esfuerzos para desarrollar membranas de intercambio iónico con bajas características de ensuciamiento.

Membranas de intercambio aniónico con características de antiensuciamiento. En plantas de ED/EDI, la densidad de corriente permisible en la membrana de intercambio aniónico es más pequeña que en la membrana de intercambio catiónico, debido principalmente al riesgo de precibados, siendo la membrana de intercambio aniónico más sensible al ensuciamiento. Se vienen realizando significativas mejoras en el desarrollo de membranas de intercambio aniónico con bajas características de ensuciamiento. De acuerdo con las últimas investigaciones concernientes a la permeabilidad de membranas comerciales de intercambio aniónico, el límite superior de peso molecular para separaciones electrodialíticas prácticas está en el rango de 100 daltons. Por ejemplo, para un electrotransporte a través de la membrana Ionac MA 3475, el tamaño máximo que se considera es de un peso molecular de 350 daltons. La preselectividad estática decrece gradualmente del 98% al 30% cuando el peso molecular del soluto se incrementa desde 59 a 171 daltons.

Cuando el anión es suficientemente pequeño para penetrar en la estructura de la membrana, y su electromovilidad es tan pobre que la membrana virtualmente se bloquea, ocurre a menudo el ensuciamiento de las membranas de intercambio aniónico. Para solucionar este problema, se han desarrollado membranas tales como la Neosepta AMX, que se caracteriza por una elevada permeabilidad para aniones orgánicos grandes. En general, la permselectividad de estas membranas es menor que la de las membranas comunes. Como el diámetro del poro de la membrana de intercambio iónico está cerca de $0,001 \mu$ (10 \AA), los polielectrólitos de alto peso molecular no son dañinos para ellas. Sin embargo, los grandes compuestos iónicos con peso molecular de varios

cientos de daltons pueden causar ensuciamiento. Un método de incrementar la permeabilidad de las membranas de intercambio aniónico para los grandes ácidos orgánicos está basado en el ajuste del grado de cerramiento de los enlaces y la longitud de la cadena de la red polimérica.

Ionics Inc., produce una membrana macromolecular que es menos sensible a las trazas de detergentes, que es obtenida disolviendo un compuesto orgánico en el sistema de formación de la membrana. Cuando el material se difunde por la membrana después de la polimerización, se forman grandes poros detrás. Alternativamente, sales positivas como el yoduro de potasio son añadidas al solvente del polímero soporte (generalmente de dimetilformamida). A través de estos poros pueden penetrar grandes moléculas aniónicas, evitando así un incremento de la resistencia eléctrica.

Otro tipo de membrana de intercambio aniónico de antiensuciamiento es la fabricada por Tokuyama Soda. La membrana está revestida con una fina capa de grupos de intercambiadores catiónicos que producen repulsión electrostática de las moléculas orgánicas. Prácticamente el revestimiento está hecho por una débil sulfonación de la superficie de la membrana, seguida de los pasos ordinarios de clorometilación y cuaternización.

Membranas permselectivas de intercambio iónico frente a iones monovalentes. Se han desarrollado membranas de intercambio iónico que pueden separar iones monovalentes de una solución mixta que contiene iones monovalentes y polivalentes. También se han desarrollado membranas aniónicas permselectivas monovalentes que tienen una fina y altamente cruzada capa de enlace sobre la superficie de la membrana. Por medio de estas membranas puede reducirse la selectividad de sulfato

comparada con la de cloruro de 0.5 a cerca de 0,01 y la de magnesio comparada con la de sodio de 1,2 a 0,1, aproximadamente.

Membranas de intercambio aniónico con una alta retención de protones. La ED no puede aplicarse a la recuperación de ácido para su reutilización, utilizando las membranas tradicionales debido a la elevada pérdida de protones a través de las membranas de intercambio aniónico. Por lo general, los protones permean fácilmente a través de una membrana de intercambio aniónico, mientras los ácidos no pueden ser concentrados con alta eficiencia a más de cierto nivel por ED. Sin embargo, se dispone en el mercado de membranas recientemente desarrolladas, tales como Neosepta ACM, Selemion AAV y Morgane ARA que poseen bajas permeabilidades de protones y producen una eficiente concentración de ácido.

Membranas de intercambio catiónico con una pemelectividad para protones. Las membranas anfóteras de intercambio iónico son preferentemente permeables a los iones hidrógeno. El revestimiento de estas membranas con una capa fina cargada de cationes hace que la selectividad del H^+ versus Na^+ se incremente.

Membranas tipo fluorocarbono de intercambio iónico. Las membranas más convencionales de intercambio iónico de hidrocarburos son degradadas por los agentes oxidantes, especialmente a elevadas temperaturas. En ese sentido, Du Pont ha desarrollado membranas de tipo fluorocarbono denominada Nafion de aplicación en la industria cloro – álcali con excelente estabilidad química y térmica, con una vida económica bajo condiciones agresivas de tres años.

Membranas de intercambio aniónico estable en soluciones alcalinas. La estabilidad química de las membranas de intercambio catiónico puede

aumentarse por perfluoración del polímero base. Debido a que los modernos tipos de membranas de intercambio aniónico de fluorocarbono no pueden resolver el problema de la inestabilidad bajo fuertes condiciones básicas, todo parece indicar que la estabilidad alcalina de una membrana de intercambio aniónico está determinada por la posible estabilidad del grupo incorporado, cargado positivamente, contra el ataque de iones oxhidrilo.

Membranas bipolares. Las membranas bipolares se vienen utilizando con gran éxito en la producción de ácidos y bases a partir de sus sales correspondientes por disociación eléctricamente reforzada y acelerada del agua.

Las membranas bipolares se obtienen por simple laminación de las membranas convencionales de intercambio catiónico y aniónico, una junta a la otra. Generalmente las membrana bipolares laminadas muestran poca estabilidad química a pH elevados y una pobre capacidad de separación del agua, por lo que las membranas bipolares de una sola película y membranas multicapa bipolares son las que responden a las necesidades prácticas.

2.1.2 Características de las membranas de intercambio iónico

Las membranas de intercambio iónico utilizadas en ED pueden clasificarse según sus propiedades mecánicas y eléctricas, su permselectividad y su estabilidad química. Las membranas pueden estar reforzadas lo cual puede determinarse mediante un examen microscópico. La carga eléctrica de una membrana de intercambio iónico puede determinarse cualitativamente utilizando soluciones indicadoras, como por ejemplo una gota de una solución de 0,05% de azul de metileno

y naranja de metilo tiñe de color dorado una membrana de intercambio aniónico y de color azul oscuro una membrana de intercambio catiónico.

Examen mecánico y comportamiento de hinchado de las membranas. Las características mecánicas de una membrana están dadas por el espesor, estabilidad dimensional, tensión o resistencia mecánica y permeabilidad hidráulica. Todas las medidas mecánicas deberían realizarse con membranas pretratadas y bien equilibradas. La información sobre las características de almacenaje y manejo, la durabilidad y tipo de material de esfuerzo se obtiene al determinar los cambios dimensionales entre los estados seco y húmedo de la membrana. La presencia de pinchazos en las membranas de intercambio iónico no sólo daña el test de la permeabilidad hidráulica, sino que también invalida su aplicación. Los pinchazos pueden determinarse colocando una hoja de membrana húmeda sobre una hoja de papel blanco absorbente (secante); un 0,2% de solución de azul de milenio para una membrana de intercambio aniónico o un 0,2% de solución de Eritrocina-B para una membrana de intercambio catiónico se rocía sobre la superficie total. Si no se ven manchas del tinte sobre el papel, la membrana está libre de orificios y puede determinarse su permeabilidad hidráulica. Las medidas de permeabilidad hidráulica suministran información sobre el transporte difusivo de los componentes a través de una membrana bajo la fuerza de la presión hidrostática. La prueba se lleva a cabo a temperatura ambiente utilizando agua desionizada y bajo presión hidrostática. La permeabilidad puede entonces calcularse a partir de la tasa de caudal volumétrico en $L/m^2 \cdot h$ (Strathmann, 1992).

El contenido del agua del gel o capacidad de hinchado no sólo determina la estabilidad dimensional de la membrana, sino que también afecta a su selectividad, resistencia eléctrica y permeabilidad hidráulica. La hinchazón de la membrana depende de la naturaleza del material polimérico, la

capacidad de intercambio iónico, la densidad del cierre del enlace y la homogeneidad de la membrana. Normalmente, el contenido de agua del gel se expresa por la diferencia de peso entre la membrana seca y húmeda. En una prueba de contenido de agua del gel, una muestra se neutraliza durante dos días en agua desionizada, luego se elimina el agua superficial de la muestra y se determina el peso húmedo de la membrana hinchada $W_{\text{húmedo}}$. La muestra se seca después a 75 °C con pentóxido de fósforo a presión reducida hasta obtener un peso constante W_{seco} . El porcentaje de agua del gel se obtiene de:

$$\text{Porcentaje agua del gel en peso} = 100 \frac{(W_{\text{húmedo}} - W_{\text{seco}})}{W_{\text{seco}}} \quad (2.1)$$

Estabilidad química de las membranas a largo plazo. El costo de las membranas de intercambio iónico lo determina principalmente su estabilidad química bajo condiciones de proceso. El deterioro de las membranas después de exposición por ciertos períodos de tiempo a varias pruebas de soluciones conteniendo ácidos bases o agentes oxidantes se estima por comparación visual con muestras nuevas o no expuestas y por determinación de los cambios en sus propiedades mecánicas y eléctricas.

Determinación de las capacidades de las membranas de intercambio iónico. La capacidad de intercambio iónico de las membranas cargadas se determina por titulación de los iones fijados de los grupos tales como SO_3^- o R_4N^+ con NaOH o HCl 1 N, respectivamente. Para estos tests, las membranas de intercambio catiónico y aniónico se neutralizan durante unas 24h en agua desionizada hasta dejarlas libres de cloruro o sodio. La capacidad de intercambio iónico de las muestras se determina después por retitulación con NaOH o HCl 1N, respectivamente. Las membranas de intercambio iónico de base débil se caracterizan por equilibrado en cloruro

sódico 1 N y titulación con solución estándar de nitrato de plata 0,1 N. Las muestras se secan después y la capacidad de intercambio iónico se calcula para la membrana seca.

Permselectividad de las membranas de intercambio iónico. Relaciona el transporte de cargas eléctricas por los contraiones específicos, respecto al transporte total de carga eléctrica a través de la membrana. Una membrana selectiva ideal de intercambio catiónico, por ejemplo, transmitirá solamente iones cargados positivamente. La permselectividad se aproxima a cero cuando los números de transporte por el interior de la membrana t_{\pm} son los mismos que en la solución del electrólito t_{\pm} . El grado de permselectividad depende de la concentración de electrólitos en la membrana y, además de la capacidad de intercambio iónico y la densidad del enlace cruzado o cerrado. Cuando una membrana separa soluciones diluidas y concentradas, habrá una gradiente de concentración a través de la membrana. En este caso, la permselectividad S_{\pm} puede calcularse a partir de la transferencia de contraiones (método dinámico) de acuerdo con la siguiente ecuación (Tuwiner, 1962):

$$S_{\pm} = \frac{t_{\pm} - t_{\pm}}{1 + t_{\pm}} \quad (2.2)$$

Un método más rápido para la determinación de la permselectividad $S_{\pm obs}$ se basa en la medida de un potencial (método estático). El desarrollo experimental del proceso de prueba se muestra en la Figura 2.1. En este caso especial, el transporte de agua a través de la membrana no se tiene en cuenta. El número de transporte aparente $t_{\pm obs}$ de un ion se obtiene como:

$$t_{\pm obs} = t_{\pm} - 0,018t_w C_{\pm} \quad (2.3)$$

donde $0,018 \text{ mL} \cdot \text{mmol}^{-1}$ indica el volumen molar del agua y t_w es la tasa de transferencia del agua. La determinación del potencial entre dos soluciones de diferentes concentraciones se considera independiente de los efectos de cualquier polarización en la superficie de la membrana.

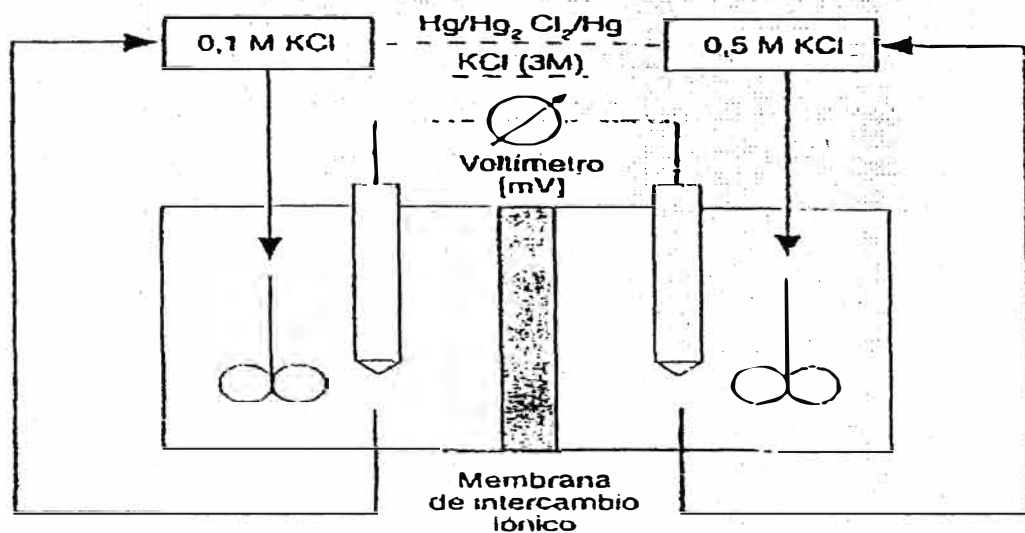


Figura 2.1 Dispositivo experimental para determinar la permselectividad de la membrana

El sistema actual de test consta de dos celdas separadas por la membrana muestra. La diferencia de potencial a través de la membrana se mide utilizando un conjunto de electrodos de mercurio. La selectividad se calcula entonces a partir de la relación entre la diferencia de potencial experimentalmente determinada y la calculada teóricamente para una membrana 100% permselectiva.

Para un sistema que consta, por ejemplo, de soluciones acuosas estandarizadas de KCl 0,1 y 0,5 N a 25°C , la diferencia de potencial asciende exactamente a 36,94 mV, y es calculada utilizando la ecuación de Nerst:

$$\Delta\Psi_{\text{teórica}} = \frac{RT}{zF} \ln \left(\frac{c'_1 \gamma'_1}{c'_2 \gamma'_2} \right) \quad (2.4)$$

donde

R = constante de las gases

T = temperatura absoluta

z = valencia electroquímica de los iones en las soluciones

F = constante de Faraday

c'_1 y c'_2 = las concentraciones

γ'_1 y γ'_2 = los coeficientes de actividad de las dos soluciones separadas por las membranas. La permselectividad aparente $S_{\pm obs}$ de la membrana está dada por:

$$S_{\pm obs} = \frac{\Delta\Psi_{exp}}{\Delta\Psi_{teórica}} \cdot 100\% \quad (2.5)$$

donde $\Delta\Psi_{exp}$ es la diferencia de potencial medida entre las dos soluciones de electrólitos. El valor absoluto de $\Delta\Psi_{exp}$ es positivo para una membrana de intercambio catiónico y negativo para una membrana de intercambio aniónico.

Resistencia eléctrica de las membranas de intercambio iónico. La resistencia eléctrica de las membranas de intercambio iónico es uno de los factores que determinan los requerimientos de energía de los procesos de ED. Sin embargo, en general, es considerablemente menor que la resistencia de las soluciones diluidas que rodean la membrana, ya que la concentración iónica en la membrana es muy elevada. La resistencia específica de la membrana se da generalmente en ohm-cm. Desde el punto de vista de la ingeniería, es más útil la resistencia de la superficie de membrana en unidades ohm-cm². La resistencia de la superficie de las membranas de intercambio iónico se determina por

medidas de conductividad, en una celda que consta de dos cámaras bien agitadas separadas por la membrana.

La celda está llena con una solución 0,5 N de NaCl. La resistencia eléctrica de la celda se mide con y sin la membrana separadora de las dos cámaras. La resistencia del área de la membrana se calcula a partir de la diferencia en la conductividad de las dos medidas utilizando la ecuación:

$$R_{mA} = K \left(\frac{1}{K_T} - \frac{1}{k'} \right) \quad (2.6)$$

Donde: R_A = resistencia de la superficie de la membrana por unidad de área.

K_T = conductividad de celda y membrana

K' = conductividad media de la celda

K = constante de la celda

2.2. SELECCIÓN DE MEMBRANAS

Las características que debe poseer una membrana ideal ED/EDI son

1. Elevada resistencia mecánica.
2. Elevada resistencia a la degradación biológica y química.
3. Elevada estabilidad dimensional.
4. Elevada selectividad iónica.
5. Bajo costo.
6. Baja resistencia eléctrica.
7. Baja difusión del agua.

Dado que algunas de estas propiedades son mutuamente excluyentes, las membranas comerciales son realizadas necesariamente con un compromiso de estas características.

El grado de concentración que puede alcanzarse en ED/EDI es limitado por la cantidad de agua que se transfiere a través de las membranas junto con los iones por ósmosis y electroósmosis. En general, el número de mililitros de agua transportada por Faraday disminuye con el incremento de densidad corriente, con el aumento de concentración de la solución y cuando el contenido de agua de la membrana disminuye.

Otra limitación del grado de concentración que puede cumplirse en alguna aplicación de los procesos de ED/EDI es que ciertos compuestos presentes en la alimentación pueden exceder su máxima solubilidad si la alimentación está demasiado concentrada por ejemplo, en la concentración de agua de mar electrodialítica para suministrar salmueras para la industria de cloro - álcali, la formación de precipitados de sulfato cálcico en los compartimentos de concentración limita el grado de concentración que puede alcanzarse. Los que crearon este proceso resolvieron el problema a través del desarrollo de membranas de intercambio iónico, que permitieron la transferencia de iones Na^+ y Cl^- con preferencia a los iones Ca^{2+} y SO_4^{2-} . Consiguientemente, las membranas monoselectivas deben utilizarse cuando el grado de concentración que puede alcanzarse es limitado.

Aunque algunas membranas pueden utilizarse bien sea en baterías de flujo de hoja plana o baterías de camino tortuoso, las propiedades óptimas de las membranas difieren para los dos tipos de baterías. Las membranas utilizadas en baterías de flujo tortuoso deben ser suficientemente rígidas como para autosoportarse sobre toda la anchura del canal de flujo de la

solución. Las membranas que son muy flexibles, que dilatan o que pueden llegar a acortarse, normalmente no son adecuadas para su utilización en baterías de caminos tortuosos, ya que tales membranas podían colapsarse o acortarse en los canales de flujo de solución impidiendo así la consecución de iguales caudales en cada compartimento.

Las membranas de batería de flujo en hoja pueden ser más flexibles y consiguientemente más delgadas que las de las baterías de flujo tortuoso, como consecuencia del soporte que suministran las pantallas espaciadoras. Las membranas más rígidas que se usan normalmente en baterías de caminos tortuosos pueden ser utilizadas en algunas baterías de flujo en hoja, pero su adecuación depende el diseño de los puertos de entrada y salida de la solución. Los puertos de entrada y salida de algunas baterías de flujo de hoja no están en el mismo sitio que los del resto de las membranas y requieren la utilización de membranas flexibles para obtener un sellado satisfactorio en los manguitos de solución.

Si el mayor grado de concentración electrolítica se ve afectado por los bajos requerimientos o necesidades energéticas, el electrólito debe transferirse a través de las membranas de alto rendimiento de Coulomb y el caudal de agua que permea las membranas y que se transfiere a las soluciones concentradas debe ser pequeño. Se demostró que los altos rendimientos de Coulomb se obtiene cuando los números de transferencia son altos, los coeficientes de difusión son bajos y se usan membranas gruesas. Como consecuencia de la disminución de la exclusión Donnan en las membranas de intercambio iónico, con un incremento de la concentración del electrólito en la solución en contacto con las membranas, el número de transferencia de membranas de intercambio iónico disminuye a medida que el grado de concentración aumenta. En general, las membranas de alta calidad de intercambio iónico son

necesarias para concentrar soluciones de electrólitos que se utilizan para desalar agua salina (Nishiwaki, 1972).

Se ha demostrado (Nishiwaki, 1972) que pueden obtenerse soluciones altamente concentradas si los números de transferencia son altos, los coeficientes de difusión de sales y agua bajos, los números de transporte electroosmótico de agua son bajos y las membranas usadas son gruesas. Las membranas gruesas con alta densidad de grupos iónicos u bajo contenido de agua cumplen mejor las propiedades de altos números de transferencia, bajos coeficientes de difusión y bajos números de transporte electroosmótico.

Los requerimientos de energía eléctrica para concentrar electrolíticamente se minimizan cuando las membranas presentan las menores resistencias eléctricas posibles. Las membranas delgadas con alto contenido de agua son deseables para alcanzar reducidas resistencias eléctricas. Estas propiedades necesarias para conseguir bajas resistencias eléctricas se oponen a aquellas necesarias para alcanzar altas eficiencias de Coulomb y altos grados de concentración.

Para seleccionar las mejores membranas para concentración electrodiálítica, previamente debe estudiarse los costos para evaporación ulterior, de tal manera que pueda seleccionarse el grado de concentración electrodiálítica que ofrezca los menores costos de producción. Una vez seleccionado el grado deseable de concentración electrodiálítica, pueden establecerse las concentraciones de la solución de alimentación al proceso y la de salmuera. La elección de las mejores membranas de intercambio iónico puede hacerse midiendo los números de transferencia y de transporte electroosmótico de agua, así como los coeficientes de difusión de sal y agua de las concentraciones de solución para las membranas por las que nos interesamos (Nishiwaki, 1972).

La compañía Ionac, por ejemplo, produce cinco tipos de membranas reforzadas heterogéneas, dos membranas de intercambio catiónico y tres membranas de intercambio aniónico (Korngold, 1984). La membrana de intercambio catiónico MC-3470 y la membrana de intercambio aniónico MA-3475 tienen excelentes propiedades mecánicas y muestran una alta estabilidad frente a varios productos químicos, incluyendo el cloro. Estas membranas pueden considerarse entre las mejores del mercado, aunque su resistencia eléctrica es relativamente elevada, especialmente en soluciones diluidas. La membrana IM-12 de intercambio aniónico se comporta de tal modo que es menos sensible a los materiales orgánicos. Adicionalmente, puede usarse a mayores densidades de corrientes que otras membranas, de acuerdo a las especificaciones del fabricante.

Las membranas de Ionics son homogéneas, reforzadas y tienen muy buenas propiedades mecánicas, químicas y físicas (Korngold, 1984). No se venden por separado, sino conjuntamente con una parte de una instalación completa de EDI. Las membranas de Ionics se han suministrado durante veinticinco años a cerca de 500 instalaciones en el mundo entero, situándose como una empresa líder en este campo.

Las membranas permselectivas producidas y vendidas por Asahi Glass Co., Asahi Chemical Industry Co., y Tokuyama Soda Co., son similares (Korngold, 1984). Todas están reforzadas finamente y son relativamente baratas cuando se compran en grandes cantidades. Estas membranas tienen menor resistencia eléctrica que las americanas, pero son mecánicamente más débiles y vulnerables a los daños en condiciones de sequedad. Pueden también usarse para separación por difusión, especialmente entre ácido y sal o intercambio iónico.

CAPITULO 3

MODULOS DE ELECTRODIALISIS

Existen diferentes tipos de módulos (baterías), de ED/EDI y configuraciones de módulos que pueden encontrarse en la literatura técnica, sin embargo el filtro prensa y la batería de celda son los más comunes.

Los componentes de una batería ED/EDI se ven en la Figura 3.1

3.1 Componentes del módulo

La ED se lleva a cabo en módulos con membranas dispuestas verticalmente, separadas unas de otras por espaciadores de flujo. El módulo o celda de batería consta de pares de celdas comprendiendo una membrana colectiva catiónica, un espaciador del flujo diluyente, una membrana selectiva aniónica y un espaciador de flujo concentrado. Adicionalmente a estos pares de celdas, cada batería contiene dos electrodos y compartimientos de electrodo, la tubería y la integridad necesaria para ensamblar y formar la batería.

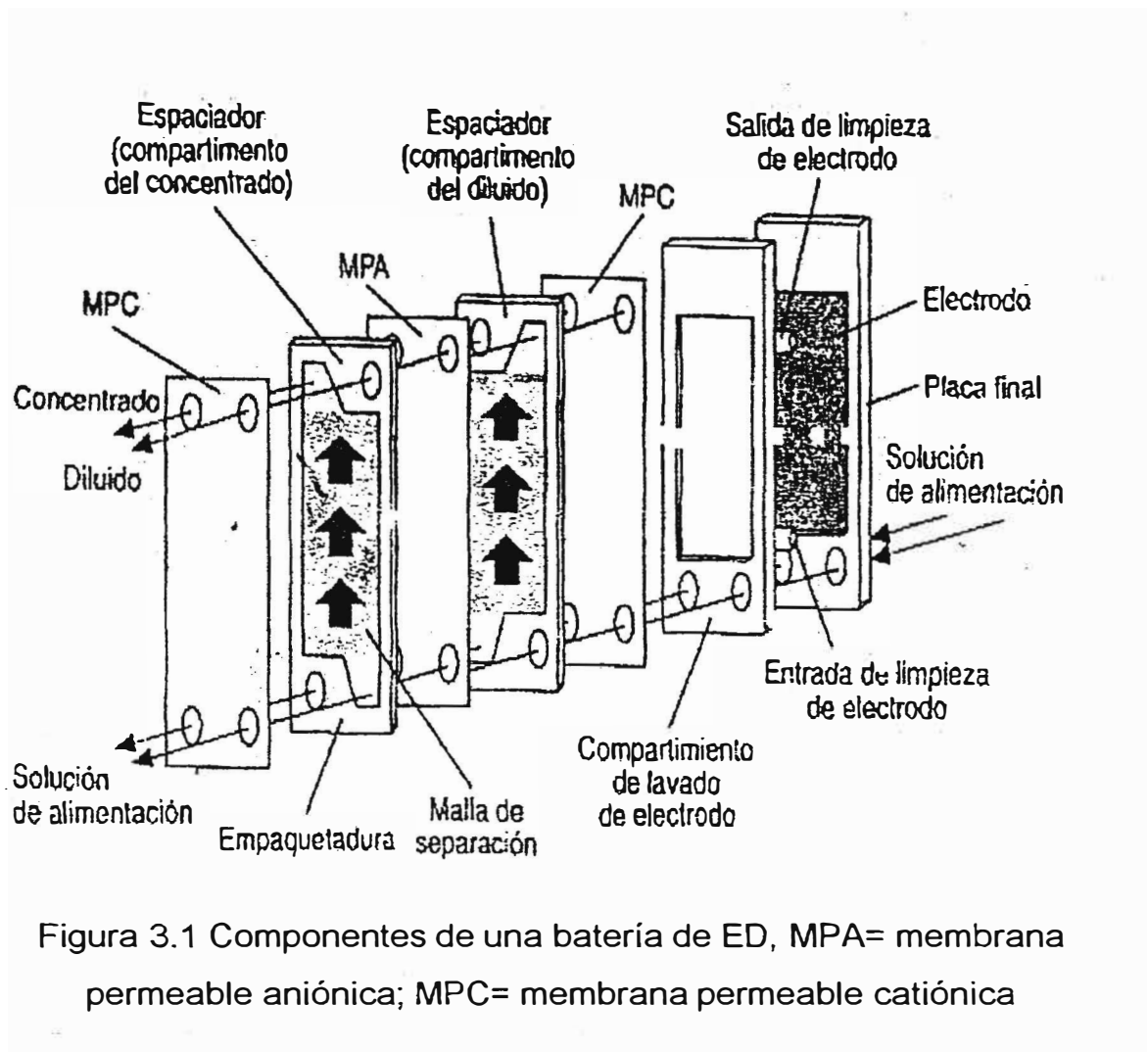


Figura 3.1 Componentes de una batería de ED, MPA= membrana permeable aniónica; MPC= membrana permeable catiónica

Membranas. Las membranas de ED son hojas planas, normalmente hechas de película plástica formada sobre un tejido reforzado de dynel, vidrio u otro material de resistencia. Los sitios de transferencia de iones son añadidos a las membranas con el lugar de carga difiriendo entre las membranas permeables catiónicas y aniónicas, para permitir a cada tipo de membrana dejar pasar selectivamente aniones o cationes. Los fabricantes varían en cómo incorporan los lugares de transferencia de iones en la membrana. Se producen corrientemente dos tipos de membranas, las homogéneas y las heterogéneas. En las membranas homogéneas, los lugares están uniformemente distribuidos a través de la membrana. En las membranas heterogéneas, los lugares están distribuidos en puntos discretos dentro de la membrana.

Las membranas están disponibles en una gran variedad de tamaños, dependiendo del fabricante y de la aplicación. Un tamaño de membrana típico hecho en Japón es de aproximadamente 100 x 1000 m y en Estados Unidos es un rectángulo de aproximadamente 46 x 102 cm. Las membranas se presentan normalmente como una hoja no cortada, excepto por los cortes de los orificios para formar los canales de flujo y los agujeros de las guías para poder formar el conjunto de una batería.

El espesor de la membrana depende de la aplicación, y su selección es un compromiso entre las propiedades de las membranas. Las membranas más gruesas normalmente tienen mayor dureza, resistencia a la erosión incrementada y una vida más larga, mientras que las membranas más delgadas tienen menor resistencia eléctrica y, por ello, reducidas necesidades energéticas. Normalmente, las membranas tienen un espesor de 0,15 a 0,56 mm.

Las estructuras de las membranas pueden hacerse a medida durante la fabricación para alterar sus características, variando componentes tales como su contenido de agua. Cuanto más elevado sea el contenido de agua, más “floja” o “suelta” será la membrana, es decir, más fácil será para los iones pasar a través de ella. Con un bajo contenido de agua, la membrana se hace “espesa”. Esto permite a los fabricantes tener una familia de membranas, capacitándoles para construir membranas a medida para diversas aplicaciones y estar adaptadas a condiciones particulares y a las características químicas del agua.

Separadores. Los separadores o espaciadores separan las membranas y proporcionan un camino en la celda para el flujo del agua. Tres de las principales configuraciones de camino proporcionadas por varios espaciadores se muestran en la Figura 3.2. En cada uno de los tres

espaciadores, el flujo entra vía canal de alimentación en el punto A y después sigue el camino mostrado por las flechas, hasta que sale de la celda por medio del canal de descarga en el punto B. Los espaciadores pueden estar diseñados para formar diferentes tipos de caminos de flujo como se ve en la figura. El flujo en paralelo y el camino tortuoso de flujo son dos de los diseños más comúnmente utilizados. Los espaciadores de cambios de flujo (en S) son una modificación de los de caminos tortuosos.

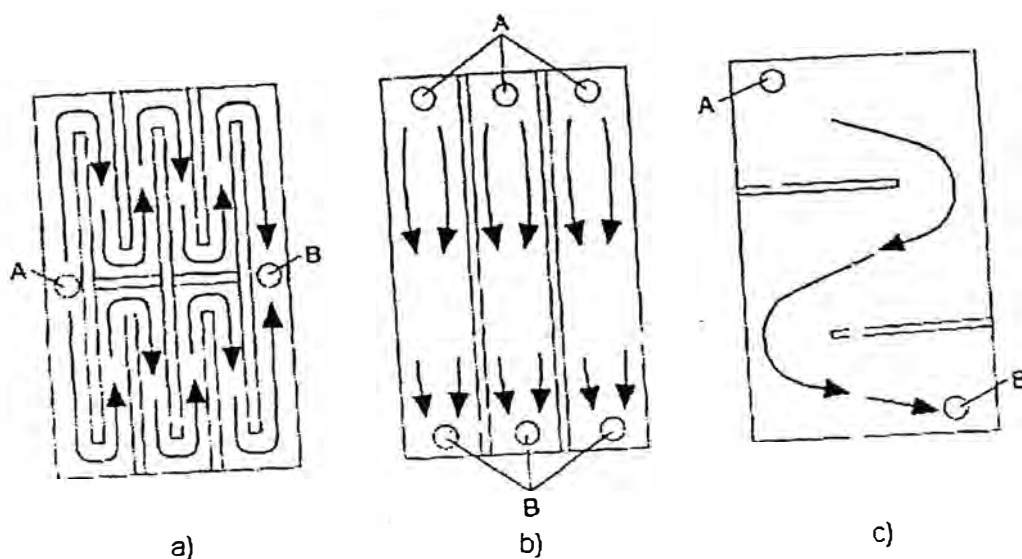


Figura 3.2 Tipos de separadores: a) camino tortuoso; b) flujo paralelo ramificado; c) camino sesgado

Las celdas están hechas de dos membranas con un espaciador intermedio. Las celdas están dispuestas con apilamiento alternativo de concentrado y diluido para formar una etapa. En cada etapa, el agua de alimentación está expuesta sólo a la fuerza electrónica durante la distancia del camino de la celda llamada etapa hidratante. Mediante el uso de espaciadores especiales se puede colocar más de una etapa hidráulica entre un lote de electrodos. El número de baterías, etapas y electrodos se determina cuando se hace el diseño básico según la información de las condiciones específicas del lugar.

Electrodos. Se necesita un par de electrodos para cada etapa eléctrica. Normalmente, en un solo conjunto no se presentan más de dos etapas eléctricas; por otra parte, se necesita un par de electrodos por cada etapa eléctrica. Los electrodos están fabricados normalmente de niobio o titanio con un revestimiento de platino. A veces también se utiliza grafito.

En cada uno de los electrodos tiene lugar una reacción química. Los iones hidrógeno, oxígeno y/o cloro gas se forman en el ánodo, y gas hidrógeno, así como iones oxhidrilo se forman en el cátodo. A causa de usar una corriente separada en el espacio adyacente a los electrodos de cada conjunto, los subproductos de las reacciones están confinados en estas corrientes. La corriente anódica es normalmente ácida debido a los iones hidrógeno, y la corriente catódica es básica. La diferencia de pH se neutraliza parcialmente al combinarse las corrientes. En la mayoría de las unidades, las corrientes de electrodos se mantienen aparte y después se descargan al rechazo, aunque en algunos casos esta agua se trata y se reciclan. Como el pH se incrementa en el cátodo, puede tener lugar la formación de un precipitado de calcio o magnesio. Se añade a menudo ácido a la corriente del electrodo para mantener ácida la corriente del cátodo y evitar la precipitación de las sales.

En el proceso de EDI, el ánodo y el cátodo se invierten eléctricamente varias veces por hora, cambiando así el entorno de los electrodos de ácido a básico de un modo regular. Esto reduce significativamente la formación de incrustación potencial en los electrodos.

3.2 Baterías

Existen dos configuraciones comunes de membranas: la disposición filtro – prensa y la batería de celda unitaria.

Batería filtro – prensa. Aquí las membranas aniónicas y catiónicas de intercambio están dispuestas alternativamente entre los bastidores compartimentados en un conjunto similar al del filtro – prensa de placa y bastidor. Los bastidores del compartimiento son normalmente de 1 mm de espesor. Cada bastidor está provisto de empaquetaduras y, en los finales y en los cantos, cercos o mamparas soportan las membranas, las zonas de los accesorios y empaquetaduras se encuentran en cada final del conjunto del bastidor. El conjunto entero de membranas y bastidores de compartimiento está encastrado entre los bastidores finales que llevan o soportan a los electrodos. La presión de sujeción de los bastidores se aplica por medio de tuerca, tirando sobre las barras atascadas, o bien por medio de un mecanismo hidráulico que comprime cada extremo final. La batería filtro – prensa se utiliza ampliamente para aplicaciones de desalación de agua y efluentes.

Batería de celda unitaria. La batería tiene una estructura especialmente desarrollada para la concentración de agua de mar. Cada celda de concentración consta de una membrana de intercambio aniónico y otra de intercambio catiónico, selladas en sus bordes para formar un envoltorio o recipiente tipo bolsa o saco. Las celdas de concentración están separadas por espaciadores tipo criba o malla, de forma que el agua de mar puede fluir entre ellas en secciones de multicompartimiento. Un número de estas secciones está colocado en tanques o depósitos que tienen electrodos en cada extremo. La salmuera concentrada sobrenada o fluye de cada unidad o celda a través de pequeños tubos conectados a las celdas unitarias. Más de un millar de celdas pueden estar agregadas y ensambladas en cada batería. Un ánodo central, con los cátodos en cada final de la batería, se usa para mantener la tensión eléctrica total aplicada por debajo de los bajos límites tolerables. La batería de celda unitaria se utiliza en Japón para concentrar o tratar agua de mar.

La batería descrita por Kedem y Cohen tiene celdas de salmuera selladas con salidas ordenadas en vasija abierta, separadas por espaciadores de 0,3 mm. El líquido dializado entra a través de un puerto adecuado en la parte inferior de la vasija y sale a través de un rebosadero. La corriente continua se aplica a través de electrodos de carbón suspendidos. Este diseño de celda tiene potencialidad para concentración/desalación de efluentes industriales.

3.3 Disposición en etapas

La forma en la que está dispuesta la batería de membranas se llama disposición en etapas. El propósito de esta disposición es el de proveer suficiente superficie de membranas y tiempo para eliminar una fracción determinada de sal de la corriente desmineralizada. Se utilizan dos tipos de etapas: etapas hidráulicas y etapas eléctricas. En una etapa con disposición hidráulica y una etapa eléctrica, cada incremento de masa de agua hace un paso a través de la superficie de membrana, y un solo paso consiste en fluir a través de un espaciador del flujo de agua entre dos membranas y salir a través del accesorio de salida externo. En un flujo de hojas de la batería, el agua entra por una de las fuentes de la batería y fluye como una lámina a través de la membrana, para salir por el otro extremo en un solo paso.

Etapas hidráulicas. Ejemplos de etapas hidráulicas se muestran en las Figuras 3.3 y 3.4. Etapas hidráulicas adicionales deben incorporarse y añadirse para aumentar la cantidad de sal eliminada en un sistema ED/EDI.

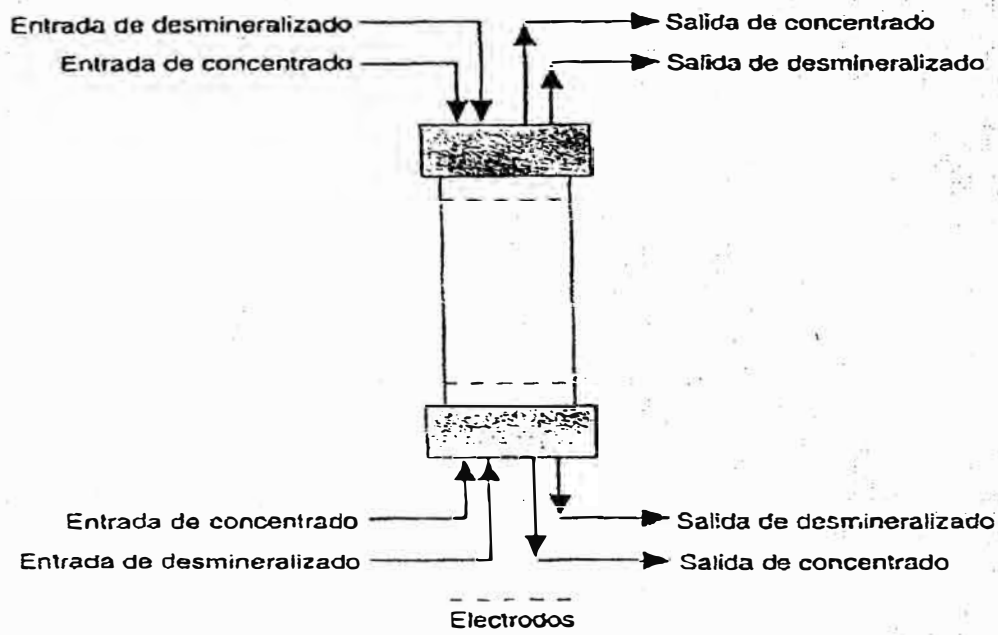


Figura 3.3 Una etapa: etapa hidráulica y una etapa eléctrica

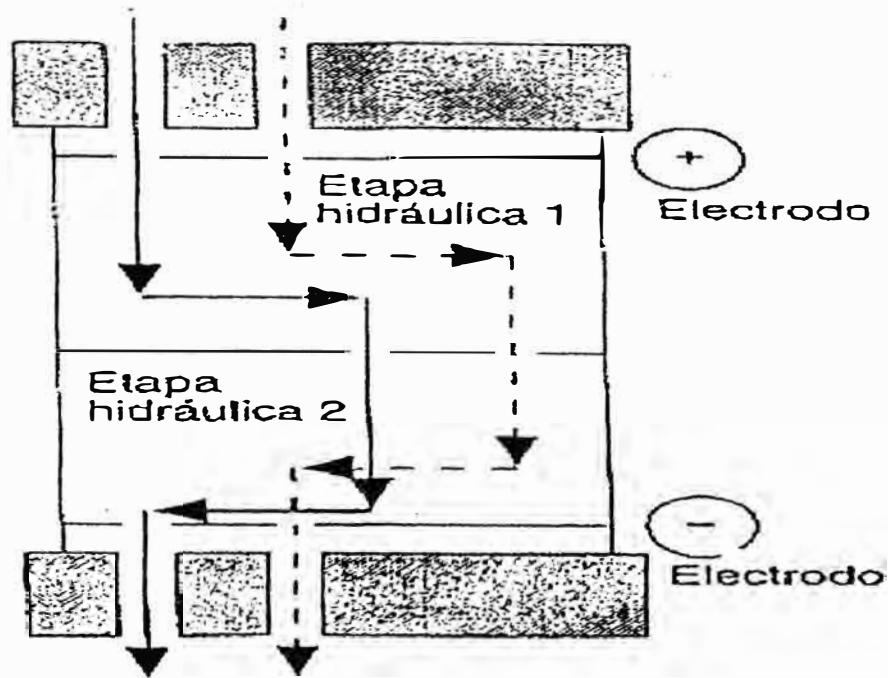


Figura 3.4 Dos etapas hidráulicas y una etapa eléctrica

Etapas eléctricas. Las etapas eléctricas se realizan insertando pares adicionales de electrodos en una batería de membranas. Esto da flexibilidad al sistema de diseño, proporcionando tasas máximas de eliminación de sal y evitando la polarización y las limitaciones de presión hidráulica. Ejemplos de etapas eléctricas e hidráulicas se muestran en las Figuras 3.5 y 3.6.

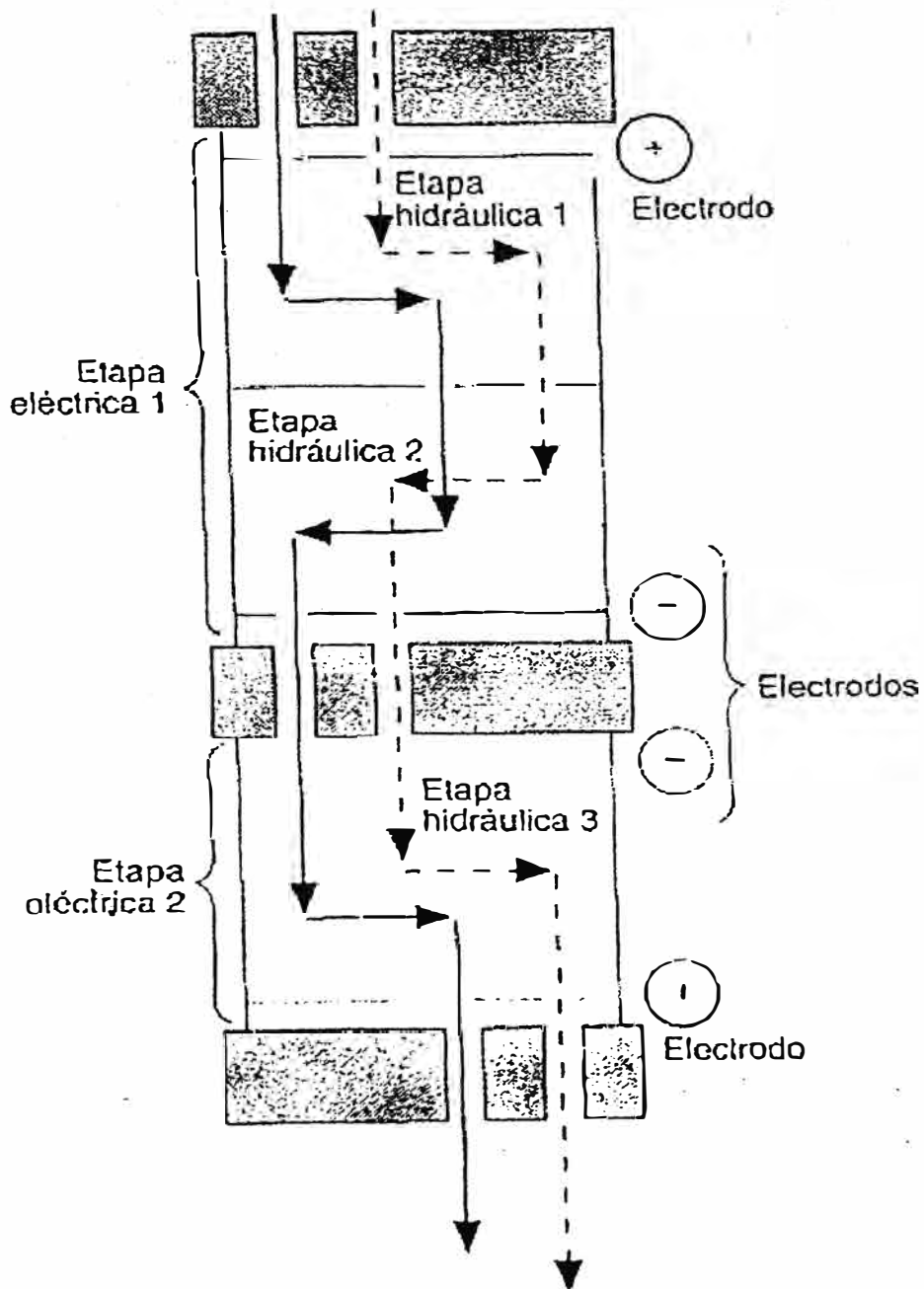


Figura 3.5 Dos etapas eléctricas y tres hidráulicas

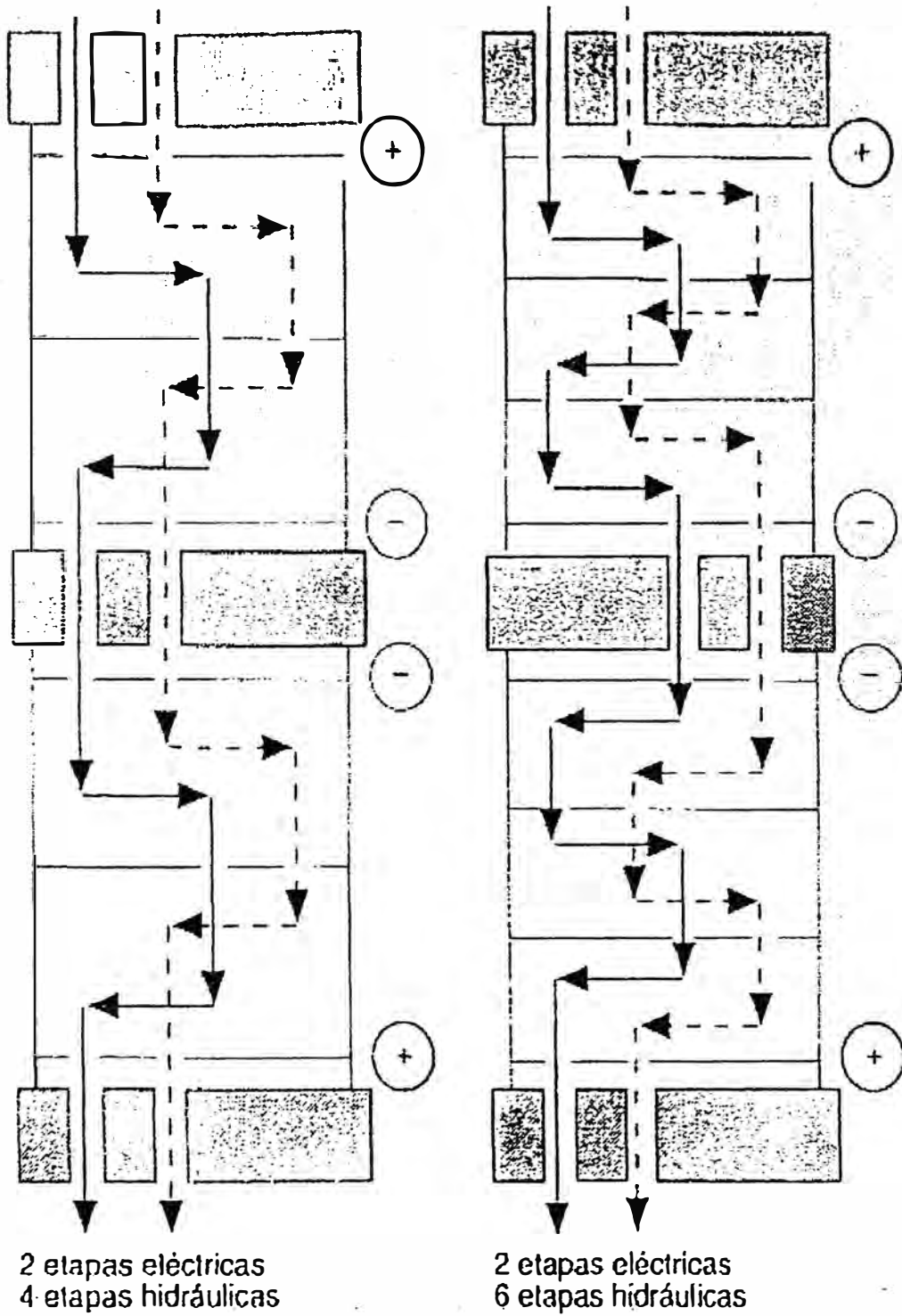


Figura 3.6 Disposición de las etapas hidráulicas y eléctricas

CAPITULO 4

CRITERIOS DE DISEÑO

Los criterios de diseño para aplicaciones de ED/EDI a tenerse en cuenta son:

1. Agua bruta,
2. Pretratamiento,
3. Limitaciones de proceso,
4. Configuración del proceso,
5. Post Tratamiento,
6. Controles e instrumentación y
7. Evacuación o disposición del concentrado.

4.1 Agua bruta

El ensuciamiento de las membranas de ED/EDI causado por compuestos orgánicos disueltos y por compuestos inorgánicos del agua bruta pueden representar un serio problema en la electrodiálisis, a no ser que se provea el pretratamiento necesario. El ensuciamiento orgánico está causado por la precipitación de aniones cargados negativamente sobre las membranas aniónicas permeables en los compartimientos de dializados, mientras que el ensuciamiento inorgánico es producido por la precipitación (incrustación) de compuestos inorgánicos ligeramente solubles como el CaSO_4 y CaCO_3 en los compartimientos de salmuera y la fijación de cationes multivalente como Fe y Mn sobre las membranas catiónicas permeables. Los aniones orgánicos o cationes multivalentes pueden neutralizar o incluso invertir la carga fijada de membranas, produciendo una reducción significativa de la eficacia. El ensuciamiento

también produce un incremento de la resistencia de la batería de membranas que, a su vez incrementa el consumo eléctrico y afecta de modo adverso la economía del proceso.

Los siguientes materiales que existen en el agua bruta, de mayor a menor extensión, son responsables del ensuciamiento de la membrana:

1. Trazas de metales pesados como Fe, Mn y Cu.
2. Gases disueltos como O₂, CO₂ y H₂S.
3. Sílice en diversos polímeros y formas químicas.
4. Coloides orgánicos e inorgánicos.
5. Finas partículas de un amplio rango de tamaños y composición.
6. Tierras alcalinas como Ca, Ba y Sr.
7. Materiales orgánicos disueltos de ambos orígenes, natural y humano en una amplia variedad de pesos y composiciones moleculares.
8. Materiales biológicos virus, hongos, algas, bacterias en diversas etapas de su ciclo vital y reproductivo.

Muchos de estos materiales de ensuciamiento presentes en el agua bruta pueden controlarse en las etapas de pretratamiento que normalmente estabilizan los procesos ED/EDI. Sin embargo, el desarrollo del proceso de EDI ha ayudado a resolver los problemas de pretratamiento más fácilmente en los que suministra auto limpieza a las vitales superficies de membranas como parte integrante del proceso desolador.

4.2 Pretratamiento

Las técnicas de pretratamiento para ED/EDI son similares a las utilizadas para OI. Los sólidos en suspensión, sin embargo, deben ser reducidos a niveles mucho más bajos para la OI que para la ED/EDI. La precipitación de sales ligeramente solubles en el proceso estándar de ED puede

minimizarse por ablandamiento de intercambio iónico y/o reducción del pH de la salmuera por medio de adición de ácido y/o adición de un agente inhibidor de la precipitación.

Las necesidades de filtración dependen del tamaño y forma de las partículas. Las partículas coloidales y gelatinosas y las partículas filamentosas dan más problemas que las particulares granulares, ya que se adhieren más tenazmente a los separadores de malla en el interior de los compartimentos de solución. En general es una buena práctica eliminar la materia particulada lo más completamente posible. Los filtros de cartucho de 5 μm pueden eliminar el material particulado de forma efectiva antes del tratamiento de ED / EDI .

La materia orgánica se elimina por filtros de carbono. El sulfuro de hidrógeno se elimina por aireación u oxidación y filtración. El crecimiento biológico se previene con una etapa de cloración – descloración. La etapa de descloración es necesaria para proteger las membranas de la oxidación. El hierro y el manganeso se eliminan por filtros de arena verde, aireación u otros métodos estándar de tratamiento de agua. Los niveles de concentración de estos iones en las soluciones de alimentación no deberían ser mayores de 0,05 ppm. Es deseable eliminar trazas de algunos metales pesados por tratamiento con H_2S y Na_2S y filtración. Se ha sugerido que los metales polivalentes, así como los iones orgánicos y el sulfuro de hidrógeno, deben reducirse a un nivel menor para la EDI que para la OI.

Para aplicaciones en las cuales las soluciones de alimentación contienen pequeñas cantidades de cationes tri o tetravalentes (como hierro, manganeso o torio) además de los iones principales que van a través de las membranas, los iones polivalentes deberían ser eliminados. Se ha hallado que los cationes polivalentes pueden atacar a las cargas fijas

negativas en el interior de las membranas de intercambio catiónico, de tal forma que pueden neutralizar parcial o totalmente estas cargas. Esta neutralización de cargas da como resultado valores reducidos de los números de transporte para otros cationes con una disminución de los rendimientos de Coulomb, hallándose que no solamente pueden tener lugar la neutralización de cargas con los iones tetravalentes, sino incluso la inversión de carga. Aparentemente los iones tetravalentes positivos se autoagregan a las cargas fijas negativas, de un modo en el que dejan al menos una de las cuatro cargas positivas sin neutralizar por las cargas negativas, de forma que la matriz de la membrana eventualmente adquiere una carga fija positiva en vez de una carga negativa. La primitiva membrana de intercambio catiónico se convierte así en una membrana de intercambio aniónico.

Los requerimientos totales de pretratamiento en ED/EDI pueden ser algo menos rigurosos que para la OI, debido a la naturaleza de la separación de sales y a los mayores pasos suministrados. En ED/EDI, los iones (impurezas) se mueven a través de las membranas, mientras en la OI el agua se mueve bajo una alta presión a través de la membrana, mientras las sales son rechazadas. Las sales con baja solubilidad pueden también formar depósitos con más facilidad.

Sin embargo, las elevadas eliminaciones de sólidos suspendidos, hierro, manganeso, materia orgánica y sulfuro de hidrógeno todavía son críticas para el pretratamiento del agua de alimentación si contienen los iones siguientes: $Fe > 0,3 \text{ mg/L}$, $Mn > 0,1 \text{ mg/L}$, $H_2S > 0,3 \text{ mg/L}$ cloro libre y turbidez $> 2 \text{ NTU}$. En cada caso, por supuesto, es necesario un examen cuidadoso del agua propuesta para determinar su adecuación y el pretratamiento.

Sin embargo, es inevitable un cierto grado de ensuciamiento. Las membranas deberían lavarse con regularidad o limpiarse in situ con soluciones de ácido y álcalis diluidos para restaurar el rendimiento cuando se precise necesario.

4.3 Limitaciones del proceso

En el proceso de ED/EDI para el tratamiento del agua y efluente, existe un número de consideraciones que deben tenerse en cuenta:

1. Polarización de la membrana
2. Rendimiento de corriente
3. Potencial de incrustación del efluente sobre la membrana
4. Potencial de ensuciamiento del efluente sobre la membrana
5. Consumo de energía
6. Variables operativas del proceso

4.3.1 Polarización

La densidad de corriente en ED/EDI puede aumentarse hasta que la corriente de transferencia de iones exceda el número de iones disponibles para ser transferidos. Este punto se denomina límite de densidad de corriente. La densidad de corriente limitante se expresa normalmente como $(DC/N_d)_{lim}$, donde DC es la densidad de corriente (la cantidad de corriente transportada por unidad de superficie de membrana) y N es la normalidad de la corriente desmineralizada de salida. Este límite es función de la velocidad del fluido en el camino del flujo, temperatura de la corriente y los tipos de iones presentes. Mientras prácticamente todos los iones son transportados a través de las membranas, en ED/EDI sólo la mitad de los iones que llegan a la superficie de la membrana, desde la masa de la solución, son llevados por transporte eléctrico. El resto de los

iones llega a la superficie de la membrana desde la corriente fluyente como resultado de los procesos de difusión y convección. Como los iones son transferidos eléctricamente desde la celda de desmineralización a través de las membranas, la concentración de iones en la celda de desmineralización en la capa fina inmediatamente adyacente a la superficie de la membrana queda deplecionada. A medida que la densidad de corriente aumenta, la solución que se encuentra en la lámina cercana a la membrana queda tan agotada de iones que la resistencia eléctrica aumenta rápidamente.

El aumento de resistencia eléctrica da por resultado un aumento de tensión que eventualmente excede de la caída de tensión de las moléculas de agua, produciendo sus disociación y llevando así la formación de iones hidrógeno (H^+) y oxhidrilo (OH^-). Cuando ocurre tal disociación de las moléculas de agua, es que se ha alcanzado el punto de polarización. Se hace apreciable la transferencia de iones hidrógeno en el caso de las membranas catiónicas y iones oxhidrilo en el caso de las membranas de intercambio aniónico. La extensión de la transferencia de iones hidrógeno y oxhidrilo depende de la relación de la concentración de iones hidrógeno con relación a otros cationes en la superficie de las membranas permeables aniónicas.

La polarización tiene lugar gradualmente y se incrementa a medida que la tensión aplicada a la celda de membranas aumenta y con ello la densidad de corriente. La polarización, como se ve aquí, tiene lugar solo en los compartimentos de desmineralización, ya que es en éstas celdas donde está teniendo lugar el agotamiento. La polarización no tiene lugar de modo significativo en ambos tipos de membranas de forma simultánea. Cuando la polarización se hace de modo pronunciado en una membrana de transferencia aniónica, los iones oxhidrilo son transferidos a la corriente de concentrado, haciéndola alcalina, los iones hidrógeno

remanentes en la celda de desmineralización provenientes del agua disociada producen una disminución del pH de la corriente desmineralizada. La polarización de las membranas de transferencia catiónica da como resultado la transferencia de iones hidrógeno a la corriente de concentrado, disminuyendo su pH e incrementando el pH de la corriente desmineralizada. Por otra parte, los cambios de pH de las corrientes del proceso pueden indicar polarización.

La operación a densidades de corriente suficientemente elevadas para producir polarización puede dar lugar a severas ineficiencias:

- La resistencia eléctrica en las celdas aumenta, lo cual lleva a un incremento en el consumo eléctrico.
- El rendimiento de corriente disminuye, ya que la transferencia de iones hidrógeno y/o oxhidrilo normalmente no es el objeto buscado en la operación.
- En la zona de polarización, cada incremento adicional de corriente es menos eficiente para transferir los iones deseados.

Se ha observado que la densidad de corriente limitante puede aumentarse si se aumenta la temperatura del fluido, la velocidad del fluido y/o la concentración de la solución.

En el diseño de sistemas comerciales de ED/EDI se usa del 70% al 80% de la densidad de corriente como máximo de densidad de corriente operativa permisible. Esto da un nivel de seguridad razonable en el diseño del sistema. Cuando se trabaja con aguas de muy baja concentración de STD son permisibles corrientes de trabajo más elevadas con relación a la densidad de corriente limitante.

La evaluación de las condiciones de trabajo para un nuevo producto se hace determinando la curva de polarización. El depósito de producto de la unidad ED/EDI se llena con el producto a tratar, y los electrodos de los tanques de salmuera se llenan con una solución de 10gr/l de cloruro de sódico. El agua del tanque de alimentación se pasa a través de la batería de la batería de membranas a una tasa de caudal apropiada, mientras la tensión se aumenta progresivamente y se mide la corriente en estas condiciones (densidad de corriente limitante). Una típica curva de polarización se ve en la Figura 4.1.

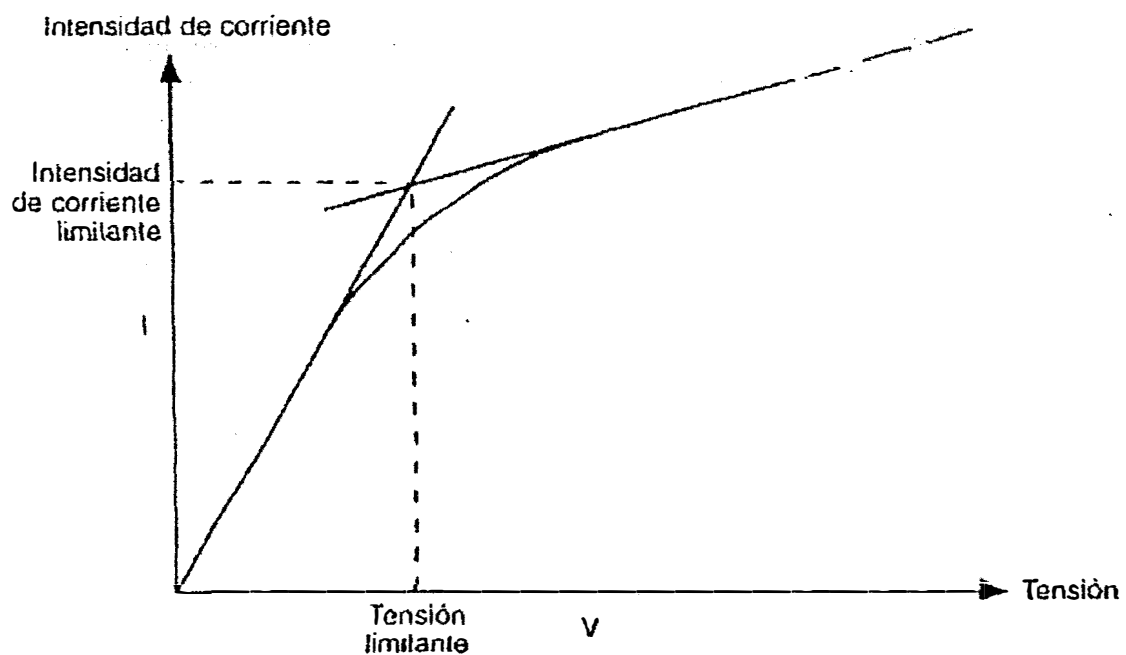


Figura 4.1 Curva de polarización

El punto de trabajo es el de tensión correspondiente del 70% al 80% de la intensidad límite.

4.3.2. Rendimiento de corriente

A concentraciones de sal encontradas en las aplicaciones prácticas de los procesos ED/EDI, las membranas no muestran una selectividad iónica ideal y la desviación del rendimiento se expresa mediante la eficiencia de Coulomb o eficiencia de corriente, que es la relación de los equivalentes de electrolitos desplazados a los Faradays de electricidad pasados (96.500 A-s) en el proceso. La eficiencia o rendimiento de Coulomb expresa el rendimiento del proceso de ED/EDI con respecto a la corriente. Una baja eficiencia de Coulomb implica una selectividad pobre, baja concentración de salmuera, producto más impuro y mayor consumo de energía eléctrica. Por otra parte, y dependiendo de la aplicación, deberían seleccionarse membranas con la mayor eficiencia de corriente posible.

La eficiencia de la corriente se mide como sigue: se llenan los tanques de salmuera y alimentación de una unidad de ED/EDI con una solución de cloruro de sódico de 3 g/L y el tanque de limpieza de electrodos con una de 10g/L de cloruro de sódico. Se mide también la concentración de alimentación de cloruro sódico antes de que se aplique tensión a la batería. Se hace circular alimentación, producto y salmuera a través de la batería y a caudales elevados, aplicando una tensión constante a través de la batería, midiendo la intensidad de corriente y el nivel de concentración del cloruro de sódico del producto desalado. La eficiencia de corriente η_t se calcula con la fórmula siguiente:

$$\eta_t = \frac{26,8 \text{ QN}}{n_{pr} I} \quad (4.1)$$

donde Q = tasa de caudal de producto, m³/hora
 N = cantidad de sal eliminada, eq g/m³
 I = corriente aplicada, A
 n_{pr} = número de pares de membranas

4.3.3 Potencial de incrustación del agua en membranas de ED/EDI

El potencial de incrustación de un agua en las membranas de ED/EDI se determina por evaluación del Índice de Langelier (IL) para saturación del agua con sulfato cálcico.

Índice de Langelier. La acumulación de Ca^{2+} , SO_4^{2-} y CO_3^{2-} en la corriente de concentrado resultante de la precipitación de la corriente desmineralizada, puede producir incrustación de CaCO_3 . El índice de Langelier indica la tendencia a la incrustación de un agua específica. Este índice es la diferencia entre el pH real actual y los pH a los cuales puede tener lugar la incrustación del carbonato cálcico con la composición particular de iones presentes. Un índice positivo indica una tendencia a la incrustación, mientras un índice negativo indica una tendencia negativa a la incrustación. Los sistemas de ED Ionics usan la inversión de polaridad para controlar la incrustación de las membranas. Un índice Langelier es aceptable hasta un valor de +2,2 en un sistema de Ionics de EDI. Pueden efectuarse ajustes en el sistema para disminuir el índice de Langelier, lo que incluye disminuir el porcentaje de sal eliminada, bajar el pH o disminuir el porcentaje de recuperación de agua.

Saturación de sulfato cálcico. Como la solubilidad del CaSO_4 es sólo ligeramente sensible al pH, el control y prevención de la precipitación del CaSO_4 se lleva a cabo limitando las concentraciones de las corrientes de rechazo de calcio y sulfato. Como con el índice de Langelier, esto puede conseguirse disminuyendo el porcentaje de agua recuperada. Las alternativas químicas incluyen la inyección de un agente secuestrante en la corriente de agua de alimentación o en la de concentrado, que inhiba la precipitación de CaSO_4 . Debe efectuarse también la eliminación de Ca^{2+} de la corriente de alimentación.

Pueden manejarse satisfactoriamente el sistema EDI con elevadas concentraciones de CaSO_4 o con eliminación de niveles de Ca^{2+} por encima de los niveles de saturación reconocidos, debido a un retardo en el tiempo de precipitación del CaSO_4 combinado con el efecto de polaridad reversible. El límite de diseño superior para el sistema de EDI, sin adición de productos químicos, es 175% de saturación de CaSO_4 . Con adición de productos químicos a la corriente concentrada, este límite puede aumentarse al 300% del rango de saturación en el tratamiento comercial de las plantas de agua. Las operaciones en plantas piloto a cerca del 400% de saturación se han llevado a cabo satisfactoriamente.

4.3.4. Oxidación de las membranas

Sustancias tales como halógenos disueltos o ácido nítrico, presentes en el agua puedan producir oxidación de las membranas, por lo que deben eliminarse o hacerse inactivos. La mayoría de las membranas de intercambio iónico son atacadas por los agentes oxidantes fuertes, como se indica en la literatura de los fabricantes.

Las membranas de intercambio aniónico utilizadas en equipos de ED están basadas en productos químicos acrílicos o de divinilbenceno estireno. Las membranas basadas en divinilbenceno estireno tiene dos problemas principales cuando se utilizan en equipos de tratamiento de aguas superficiales y residuales. El primer problema es la resistencia al cloro. El segundo es que se ensucian irreversiblemente por los materiales orgánicos. Las membranas de intercambio iónico en base a productos acrílicos que fueron puestas en servicio en 1981 en EDI han superado estos problemas y tienen un rendimiento superior.

Si no se mantiene un desinfectante residual, los sistemas de desalación por membrana parecen tener problemas con los crecimientos bacterianos cuando se tratan aguas superficiales y residuales. Las membranas de intercambio aniónico con base acrílica tienen una gran resistencia al cloro. Los sistemas que utilizan estas membranas necesitan concentraciones residuales con 0,1 mg/L para alcanzar una larga vida.

Las desinfecciones que pueden ser utilizadas en ED incluyen:

1. Cloraminas
2. Ozono
3. Peróxido de hidrógeno
4. Dióxido de cloro

4.3.5. Materia particulada

Si en la solución de alimentación existe materia particulada, debe eliminarse por filtrado u otros medios antes del proceso de ED/EDI.

Los procesos de membrana, por su propia naturaleza, tienen fuerzas directoras que tienden a depositar materia coloidal sobre la superficie de la membrana. En OI, éste es el flujo de agua perpendicular a la membrana. Cuando las partículas alcanzan la superficie, el agua fluye a través de la membrana y otras fuerzas tienden a retener los depósitos en su posición.

Las partículas coloidales interactúan con el agua para formar una carga efectiva en la superficie próxima a su capa límite. Esta carga es negativa en las aguas naturales y en la mayoría de las aguas residuales. El campo eléctrico de CC, aplicado a las baterías de ED, es una fuerza directora que mueve los coloides hacia las membranas aniónicas. Cuando las partículas alcanzan la superficie de la membrana, el agua fluye a través

de la membrana y otras fuerzas tienden a retener los depósitos en su posición.

La EDI emplea la inversión periódica del campo eléctrico de CC. La frecuencia típica de inversión de campo va desde 15 a 60 minutos. Cuando se invierte el campo, la fuerza directora eléctrica se invierte, lo que tiende a eliminar los coloides depositados en la corriente de salmuera.

Como los mecanismos para depositar y fijar coloides en la superficie de la membrana del equipo de EDI dependen del grado de carga sobre las partículas, no se pueden definir unos límites generales y precisos de turbidez o IDS para la EDI. El ensuciamiento coloidal nunca se ha experimentado por debajo de 5 minutos con agua de alimentación con un IDS de 12 mientras que el ensuciamiento es casi inmediato a los 5 minutos cuando el IDS está por encima de 16. Estos valores generalmente corresponden a turbideces de 0.25 a 0.5 NTU. Las excepciones existen, con unas pocas plantas de EDI que han trabajado por períodos sostenidos de varios meses con agua de alimentación con IDS por encima de 19 sin problemas.

El diseño de los espaciadores o separadores ayuda a reducir el ensuciamiento coloidal. Los espaciadores con caminos tortuosos de flujo tienen bandas cruzadas que son necesarias para dar integridad física a los separadores y son posicionados para promover turbulencia óptimamente, lo que ayuda a minimizar la deposición coloidal.

El material coloidal presente en el agua de alimentación de una planta de ED/EDI puede eliminarse mejor con una coagulación floculación y medios filtrantes antes del tratamiento de ED/EDI.

4.3.6. Potencial de ensuciamiento del efluente para las membranas de ED/EDI

El material orgánico puede ensuciar las membranas de intercambio iónico y el ensuciamiento de membrana puede conducir al fallo del proceso. Además, es necesario evaluar el ensuciamiento potencial de un efluente desconocido para las membranas de ED/EDI, cuando la ED/EDI se considera para el tratamiento de tal efluente. Los grandes aniones orgánicos son responsables normalmente del ensuciamiento de la membrana de ED/EDI y deberían considerarse como mecanismo potencial de ensuciamiento (Korngold, 1984).

El uso de ED/EDI está restringido generalmente a pequeños iones, tales como cloruros, sulfatos, sodio y calcio, porque las propiedades electroquímicas de las membranas permselectivas cambian al asociarse con iones grandes. Cuando estos iones están presentes en la solución, la conductividad eléctrica y la permselectividad de las membranas disminuyen. Si los iones grandes son conducidos por la corriente eléctrica hacia membranas permselectivas, pueden quedarse bloqueados, envenenando la membrana.

Influencia de la masa molecular de los iones en las propiedades electroquímicas de la membrana. La investigación de la permeabilidad de las membranas de intercambio aniónico para los aniones carboxilato demostró que la permselectividad disminuye gradualmente desde 98% a 30% cuando el número de átomos de carbono en la molécula aumenta desde 2 (PM=59) a 9 (PM=171). La resistencia eléctrica de las membranas aumenta con el incremento del PM. El proceso de ED/EDI puede utilizarse para solutos que tienen su peso molecular alrededor de 100, sin cambios significativos en las propiedades electroquímicas de la membrana.

Ensuciamiento y envenenamiento por iones grandes. Los materiales que producen ensuciamiento y envenenamiento pueden clasificarse en tres categorías:

1. Aniones orgánicos que son demasiado grandes para penetrar la membrana y se acumulan en su superficie. La limpieza mecánica puede restaurar la resistencia eléctrica original de la membrana. Los aniones como los húmicos y alginatos pueden precipitar sobre la membrana de intercambio catiónico bajo condiciones de polarización en forma de ácido húmico y ácido algínico, produciendo un incremento en la resistencia eléctrica. Estos precipitados pueden disolverse con una base diluida, 0,1 N de NaOH, y los valores originales de resistencia eléctrica pueden restaurarse.
2. Aniones orgánicos que son suficientemente pequeños para penetrar las membranas pero cuya electromovilidad es tan baja que pueden permanecer dentro de la membrana, produciendo un incremento de resistencia considerable. Diferentes tipos de detergentes pueden producir este tipo de envenenamiento y es difícil restaurar la resistencia eléctrica original de las membranas así envenenadas.
3. Aniones orgánicos que son más pequeños que los de categoría 2, pero aún producen un cierto incremento de resistencia eléctrica de la membrana. Estos aniones pueden ser eliminados por electroeliminación con cloruro de sódico y pueden restaurarse las propiedades originales de la membrana.

Los experimentos que se han realizado con dodecilsulfonato (DBS, PM=347,45) naranja metilo (PM = 327,34) y rojo congo (PM=696,67) con diferentes membranas comerciales de intercambio

aniónico, ilustran los distintos tipos de comportamiento de las membranas permselectivas con los grandes iones. El DBS pasó a través de todas las membranas. El naranja de metilo no cruzó las membranas Ionac y Neosepta en absoluto, mientras que una pequeña cantidad fue transportada a través de la membrana Neginst HD-(I) y una cantidad mucho mayor pasó la membrana densamente entretrejida Neginst HD -(II). El rendimiento eléctrico fue bajo (menos de 4%), y la mayor parte de la corriente produjo el paso de co-iones y la disociación del agua, más que electrotransporte de contraiones. El indicador rojo congo no pasó a través de ninguna de las membranas probadas y no produjo cambios significativos en la resistencia eléctrica. Al final del experimento con este indicador se observó un ligero precipitado que fue fácilmente eliminado por limpieza mecánica.

Un diagrama simplificado de un ensuciamiento de celda que puede utilizarse para evaluar el potencial de ensuciamiento de efluentes industriales en membranas de ED/EDI se muestra en la Figura 4.2.

El aparato de ensuciamiento consta de cuatro celdas Perspex que pueden agruparse juntas para alojar dos membranas (de $7,1 \text{ cm}^2$ de área expuesta) en posición. Se hacen circular aproximadamente 100 L de solución de prueba a través de dos compartimentos centrales y una solución 0,1 M de cloruro de sódico a través de los compartimentos del electrodo. Cuando es necesario, la conductividad de la solución prueba se aumenta por adición de una solución conteniendo aproximadamente de 5 a 10 g/L de NaCl. Se usa una densidad de corriente continua de 5 a 20 mA/cm^2 de área de membrana para suministrar la fuerza motriz para la migración iónica. La caída de tensión a través de la membrana indica ensuciamiento. La resistencia de la membrana de AC se mide antes y después del ensuciamiento de una solución 0,5 N de NaCl. Las

concentraciones del ensuciador DBS se miden con un espectrofotómetro a 233 nm.

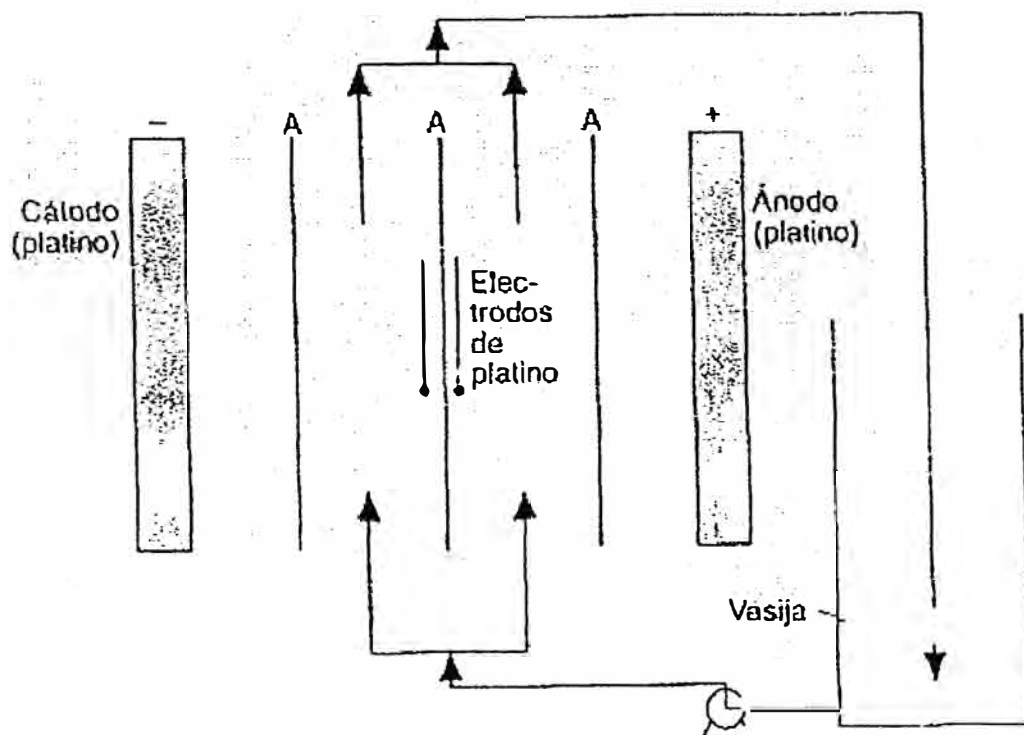


Figura 4.2 Diagrama simplificado de flujo a través de una celda de ensuciamiento

Ensuciamiento de membrana con diferentes concentraciones de DBS. El ensuciamiento de la membrana Selemión AMV (permeable aniónica) con diferentes concentraciones se muestra en la Figura 4.3. La resistencia de la membrana AC ($\text{ohm}\cdot\text{cm}^2$) antes y después del ensuciamiento se muestra en la Tabla 4.1.

Los resultados demostraron que en este caso el ensuciamiento de la membrana es muy sensible a la concentración de DBS.

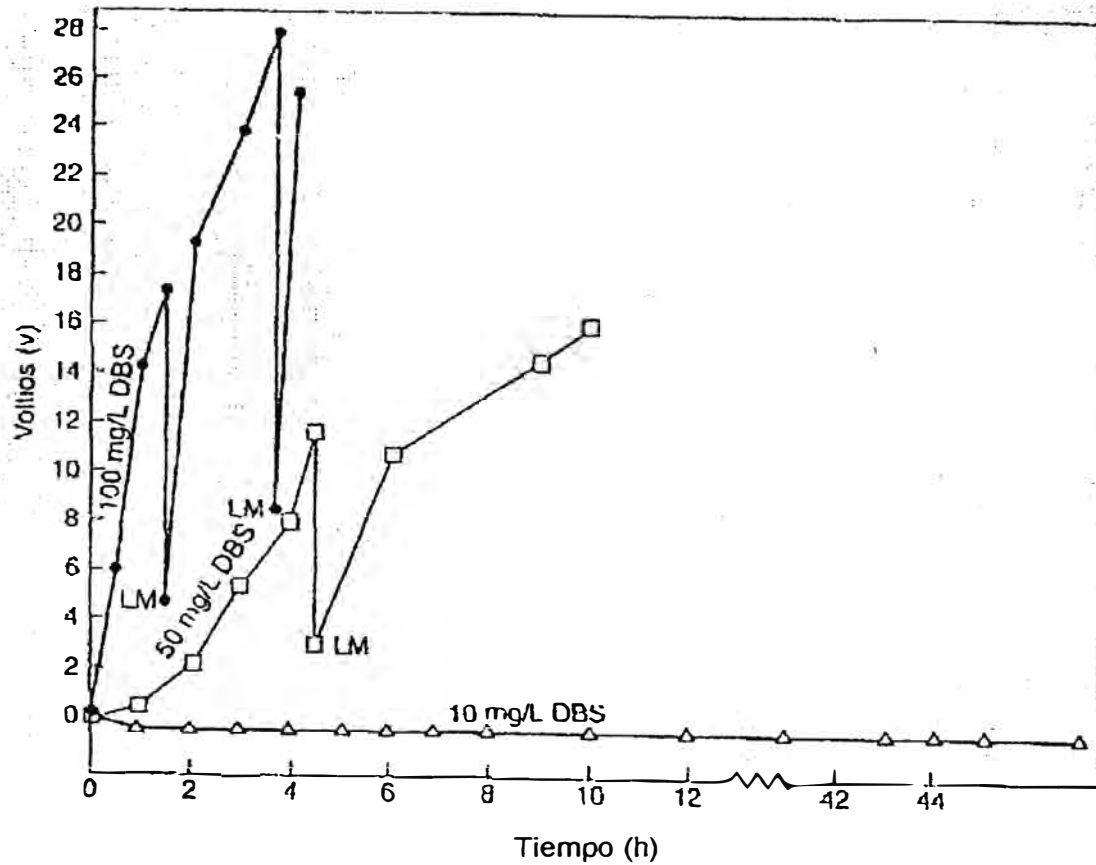


Figura 4.3 Efecto de diferentes concentraciones de DBS y de la limpieza mecánica sobre el ensuciamiento de las membranas

Tabla 4.1 Resistencia de membrana, ohm.cm^2 , antes y después del ensuciamiento con diferentes concentraciones de DBS

Tiempo de ensuciamiento, h	Concentraciones de DBS en la alimentación		
	10 mg.L^{-1} DBS	50 mg.L^{-1} DBS	100 mg.L^{-1} DBS
0	58,0	58,0	58,0
1,5			95,5 (90,0 [*])
3,5			163,0 (138,0)
4,5		94,6 (93,6)	210,0 (191,0)
10,0		163,0 (162)	536,0 (376,0)
44,0	59,2		

* Los valores entre paréntesis muestran valores de resistencia después de que las membranas han sido limpiadas mecánicamente

Un ensuciamiento severo se obtuvo con 100 y 50 mg/L de DBS, mientras muy poco o ningún ensuciamiento tuvo lugar con 10 mg/L de DBS.

La limpieza mecánica (eliminación de ensuciamiento superficial) tiene sólo un efecto temporal sobre la resistencia de la membrana (Figura 4.3) y la resistencia de membrana no puede reducirse a lo que originalmente fue (Tabla 4.1). A elevada concentración, tiene lugar ambos ensuciamientos: superficial e interno. A medida que el ensuciamiento tiene lugar, la velocidad de ensuciamiento de la membrana ocurre aproximadamente a la misma tasa que antes de la limpieza. El DBS a través de la membrana aniónica pasó en un grado sustancial solo a la más baja concentración de 10 mg/L.

En este caso, una situación intermedia entre las categorías 1 y 2, mencionadas anteriormente tuvo lugar con la adición de acumulación superficial a concentraciones más elevadas. A la concentración más baja de DBS, los iones de DBS son relativamente pocos, comparados con los iones inorgánicos. Pueden moverse a través de la membrana a una velocidad menor que los iones cloruro, pero hay muy pocos iones DBS para impedir una transferencia iónica total. A una elevada concentración de DBS, la fracción de caminos iónicos que contienen los iones DBS de movimiento lento es tan elevada que tiene un marcado efecto sobre la resistencia de membrana. El caudal iónico a través de los caminos no obstruidos se incrementa pero hace que la entrada de iones DBS en estos caminos "abiertos" tenga lugar. De esta manera, la obstrucción es acelerada. Además, cuantos más iones tratan de entrar en menos caminos abiertos en la superficie tiene lugar una acumulación superficial de los iones relativamente grandes de DBS. Además, la presencia de iones de DBS muy cercanos en un poro de membrana puede producir cambios locales estructurales (hinchazón), con decrecimiento de la movilidad de iones en el área. La situación real de ensuciamiento

aparece así considerablemente más complicada que lo propuesto en la categorización de Korngold.

4.3.7 Requerimientos energéticos en electrodiálisis

Las dos entradas principales de energía en las plantas de ED/EDI son:

1. La energía en CC suministrada para operar la batería de ED/EDI.
2. La energía requerida para bombear el agua del proceso a través de la planta.

Aunque esta última es de lejos la más significativa, la primera es la que dicta principalmente las circunstancias en que la ED es más o menos competitiva con otros procesos de desalación y será discutida con detalle aquí.

Las necesidades de energía eléctrica de CC en una batería de electrodiálisis. La mínima energía teórica requerida para operar una celda de ED/EDI se obtiene cuando la tensión aplicada es suficientemente grande como para que exista una diferencia de potencial a través de los electrodos y membranas. A causa del gran número de membranas existentes en las unidades comerciales los potenciales de electrodo son muy pequeños en comparación con la suma de los potenciales de membrana, de aquí que se dé énfasis al impacto de estos últimos sobre el consumo de energía.

1. Mínima energía para electrodiálisis. Cuando no se aplica tensión de la fuente externa de CC, una diferencia de potencial natural tiene lugar a través de una membrana iónica selectiva cuando las soluciones a cada lado tienen diferente concentración. Esto se debe a que existe una difusión dirigida, un transporte espontáneo de iones a través de la membrana

desde el lado que contiene la solución más diluida. Ya que este movimiento iónico constará preferentemente de o bien cationes o bien aniones, producirá una separación de cargas (por ejemplo, una diferencia de potencial) a través de la membrana, cuyo crecimiento irá oponiéndose a una mayor transferencia de carga y, eventualmente, se establecerá un equilibrio a un valor específico de esta diferencia de potencial, que puede ser denominada como $E_{m(e)}$. La (e) indica que el potencial de membrana es el valor obtenido cuando el sistema está en equilibrio, por ejemplo, cuando no hay ninguna transferencia de carga neta a través de la membrana.

Como una indicación de los parámetros que gobiernan el valor de $E_{m(e)}$, para soluciones consistentes en una única sal de comportamiento termodinámicamente ideal y constando de iones cargados únicamente, podemos expresar $E_{m(e)}$ como sigue:

$$E_{m(e)} = - (t_{m+} - t_{m-}) \frac{RT}{F} \ln (C_{wc}/C_{wd}) \quad (4.2)$$

donde t_{m+} y t_{m-} son los números de transporte de cationes y aniones en la membrana y C_{wc} y C_{wd} son las concentraciones de sal en las soluciones brutas a cada lado de la membrana.

El punto importante es que $E_{m(e)}$ surge del transporte espontáneo de iones a través de la membrana desde la solución más concentrada a las más diluida (por ejemplo, en la dirección equivocada para desalación) y para invertir esta dirección natural de flujo se requiere la aplicación de una tensión de magnitud ligeramente mayor que $E_{m(e)}$. En otras palabras $E_{m(e)}$ representa una caída de potencial que debe ser sobrepasada por la tensión externa aplicada, para que el flujo de iones tenga lugar en la dirección requerida en el proceso de purificación del agua. Además, la

suma de los valores de $E_{m(e)}$ para una membrana permeable catiónica (MPC) y una membrana permeable aniónica (MPA), cuando se multiplica por el número total de pares de celdas MPC/MPA en una batería particular de ED/EDI, puede tomarse como una medida del mínimo de energía requerido para la operación de una celda de electrodiálisis.

2. Requerimientos prácticos de energía. Para operar una batería de ED/EDI a una corriente finita, y por ello, tasas de producción de agua desalada finitas, la energía requerida es considerablemente mayor que los valores previamente vistos. Esto ocurre esencialmente por dos factores:

- La existencia de caídas de IR a través de la solución y de las membranas.
- Incrementos en los valores de los potenciales de membrana a partir de los valores de $E_{m(e)}$ de equilibrio (corriente nula) previamente definidos.

Esto se debe al fenómeno de concentración - polarización que ocurre para todas las corrientes de celdas finitas, e implica vaciados y enriquecimientos de sal en las capas límites próximas a las membranas. El valor del potencial de membrana se determina parcialmente por las concentraciones de sal en las interfaces membrana/solución. Los gradientes de concentración en las proximidades de las capas límites se solapan con la densidad de corriente emergente, y viceversa, a corriente nula (equilibrio) la concentración de sal en las interfaces membrana solución es igual al valor de la solución (de aquí, el uso de la ecuación 4.2). Sin embargo, el uso de corrientes finitas necesita la sustitución de (C_{emb}/C_{dmb}) dentro del término logaritmo en la ecuación 4.2 (donde C_{emb} y C_{dmb} representan las concentraciones de sal en la interface membrana / capa límite próximas del lado del concentrado y del diluido de la membrana, respectivamente una vez que la concentración polarización

está teniendo lugar. Como el valor de (C_{emb}/C_{dmb}) es mayor que el de (C_{wc}/C_{wd}) , los valores de los potenciales de la membrana E_m en una celda de electrodiálisis, operando a corriente finita, serán mayores que los valores de equilibrio $E_{m(e)}$.

La concentración - polarización también produce una elevación de la resistencia de la celda, a causa del incremento de resistencia en las capas límite del diluido vacío. A medida que la integridad de corriente de celda aumenta, el progresivo solapamiento de sales en las capas límite produce el incremento continuado de la resistencia de la celda y del potencial de membrana. Los incrementos asociados de las necesidades de energía se hacen particularmente severos a medida que la densidad de corriente límite se acerca y los problemas se acentúan por la bajada de eficacia de la corriente, cuando los aumentos de corriente se incrementan para mover iones H^+ y OH^- a través de las membranas. Consiguientemente, las densidades de corriente en electrodiálisis se mantienen en valores significativamente más bajos que la densidad de corriente límite (es decir $0,7 i_{lim}$, pero en ocasiones más elevada).

Considerando estos factores, pero ignorando la relativamente pequeña contribución a la energía de la batería asociada a las reacciones de electrodo, puede desarrollarse la siguiente ecuación que relaciona el consumo de potencia en CC,P con un número de factores de diseño y operación.

$$P = \left(\frac{nFQ\Delta c}{\eta_c} \right)^2 \frac{R_{mT}}{\eta_{pr}A} + \left(\frac{nF\Delta c E_{mT}}{\eta_c} \right) \quad (4.3)$$

donde A es el área de la membrana, R_{mt} es la resistencia total de una celda (propiamente, una corriente de diluido y una de concentrado más un par de membranas) y $E_{m\ddot{t}}$ es la suma de las diferencias de potencial a través de una MPC y una MPA.

En la ecuación 4.3 es evidente que P es función de la cantidad de sal requerida para ser eliminada (Δc). Para dar una primera regla aproximada de la energía usada por kilogramo de sal eliminada, los datos apuntados en la literatura técnica y obtenidos en el laboratorio sugieren un número de alrededor de 0,4 a 1 kWh/kg. Este valor variará dependiendo del modo de trabajo de la planta y también de la salinidad de la alimentación. DE otro lado, particularmente en términos de energía eléctrica en CC por metro cúbico de agua producto, los datos de la Tabla 4.2 muestran la tendencia hacia un aumento de energía con el grado de desalación llevado a cabo.

Tabla 4.2 Consumo de energía

Tipo de alimentación/temperatura	ppm de alimentación	ppm de producto	Energía eléctrica CC kWh/m ³
Rio (12°C)	395	46	0,15
Na ₂ SO ₄ (18°C)	1025	180	0,54
Pozo (15°C)	1170	89	0,55
Canal (19°C)	1609	130	0,78
Na ₂ SO ₄ (18°C)	1900	625	1,00
Na ₂ SO ₄ (18°C)	2750	1025	1,60
Na ₂ SO ₄ (18°C)	3500	1425	2,30

La ecuación 4.3 también demuestra que P aumenta con R_{mt} , con la tasa de producción Q y con la decreciente de corriente η_c .

Por tanto, la desalación de agua de elevada salinidad, como el agua de mar, hasta hacerla agua potable (alrededor de 500 ppm) es relativamente cara en costos de energía. Esto se debe fundamentalmente a que el término Δc en la ecuación 4.3 tiende hacia bajos rendimientos de corriente en aguas de elevada salinidad, dado que el elevado transporte de agua de las membranas y las bajas permselectividades de membrana incrementan los requerimientos energéticos del sistema.

El uso de la electrodiálisis exclusivamente para producir agua de elevada pureza no es económicamente atractivo a causa de su resistividad. Las ineficiencias en el equipo de rectificación de CC también impiden un incremento al potencial total de necesidades de CC de alrededor de un 5%.

Energía de bombeo. Una planta de electrodiálisis requiere un suministro de agua de alimentación presurizada generalmente de alrededor de 4 bar para bombeo del agua de alimentación/agua producto, corriente de concentrado y solución de limpieza de electrodos a través y alrededor de las plantas. Esto varía con el tamaño de la planta y con los STD del agua de alimentación desde 0,5 a 1 kWh/m³ de agua producto cuando se trabaja con agua salobre de alimentación de alrededor de 1.000 ppm de STD hasta cerca de 2 a 3 kWh/m³ para agua de mar.

Consumo total de energía. El consumo total de energía depende de la salinidad del agua de alimentación y de la cantidad de desalación requerida. Una estimación muy grosera de la energía requerida, para una aplicación dada, puede obtenerse de la expresión siguiente:

Energía total = $0,7 \text{ kWh/m}^3$ del agua producto + $0,7 \text{ kWh/ m}^3$ por 1000 ppm de sal eliminada

Bajo condiciones de temperatura ambiente y suponiendo un agua producto de 500 ppm de STD, el consumo típico de energía debería estar alrededor de 1,5 y 3,5 a 4 kWh/m^3 para aguas de alimentación de 1.500 a 2.500 ppm, respectivamente. Para aguas de mayor salinidad, el consumo de energía alcanza marcadamente los 7 a 10 kWh/ m^3 con 11.000 ppm de STD del agua de alimentación; sin embargo, estas cifras son solamente indicativas, pero las necesidades energéticas también dependen del detalle de diseño, operación y tasas de producción requeridas por la planta.

A salinidades muy elevadas, el incremento en consumo de energía no deriva solamente del término de concentración en la ecuación 4.3. El fenómeno del transporte de agua a través de las membranas puede significar que, cuando se desala agua de mar, de un 15% al 20% del agua de mar alimentada a los canales de producto se transfiere al concentrado. Este y otros factores, tales como la retrodifusión aumentada, conducirán a eficiencias de corriente mucho menores (quizás un 70% menor) que aquellas (alrededor del 90%) que se dan cuando se desala agua salobre.

El consumo de energía puede reducirse incrementado la superficie de membrana. Una fuente de la literatura técnica acota una reducción de 3,5 a $1,3 \text{ kWh/ m}^3$ como acompañante de un aumento del área de membrana de 1 a $2,6 \text{ m}^2$, cuando se desala agua de 3.000 ppm a menos de 500 ppm, en una gran planta de $5.000 \text{ m}^3/\text{día}$.

Electrodiálisis a elevada temperatura. La conductividad eléctrica del agua salina es muy dependiente de la temperatura, aproximadamente de 2% a 3% por grado. Esto es así porque el grado de ionización y la movilidad de

los iones se incrementan, dando por resultado una disminución de las resistencias eléctricas de la solución y de la membrana. Así, pues, la tensión eléctrica (y con ella la energía eléctrica) requerida para una corriente dada (por ejemplo, dada una tasa de desalación determinada) decrece con el aumento de temperatura.

Otros posibles beneficios del trabajo a elevada temperatura surgen de la disminución de viscosidad asociada que supone menores costos de bombeo y capas límites de membrana más delgadas. Este último factor, tomado junto con el incremento de los coeficientes de difusión salina a medida que la temperatura aumenta, apunta hacia un incremento de las densidades límite de corriente a altas temperaturas. Por ejemplo, algunos trabajos de investigación han indicado que la densidad de corriente límite aumenta de un 1% a un 4% por cada grado de aumento de temperatura.

Sin embargo, hay factores que actúan en contra, asociados a las temperaturas de trabajo relativamente elevadas:

1. Deterioro de los espaciadores y de las membranas; estos materiales poliméricos son muy susceptibles a la degradación térmica a temperatura más bien moderadas. Con respecto a la membrana, los grupos activos y la matriz misma tienden a ser estables.
2. Aumento de la tendencia a la incrustación a causa de la característica de solubilidad inversa/temperatura exhibidas por la notablemente baja solubilidad de los compuestos.

Las máximas temperaturas de trabajo en unidades de ED proyectadas para alta temperatura están limitadas a alrededor de 50 a 70 °C (122 a 158° F) principalmente por causa del factor 1. Los avances en la tecnología de polímeros pueden hacer que esta limitación de temperatura pueda ser superada en el futuro. Las unidades comerciales normales de

ED/EDI están restringidas a una temperatura limitada a 45°C (113°F), debido a la pérdida de rigidez, que se produce a las elevadas temperaturas de los materiales de separación utilizados actualmente y que son de polietileno de baja densidad.

4.3.8. Variables de trabajo

Las variables de trabajo que deberían ser tenidas en cuenta cuando se evalúan las unidades (a pequeña escala) de ED/EDI para aplicaciones diversas, son variables independientes, semi-independientes y dependientes de la operación.

4.3.8.1 Variables de trabajo independientes

1. Concentración de la alimentación de corrientes diluidas. La corriente que va a ser desmineralizada a veces contiene solutos no ionizados lo mismo que solutos ionizados. Para una relación dada por solutos no ionizados a ionizados, la conductividad eléctrica de tales soluciones alcanza usualmente un valor máximo a medida que la concentración (la cantidad de sólidos totales, ionizados y no ionizados) aumenta, después de lo cual la concentración disminuye a causa de los efectos de la viscosidad. Es deseable normalmente electrodiálisis a la concentración de máxima conductividad, porque se requiere menos energía eléctrica (CC) y la densidad de corriente límite es mayor.

Sin embargo, si la concentración óptima debe ser conseguida por preconcentración, esto puede implicar costos energéticos añadidos. Si la concentración óptima debe alcanzarse por predilución, la subsiguiente reconcentración puede requerir y añadir costos energéticos, debe manejarse más volumen y añadir costos de

bombeo. Por otra, parte la concentración de alimentación debería optimizarse, si es posible.

2. Concentración de alimentación de la corriente a concentrar. La corriente a concertar debería estar tan concentrada como sea posible sin perjudicar la eficiencia de la membrana por causa de la retrodifusión, sin producir un cortocircuito eléctrico a través de los manguitos y sin dar lugar a precipitación de las especies iónicas transferidas. A veces la precipitación puede ser engañosa para el control del pH y para la adición de productos químicos promotores de la sobresaturación.
3. Composición de la corriente de alimentación de electrodo. Se sugiere una corriente de electrodo consistente en 0,1 a 0,2 mol/L de Na_2SO_4 acidificado a pH 2 a 3, para evitar la incrustación en los electrodos. La composición de esta corriente no es de significación inmediata en la evaluación de laboratorio en las aplicaciones estándar de dilución - concentración en la ED/EDI.
4. Temperatura. A mayor temperatura de trabajo, menor será la resistencia eléctrica del sistema y las viscosidades de los fluidos; por tanto habrá menor requerimiento energético y de bombeo. Sin embargo, es probable que disminuya la vida de la membrana y los costos de reemplazo se incrementarán con el aumento de la temperatura. En general, el precalentamiento de los fluidos requerirá un gasto adicional.

En general, la operación de las baterías compactas estándar de Ionics a temperatura por encima de 50 a 60°C (122 a 140°F) debe evitarse.

5. Caudal. En las soluciones relativamente diluidas, cuando la densidad de corriente es un factor crítico, cuanto mayor es el caudal, más elevada será la densidad de corriente permisible, aproximadamente:

$$i_{im} = aQ^{0.5-0.6} \quad (4.4)$$

donde a es una constante y Q es el caudal.

Para una desmineralización general dada, el área es inversamente proporcional a la densidad de corriente. Por otra parte,

$$A = \frac{b}{Q^{0.5-0.6}} \quad (4.5)$$

Donde b es una constante y A es el área.

A mayor caudal, menor será el área total requerida. El máximo caudal permisible está limitado solamente por la caída de presión a través de la batería. Sin embargo, a veces es más económico operar por debajo de la máxima presión permisible a causa de los costos energéticos de bombeo.

6. Membranas. Una batería de ED/EDI se envía con membranas estándar aniónicas y catiónicas. Las modificaciones de estas membranas están disponibles para dar menor o mayor transferencia osmótica de líquido. Sin embargo, esto está unido a la mayor o menor resistencia eléctrica, respectivamente. La fabricación o el tratamiento de la membrana pueden seleccionarse también para cumplir los requerimientos esperados de resistencia química.

4.3.8.2 Variables de trabajo semi independientes

1. Densidad de corriente. La densidad de corriente se define como la corriente por unidad de área disponible de membrana, través de la cual pasa la corriente eléctrica. En una batería de 9 pulgadas x 10 pulgadas (228,6 mm x 254 mm), el área disponible es de 220 cm², de forma que $i = I/220$; donde la densidad de corriente (mA/cm²) y I = intensidad de corriente (mA) (nótese que 1 mA/cm² = 0,929 A/ft²).

Cuanto mayor es la densidad de corriente aplicada, menor será la superficie del área de celda que se requerirá para alcanzar un grado específico de transferencia iónica y, por tanto, menor será el gasto de inversión y de reemplazo de membranas. Por otra parte, el costo de energía será mayor porque la tensión eléctrica varía en proporción a la densidad de corriente. Para cada sistema hay una densidad óptima de corriente cuando el balance de costos varía de manera inversa hacia el mínimo. Para cada sistema hay también un máximo permisible limitante de densidad de corriente y a veces sucede que esta densidad límite de corriente es menor que el óptimo. Consiguientemente, la densidad de corriente límite es la primera variable de trabajo que debería establecerse experimentalmente.

Para un sistema dado de concentración fija, la densidad de corriente limitante aumenta con el aumento de caudal a la 0,5 a 0,6 potencia (exponencialmente).

Se incrementa aproximadamente un 1% por cada grado Fahrenheit de aumento de temperatura. A un caudal y temperatura dados, la densidad de corriente límite depende fuertemente de la naturaleza de las soluciones que estén siendo tratadas y de su concentración.

En general, la relación de la densidad limitante de corriente con la conductividad media de la corriente concentrante (y diluyente) es constante.

2. Densidad de corriente en las soluciones concentradas. Dado que la relación de densidad de corriente límite con la conductividad es constante, cuanto más concentrada sea una solución en iones, mayor será la densidad permisible de corriente. En soluciones que tienen una concentración por encima de 0,1 a 0,5 N las densidades de corriente demasiado altas pueden producir sobrecalentamiento de la membrana y consumo excesivo de energía eléctrica.

En estos casos, la densidad máxima de corriente puede y debe ser limitada por la tensión límite. Las densidades de corriente por encima de 50 a 150 mA/cm², dependiendo de las soluciones, no son recomendables, excepto bajo condiciones especiales. El rectificador estándar suministrado por Ionics con su batería de laboratorio de 9 in x 10 in (228,6 mm x 254 mm) tiene una tasa máxima de integridad de 30 A. Esto permite el trabajo hasta $i = 135 \text{ mA/cm}^2$.

3. Densidad de corriente en soluciones diluidas. Como la corriente eléctrica es transportada por los iones, se deduce que cuanto más diluida esté la solución, menor será la capacidad de transmisora de corriente de la solución. La aplicación de demasiada tensión tendrá como resultado una inanición iónica en la interface de la solución membrana y, como resultado final, la descomposición del solvente y/u otros materiales que estén presentes. Este fenómeno se denomina polarización y se manifiesta a través de perturbaciones del pH en la solución, pérdida de rendimientos de corriente e incremento de la resistencia eléctrica. Si hay sustancias sensibles al pH en la

solución, puede producirse descomposición, precipitación o coagulación con daño para el producto y/o las membranas.

En soluciones con una concentración por debajo de 0,1 a 0,5 N tiene lugar normalmente la polarización en relaciones de densidad de corriente a conductividad entre 2 y 12 (A-ohm/cm) con el menor valor del rango para soluciones viscosas y/o soluciones que contengan grandes iones de movimiento lento.

4.3.8.3 Variables de trabajo dependientes

1. Concentración de la corriente producto. La concentración de las corrientes después de una pasada por el desmineralizador es función del caudal, densidad de corriente y rendimiento de corriente.

A medida que la desmineralización progresa, todo no electrolito presente comenzará a concentrarse debido a una transferencia electro - endosmótica de agua. La cantidad de agua transferida es función de la corriente total pasada y del espesor de las membranas. Un rango típico para transferencia de agua es de 200 a 400 mL por equivalente de corriente eléctrica, dependiendo de la concentración iónica.

2. Necesidad de superficie de membrana (tamaño de planta). El área total de la membrana requerida para alcanzar un grado determinado de transferencia iónica depende de la concentración de la corriente producto después de una pasada (paso). Si una pasada no consigue la transferencia requerida o corte, se necesitará varias o múltiples pasadas. En el laboratorio, lo mismo que a escala de producción, esto puede cumplirse por la operación en lotes o tandas o por etapas en serie.

3. Tensión eléctrica. La tensión eléctrica requerida depende de la resistencia eléctrica de la batería y de la densidad de corriente. En la práctica actual, la tensión aplicada a la batería se varía manualmente y la corriente resultante se ve en un amperímetro. Los cálculos muestran, pues, que voltaje hay que aplicar para obtener la densidad de corriente deseada.

Existe una tensión máxima permisible para unas condiciones de diseño dadas para las grandes baterías. Esta tensión límite varía dependiendo de la solución que vaya a ser procesada. Como una primera aproximación, se recomienda no exceder de la siguiente tensión:

Para soluciones que tengan una resistencia eléctrica de 25 ohm-cm o mayor:

$$E_{\text{máx64}} = (1,4 + 0,02 R_s)n_{\text{pr}} \quad (4.6)$$

Para soluciones que tengan una resistencia eléctrica por debajo de 25 ohm-cm:

$$E_{\text{máx64}} = (0,9 + 0,04 R_s)n_{\text{pr}} \quad (4.7)$$

donde R = resistencia de la corriente más conductora (excluyendo la corriente de electrodo), ohm-cm

n_{pr} = número de pares de celdas

E_{64} = tensión a través de los n pares de celdas (excluyendo los electrodos) a 64°F.

A temperaturas mayores de 64°F, la tensión permisible llega a ser:

$$E_{\max} = \frac{E_{\max 64}}{1 + (0,01) (t-64)} \quad (4.8)$$

y a temperaturas por debajo de 64°F la tensión permisible llega a ser:

$$E_{\max} = \frac{E_{\max 64}}{1 + (0,01) (64 - t)} \quad (4.9)$$

donde t= temperatura de trabajo, °F.

4. Energía de bombeo. Las necesidades de energía de bombeo dependen de la viscosidad y del caudal de las soluciones y del número requerido de pasos (o pasadas).
5. Vida de la membrana. La vida de membranas en las plantas comerciales de electrodiálisis varía desde varias semanas hasta muchos años. Una vida relativamente corta exige una tasa de reemplazo de membranas que puede tolerarse cuando se tratan productos químicos valiosos. Una larga vida y una tasa menor de reemplazo de membranas es deseable cuando se tratan productos químicos de menor valor.

Un factor importante para la vida de la membrana es la agresividad química de la solución que está siendo procesada. Como el deterioro de la membrana es un fenómeno de reacción química debido al ataque químico, es posible que la vida de la membrana se reduzca a temperaturas elevadas.

A veces, la resistencia eléctrica de las membranas se incrementan rápidamente. Esto se evidencia por una rápida disminución de corriente después del arranque de una prueba y que puede explicarse

por un aumento de resistencia de la corriente que está siendo desmineralizada y produce como resultado una acumulación de estos materiales sobre las membranas. Tales materiales deben ser eliminados previamente de la solución.

Algunas veces las membranas muestran un aumento gradual de su resistencia eléctrica sin signos visibles de deterioro o cúmulos de material. En estos casos, las propiedades originales de la membrana pueden, a veces restaurarse.

4.4. Configuración del proceso

Se puede utilizar diferentes configuraciones de proceso en el diseño de los sistemas de ED/EDI.

4.4.1 Diseño de la batería

Un típico diagrama de flujo para una planta de ED/EDI de dos etapas para concentrar o diluir electrolitos en solución se ve en la Figura 4.4. La solución para alimentar los compartimientos de concentración de las baterías de ED/EDI (supuesto que tratamos materia particulada libre de gran tamaño) se almacena en el depósito de alimentación de concentrado. Se bombea desde el depósito de alimentación a través de un filtro y desde allí a los compartimientos de concentración de la primera etapa de la batería de ED/EDI. Desde allí pasa a través de los compartimientos de concentración de la segunda etapa de la batería. El camino del flujo para la solución a diluir de electrolitos es similar, excepto que la corriente diluida se bombea a través de los compartimientos de dilución de la primera y segunda etapas de la batería de ED/EDI. En la batería de ED/EDI, los iones son transferidos a través de las membranas de intercambio aniónico-catiónico, como previamente se describió a

efectos de dilución de los electrolitos, en un conjunto de compartimientos y concentración de los electrolitos en los compartimientos alternados.

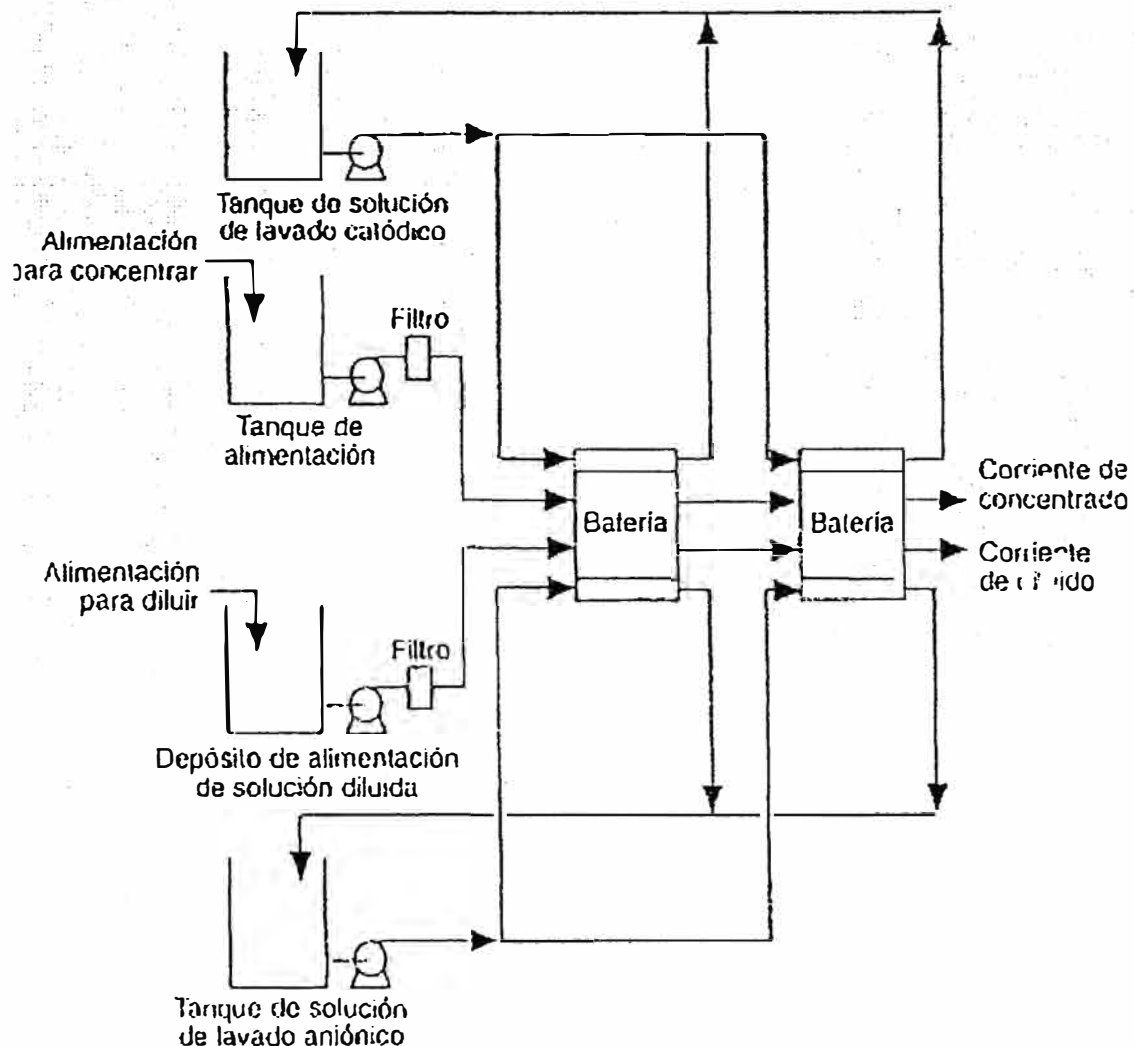


Figura 4.4 Diagrama de flujo para una planta de electrodiálisis de dos etapas

Cada sistema de ED/EDI se diseña para las necesidades particulares de cada aplicación. La capacidad del sistema determina el tamaño de la unidad de ED/EDI, bombas, tuberías y tamaño de la batería. La tracción de sal que debe ser eliminada determina la configuración de la disposición de las membranas de la batería. El propósito de la disposición en etapas es suministrar suficiente área de membranas y tiempo de retención para eliminar una fracción específica de sal de la corriente desmineralizada. Se

utilizan dos tipos de disposición en etapas: la disposición de etapas hidráulica y la eléctrica.

Disposición por etapas hidráulica. Normalmente, la máxima eliminación de sal para una etapa hidráulica es del 55% al 60%, con valores de diseño normales del 40% al 50%. Para aumentar la cantidad de sal eliminada en un sistema de ED/EDI deben añadirse etapas hidráulicas adicionales. En los sistemas donde se necesitan elevadas capacidades de las etapas hidráulicas adicionales se añaden más baterías en serie hasta alcanzar la pureza del agua deseada (Figura 4.5). Nótese que en esta disposición cada batería tiene solo una etapa eléctrica (un ánodo y un cátodo).

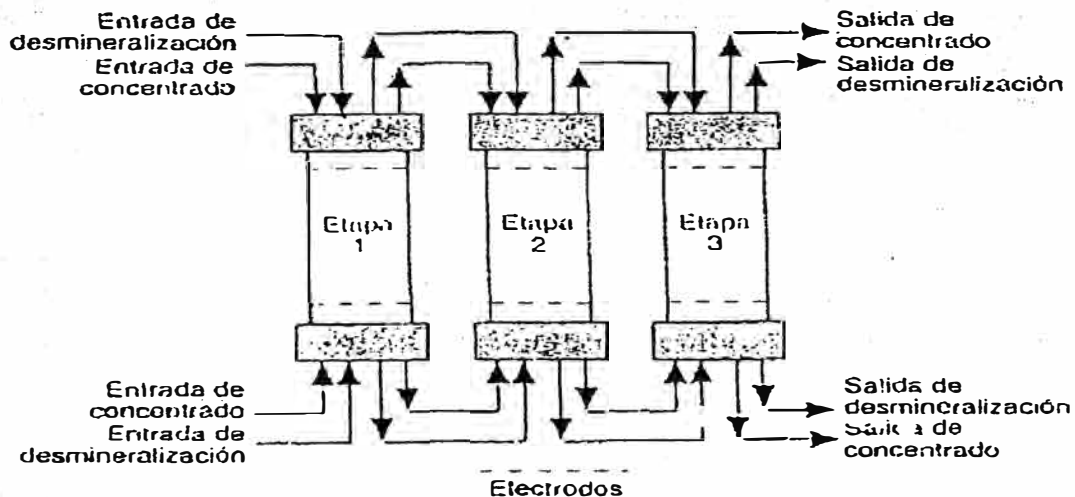


Figura 4.5 Cada unidad contiene una etapa hidráulica y una eléctrica. En los sistemas se incorporan etapas hidráulicas adicionales dentro de una sola batería, se usan una o más membranas interetapas. Esta es una membrana catiónica pesada con todas las propiedades de una membrana catiónica regular. Sin embargo, esta hecha de un espesor doble (1,0 mm) que la membrana catiónica normal (0,5 mm) para soportar una mayor presión hidráulica diferencial.

Disposición por etapas eléctricas. Las etapas eléctricas se consiguen insertando pares de electrodos adicionales en una batería de membranas.

Esto da flexibilidad al diseño del sistema, proporcionando tasas máximas de eliminación de sal, al tiempo que se evita la polarización y las limitaciones hidráulicas de la presión. Cada etapa eléctrica permite la utilización de una corriente independientemente controlada (I) para cada par de celdas dentro de cada etapa.

Caída de presión / separadores de caudal de agua. La caída de presión a través de una batería de membranas es la suma de las caídas de presión a través de cada hidráulica, lo que a su vez depende del tipo de separador o espaciador, del caudal por etapa y del número de pares de celdas de cada etapa. Cada uno de los separadores Iónicos de caminos tortuosos tiene diferentes perfiles de presión y velocidad.

Presión diferencial. La presión diferenciada es la diferencia de presión hidráulica entre la corriente desmineralizada y la corriente concentrada. Durante el trabajo normal de la batería de membranas, la presión de la corriente desmineralizada se mantiene de 0,5 a 1 lb/in² (de 10 a 30 pulgadas de agua, 254 a 762 mm pulgadas de agua) más que la presión de la corriente de concentrado. El objeto de mantener una mayor presión de la corriente desmineralizada es asegurar que si la pérdida interna de la batería (pérdida de cruce) ocurre entre los manguitos de desmineralizado y concentrado, la corriente desmineralizada perderá en la corriente concentrada. Si ocurriera a la inversa, el resultado sería la contaminación de la corriente desmineralizada.

Transferencia de agua. Algo de agua es transferida eléctricamente (pero no hidráulicamente) a través de las membranas junto con los iones. La cantidad de agua transferida varía con el tipo de membrana y con la concentración de la solución. Típicamente el 0,5% del caudal de la corriente desmineraliza se transfiere por cada 1.000 ppm de sal

eliminada. Esto representa la pérdida limitante de agua en un sistema de ED/EDI.

Límites de temperatura. La batería de membranas Ionics tienen una temperatura de trabajo superior a 46°C (115°F). Este límite está determinado por el material espaciador de polietileno de baja densidad que tiende a perder rigidez a temperaturas elevadas. Las membranas de transferencia aniónica y catiónica pueden soportar temperaturas más elevadas, generalmente en el rango de 60 a 70°C (140 a 158°F). Los espaciadores de alta temperatura han sido desarrollados, pero no están disponibles aún para su utilización comercial.

Distancia entre membranas. La distancia entre las hojas de la membrana (es decir, el espesor de la celda) debería ser tan pequeña como fuera posible, ya que el agua tiene una resistencia eléctrica relativamente elevada (Strathmann, 1992).

En las baterías de tamaño industrial de electrodiálisis las distancias entre membranas están normalmente entre 0,5 a 2 mm. Un espaciador se introduce entre ambas hojas de membrana introduce entre ambas hojas de membrana individuales para soportar la membrana y ayudar a controlar el flujo de la solución de alimentación. El problema de diseño mas superior para una batería de ED/EDI es el de asegurar la distribución uniforme de flujo en los diversos compartimientos. En un sistema práctico de electrodiálisis se instala en paralelo de 200 a 1.000 membranas de intercambio catiónico y aniónico para formar una batería de electrodiálisis con 100 a 500 pares de celdas.

Velocidades de flujo de la solución. Las velocidades de flujo de solución en las baterías de hojas de flujo están comprendidas entre 5 y 10 cm/s, mientras que en las baterías de camino tortuoso se usan las velocidades

de flujo de solución de 15 a 50 cm/s (Strathmann, 1992). A causa de las altas velocidades y los largos caminos de flujo, se obtienen elevadas caídas de presión del orden de 2 a 3 bar en las baterías de caminos tortuosos, mientras que en los sistemas de flujo en hoja tienen lugar caídas de presión de 1 a 2 bar. Sin embargo, las velocidades más elevadas ayudan a reducir el depósito de sólidos en suspensión y materiales biológicos. Otros varios conceptos están descritos en la literatura técnica; la mayoría de ellos dan tres o cuatro soluciones independientes del flujo en las celdas, que se utilizan, por ejemplo en combinación con membranas bipolares.

Superficie de membrana, vida de membrana y coste. Para un agua salobre de aproximadamente 3.000ppm de STD y una densidad media de corrientes de 12 mA/cm², la superficie requerida de membrana para una planta de capacidad de 1 m³ de producto por día es de alrededor de 0.4m² de membranas de intercambio aniónico (Strathmann, 1992). Otros ítems como bombas, tuberías y depósitos no dependen de la salinidad del agua de alimentación, sino del tamaño de la planta.

4.4.2 Baterías de electrodiálisis y criterios de diseño de baterías

La mayor parte del equipo utilizado en procesos de electromembranas son ítems estándar utilizados comúnmente en las industrias de proceso, tales como bombas, depósitos o filtros. Sin embargo, la batería de membranas es única. Una batería de electromembranas es esencialmente un dispositivo para mantener una disposición de membranas entre electrodos, de manera tal (Figura 4.6) que las corrientes líquidas sean procesadas y mantenidas separadamente.

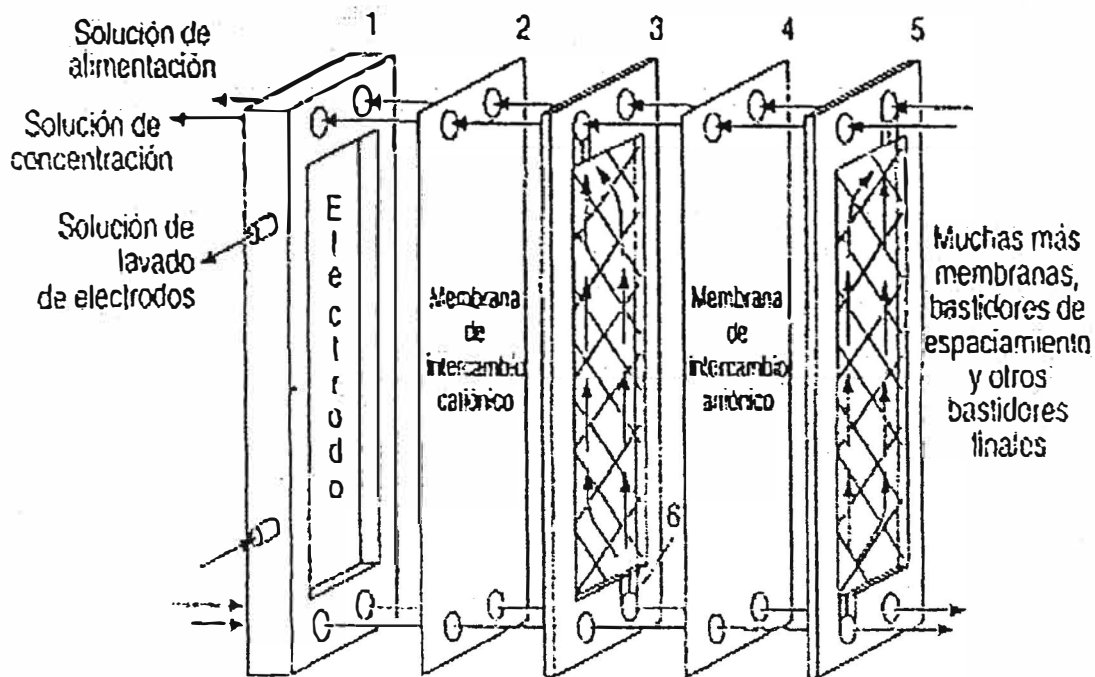


Figura 4.6 Vista abierta de los componentes de una batería de membranas

Una batería de electromembranas normalmente tiene muchas secciones repetidas, costando cada uno de los componentes 2, 3, 4 y 5 con un segundo bastidor final a cada extremo.

El diseño final de la batería es casi siempre un compromiso entre una cantidad de criterios y consideraciones conflictivos. Algunos de los criterios generales a considerar en la selección o diseño de la batería de electromembrana se discuten bajo tres aspectos o enfoque generales; mecánicos, hidrodinámicos y eléctricos.

Criterios mecánicos. Para desmineralización debería usarse la máxima cantidad de superficie de membranas, ya que el coste de las membranas constituyen un porcentaje del total de una batería de membranas (y no el mayor). La máxima utilización de la superficie de membrana requiere que

el mínimo posible de área este obstruida por las corrientes de la junta y los dispositivos de distribución de solución. Debería haber tan pocas componentes o piezas separadas como fuera posible.

Las baterías deberían permitir un rápido y fácil montaje y desmontaje. Las dimensiones de las membranas deberán estar limitada por el tamaño que pueda ser manejado fácilmente por uno o dos hombres. Los componentes deberían ser diseñados de forma que las posibilidades de montaje incorrecto sean mínimas.

El diseño de la distribución de solución para cada corriente debería asegurar igual distribución de caudal a través de cada compartimento. Algunas baterías de electromembranas han funcionado bien a este respecto en las operaciones iniciales, pero más tarde han fallado a causa de la comprensión y torsión de los dispositivos de distribución de solución. Los canales de distribución de solución no deberían estar bloqueados por las pequeñas partículas que hay en la solución que esta siendo tratada. Las pantallas separadoras deberían suministrar puertos de soporte no muy separados para las membranas, de modo que la torsión y tensión de las membranas en el compartimento de solución estén minimizadas.

Las juntas y pantallas separadoras deberían estar en un plano, de forma que las membranas no estuvieran flexionadas o distorsionadas. Esto permite el uso de membranas duras o frágiles, lo mismo que membranas más flexibles.

Los platos finales de la batería, que mantienen los bastidores de membranas y espaciadores entre ellas y trasmiten la fuerza para el sellado de los compartimientos contra la fuga de solución, deberían ser fuertes y rígidos. La rigidez de los platos finales es especialmente

importante para las baterías grandes, donde la flexión o alabeo de los platos finales pueden hacer insuficiente la presión de unión aplicada a algunas partes del conjunto de espaciadores de membrana y juntas.

La rigidez necesaria puede obtenerse diseñado los platos finales para que tengan poca flexión o utilizando dispositivos especiales de unión sobre ellos.

Criterios hidrodinámicos. Es necesaria, esencialmente, una distribución igual de las soluciones que estén siendo procesadas sobre la anchura de cada compartimento. En compartimientos estrechos la solución puede introducirse por un punto, pero en compartimientos anchos la introducción de solución por un solo punto produce un estancamiento en algunas zonas. Excepto en los compartimientos estrechos, las soluciones deberían introducirse por múltiples puntos a todo lo ancho de los compartimientos.

La velocidad de disolución debería ser fundamentalmente igual en todos los puntos del interior del compartimento. Para cumplir estos requisitos no pueden existir canales ni separadores entre las pantallas y los elementos de separación, el espesor de los compartimientos debe ser normalmente igual a través de todo el compartimento y la resistencia hidráulica de la pantalla separadora debe ser esencialmente uniforme.

La velocidad de la solución debería ser esencialmente igual en todos los compartimientos de solución. La buena alineación de los orificios o agujeros de salida de los compartimientos debería estar constituida de manera que las caídas de presión hidráulica en los conductos de suministro sean bajas. Todos los canales de solución, entre los conductos de suministro y los compartimientos individuales deberían tener idénticas resistencias hidráulicas y también las resistencias hidráulicas de las

pantallas espaciadoras en los compartimientos deberían ser idénticas, o bien las resistencias de los canales de solución deberán ser elevadas con respecto a la resistencia de los compartimientos de forma que los flujos de los compartimientos estén controlados por la resistencia de los canales de solución.

Las pantallas espaciadoras usadas para soportar las membranas podrían causar la mezcla de soluciones de cada cara de la membrana con la solución bruta, cuando se bombean las soluciones es deseable para mantener las capas límites en la superficie de las membranas.

Es deseable una baja pérdida de presión total a través de la batería, para minimizar la energía requerida por el bombeo y la presión interna en el interior de las baterías, de forma que la flexión de las juntas laterales y el pandeo de los compartimientos sea mínimo.

Criterios eléctricos. La pérdida eléctrica a través de las soluciones en los conductos de suministro debería ser pequeña. Para alcanzar esta baja pérdida eléctrica, la resistencia de la solución en los conductos de suministro debería ser elevada y el área o sección de los conductos de suministro debería ser pequeña. Estos requerimientos están en conflicto con la necesidad de grandes secciones o área de paso, que proporcionan bajas resistencias hidráulicas.

Los canales de solución entre los conductos de suministro y los compartimientos individuales también deberían tener altas resistencias eléctricas. Este requerimiento significa que las áreas o secciones de los canales de solución deberán ser pequeños y coincide con la necesidad de resistencias hidráulicas relativamente altas para los canales de solución.

Tipos básicos de baterías. La mayoría de las baterías comerciales pueden considerarse dentro de dos tipos básicos: camino tortuoso o flujo en hoja. Estas designaciones se refieren al tipo de flujo de la solución en los compartimentos de la batería.

Las pantallas espaciadoras se utilizan generalmente en los compartimentos de la solución de las baterías de flujo en hoja, para soportar las membranas y para producir turbulencia en la solución fluyente.

Disposiciones de baterías de electromembranas para varios propósitos. Para aplicaciones en las cuales el caudal, la calidad deseada o grado de desmineralización son mayores que lo que se puede conseguir en la práctica con una batería. Se pueden usar combinaciones de baterías en paralelo, en serie o mixtas. El caudal se incrementa en proporción al número de baterías en paralelo hidráulico. El grado de desmineralización se incrementa progresivamente añadiendo baterías en serie.

1. *Sistema "batch" de ED.* El primer sistema de ED desarrollado comercialmente fue el sistema batch de ED, o el sistema por "lantas" o recirculación (Figura 4.7).

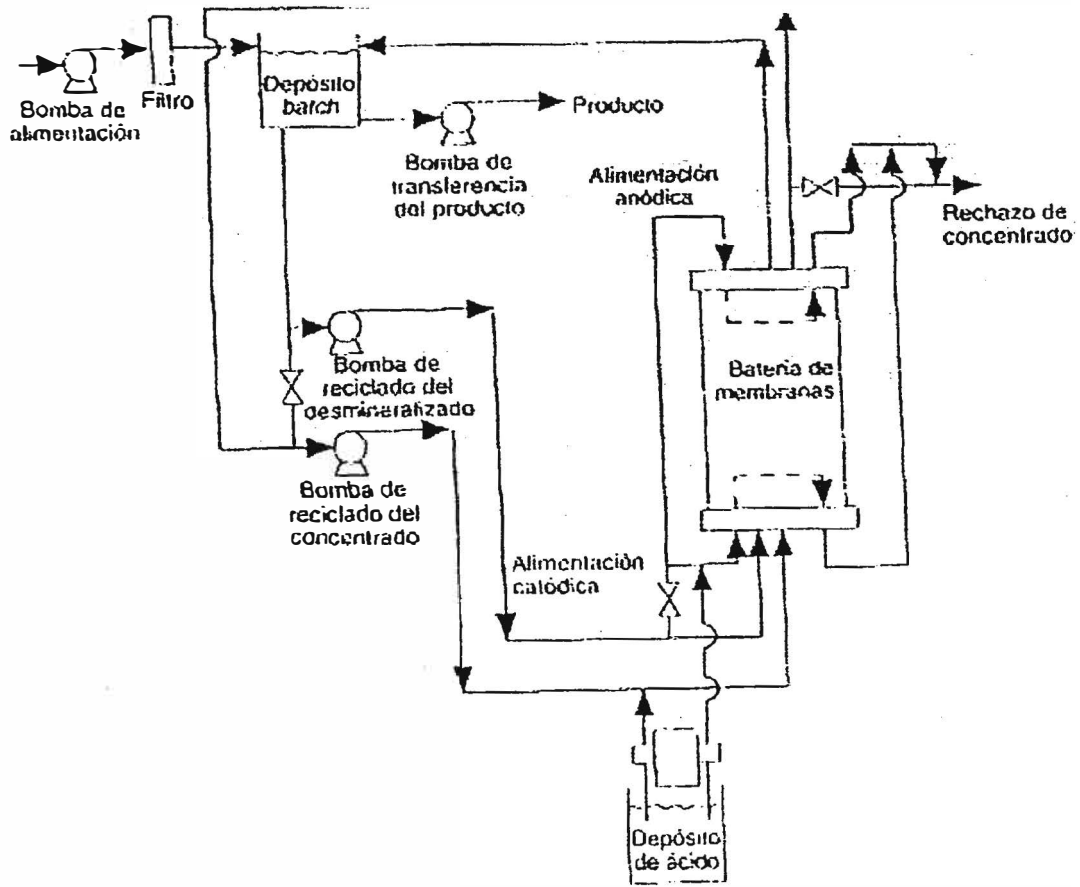


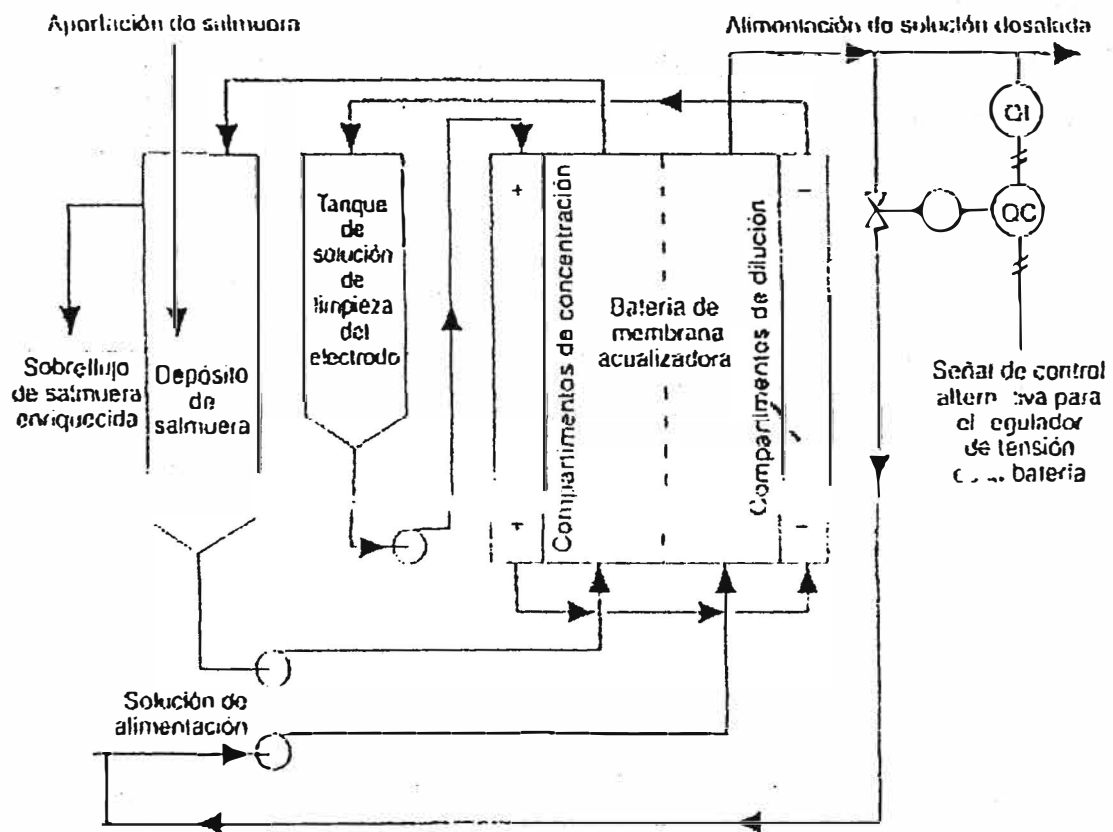
Figura 4.7 Sistema batch de ED

En un sistema de ED tipo batch o de recirculación, el agua de alimentación salobre se recircula desde un depósito, a través de los espaciadores desmineralizantes de una sola batería, hasta que se obtiene la pureza final deseada. La tasa de producción depende de la concentración de minerales disueltos en el agua bruta de alimentación y del grado de desmineralización deseada.

El diagrama de flujo muestra dos corrientes principales fluyendo en paralelo a través de la batería de membranas. Una de estas corrientes se desmineraliza progresivamente a medida que recircula a través del sistema. Esta corriente se denomina corriente diluida o corriente producto.

La otra corriente recirculada a través del sistema es la corriente concentrada. Su función es recolectar la sal que se transfiere de la corriente diluida. La corriente concentrada se recircula para reducir la cantidad de agua de rechazo.

La recirculación, sin embargo, incrementa la corriente de concentración a un nivel mucho más alto que el del agua de alimentación. Para controlar las concentraciones minerales y evitar la incrustación de las membranas de la batería, una fracción de la corriente concentrada se envía al rechazo y se adiciona de forma continua agua de alimentación, ácido y productos químicos de acondicionamiento.



Clave.

CI: Medidor de conductividad.

QC: Controlador de conductividad.

Figura 4.8 Sistema de alimentación y mezcla

2. *Sistema de alimentación y mezcla.* Un sistema de alimentación se usa cuando se producen grandes variaciones en la concentración de la solución de alimentación y se desea un flujo constante de producto. Este sistema es también útil cuando el grado deseado de desmineralización es bajo. En el sistema de alimentación y mezcla, una parte de la solución producto es recirculada y mezclada con la solución de alimentación bruta. Esta solución mezclada es, pues, la alimentación que se aplica a la batería de membranas. La tasa de producción es la parte de la corriente producto que se extrae fuera del sistema y no se recircula a la batería. Un sistema de alimentación y mezcla se muestra en la Figura 4.8.

3. *ED continua (unidireccional).* El tercer sistema comercial es el tipo de ED unidireccional continua. La Figura 4.9 ilustra el diagrama de flujo. En este sistema la batería de membrana contiene dos etapas en serie, interiormente enmarquizadas de forma que dos corrientes pasan primero a través de la mitad inferior de la batería o primera etapa y después a través de la mitad superior o segunda etapa. Más de dos etapas pueden disponerse en una sola batería y/o dos más baterías pueden disponerse en serie.

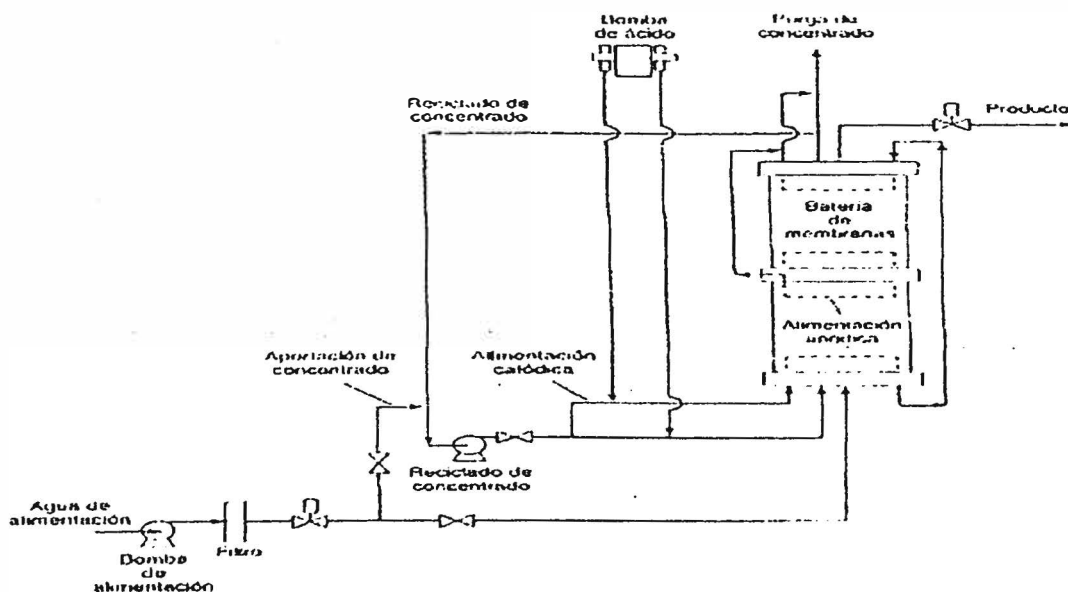


Figura 4.9 Sistema continuo de ED

La corriente diluida hace un solo viaje a través de la batería y sale como agua producto. La corriente concentrada se recicla parcialmente para reducir el rechazo y es inyectada con ácido y otros productos químicos para evitar la incrustación en la batería.

Hay un electrodo metálico en la parte superior e inferior de cada una de las dos etapas. Los dos cátodos emergen en la parte superior e inferior de la batería, mientras los dos ánodos emergen en el centro de la batería en lados opuestos del bloque plástico central.

Los dos cátodos están hechos de acero inoxidable (o metal similar inerte) y están alimentados en serie, con la parte inferior del cátodo alimentada externamente por una línea de plástico, que está conectada a su vez a la tubería de entrada de concentrado, e inyectada con ácido.

Los dos ánodos, situados en el centro de la batería, están hechos de metal revestido de platino y también están alimentado en serie. La parte inferior, o ánodo de la segunda etapa, es alimentado desde el flujo del concentrado del interior de la batería y está conectada hidráulicamente a la parte superior, o ánodo de la segunda etapa, a través del bloque de plástico central.

Los tipos de sistema de ED previamente discutidos son unidireccionales. Esto significa que el movimiento iónico se realiza en una dirección solamente, con cationes moviéndose hacia un cátodo fijo. En semejante sistema, la dosificación química es necesaria para evitar la formación de incrustaciones producidas por la precipitación del carbonato cálcico o sulfato cálcico sobre la superficie de la membrana. La incrustación de carbonato cálcico se controla añadiendo ácido a la corriente de concentrado recirculante y la incrustación del sulfato cálcico se controla añadiendo inhibidores químicos, tales como SIIMP, a la corriente de

concentrado. Adicionalmente a la formación de incrustación, las partículas coloidales, o limas, pueden acumularse en la superficie de las membranas de transferencia anhidrita y producir el ensuciamiento de la membrana. Estos materiales ensuciantes requieren eliminación por lavado con soluciones limpiadoras, dependiendo su frecuencia de la concentración de tales materiales en el agua de alimentación.

El control de la incrustación y de los materiales ensuciantes es crítico para el trabajo de los sistemas de desalación unidireccionales de cualquier tipo. Los costes para instalar, operar y mantener la alimentación química de los sistemas mediante ácidos fuertes y productos químicos deben preverse. La capacidad para transportar ácidos y otros productos químicos a las plantas de agua, particularmente en zonas remotas, puede presentar muchos problemas prácticos operacionales. Estos problemas pueden ocasionar unos costes elevados de operación y mantenimiento.

4. *Electrodiálisis inversa.* Los sistemas de EDI se diseñan para producir agua desmineralizada de modo continuo sin adición constante de productos químicos durante la operación normal, así se eliminan los problemas mayores que se encuentran en los sistemas unidireccionales.

El sistema de EDI utiliza polaridad eléctrica inversa para controlar de modo continuo la incrustación y el ensuciamiento de la membrana. En este sistema la polaridad de los electrodos se invierte tres o cuatro veces cada hora. Esto invierte la dirección del movimiento iónico en el interior de la batería de membrana, controlando así la formación de película e incrustación (Figura 4.10).

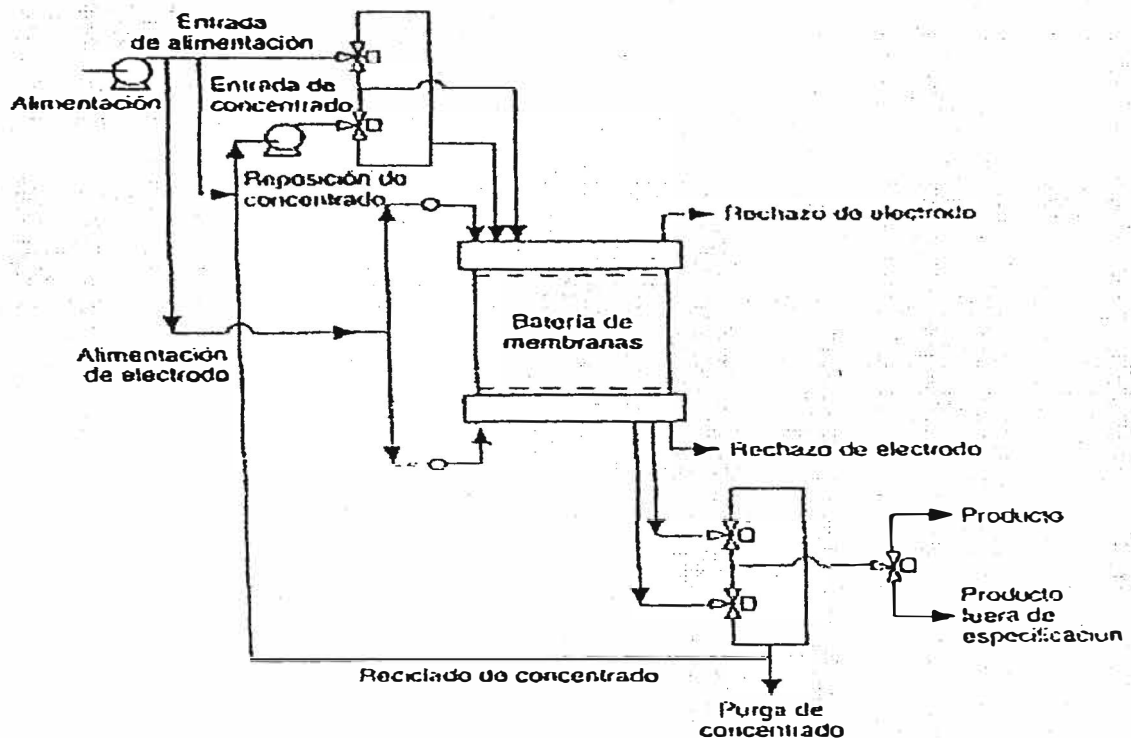


Figura 4.10 Diagrama de flujo de una EDI

Al invertir las corrientes que antes ocupaban compartimentos desmineralizantes se vuelven corriente de concentrado, y las corrientes que antes ocupaban compartimentos de concentrado se vuelven corrientes desmineralizadas.

Además al invertir, las válvulas operadas automáticamente conectan las dos corrientes de entrada y salida de forma que el agua de alimentación fluye a los nuevos compartimentos desmineralizantes y la corriente de concentrado reciclada fluye hacia los nuevos compartimentos de concentración. El efecto de esta inversión es que la corriente de concentrado que permanece en la batería, cuya salinidad es más elevada que la del agua de alimentación, debe ahora desalarse. Esto crea un breve periodo de tiempo en el que la salinidad de la corriente desmineralizada (agua producto) es mayor que el nivel especificado.

Este “lado” del agua es conocido como “producto fuera de especificaciones”.

A causa de la inversión, ningún compartimento del flujo de la batería está expuesto a alta concentración de solución por más de 15 a 20 minutos a la vez. Cualquier depósito de sal precipitado es disuelto rápidamente y sacado afuera cuando el ciclo se invierte. La Figura 4.10 es un diagrama típico de EDI.

5. *Compartimentos de electrodo.* Cuando la inversión tiene lugar, las reacciones químicas dentro de los compartimentos de electrodo se invierten también, ya que los electrodos cambian de polaridad (Meller, 1984). El ambiente alcalino en el nuevo cátodo ocurrirá ahora en el ánodo ocurrirá ahora en el cátodo (de polaridad previa). El ambiente ácido generado en el ánodo, que ayuda a prevenir y evitar la formación de incrustación, puede ahora tener ventaja en ambos electrodos ya que cada electrodo es alternativamente un ánodo. Para obtener el máximo beneficio de la generación anódica de ácido, la corriente anódica debe operarse en una condición sin flujo, que permita la concentración de iones H^+ para incrementar y bajar el pH a alrededor de 2 a 3. Sin embargo, los gases cloro y oxígeno siguen generándose también en el ánodo. Estos gases tienden a acumularse en el electrodo para formar una capa de gas que incrementa grandemente la resistencia en el electrodo. Este proceso es conocido como envoltorio gaseoso. Para evitar o reducir este problema se le permite fluir a la corriente anódica, durante un breve periodo de tiempo, para limpiar los gases. Esta acción se conoce como bump. Mientras el ánodo está en el modo bumping, el cátodo fluye continuamente para minimizar la concentración de OH^- , ya que un ambiente alcalino incrementará la tendencia a la incrustación. Las válvulas solenoides en las corrientes de electrodo

controlan automáticamente los flujos del ánodo y del cátodo. Ya que ambos electrodos están al mismo tiempo en el modo ánodo, deben construirse de un metal revestido de platino.

Para resumir, el proceso de EDI tiene cuatro efectos principales en la operación de un sistema de membranas:

- Rompe las capas de polarización tres o cuatro veces cada hora, evitando así la incrustación por polarización.
- Rompe la incrustación recién precipitada o sedimentada y lava los rechazos antes de que puedan crecer o causar daño.
- Reduce las formaciones de limo o similares sobre las superficies de la membrana al invertir eléctricamente la dirección del movimiento de las partículas coloidales.
- Elimina los problemas prácticos asociados con la necesidad continua de alimentación de ácidos o productos químicos complejos.
- Limpia de modo automático los electrodos con el ácido formado durante la operación anódica.

4.4.3 Valores típicos para los parámetros de diseño

Hay varios parámetros que deben considerarse para el diseño con éxito de una planta de ED/EDI:

- Características de alimentación, producto y salmuera de ED/EDI.
- Diagrama de flujo del proceso deseado.
- Materiales de construcción.
- Pretratamiento de alimentación.
- Bombas y caídas de presión.
- Depósitos de almacenaje.

- Suministro de energía eléctrica.
- Controles
- Densidad de corriente límite.
- Pérdida de corriente.
- Retrodifusión
- Índice de Langelier.
- Saturación en sulfato cálcico.
- Diseño de la batería de membranas.

Requerimientos y características de alimentación y agua producto

El diseño de una planta de ED/EDI se basa en los requerimientos del agua producto y en las características del agua bruta que va a tratarse.

Materiales de construcción

Los materiales utilizados en batería de electromembranas, bombas, tuberías, depósitos y otros equipos necesarios y asociados a los procesos de electromembranas, se eligen usualmente sobre la base de la resistencia a la corrosión, tensión física y resistencia al ataque electroquímico por las soluciones a tratar. Para aplicaciones en las que usan baterías convencionales de ED/EDI, los fabricantes de equipos ED/EDI escogen normalmente materiales satisfactorios para la construcción.

La tubería que no sea eléctricamente conductora, como el cloruro de polivinilo y la resina epoxi reforzada, se utiliza a menudo para transferir soluciones y desde las baterías de electromembranas. Estos tipos de tubería también ofrecen ventajas en cuanto a la resistencia a la corrosión.

Los plásticos, tanto los reforzados como los no reforzados, son a menudo el material elegido para depósitos, aunque también pueden usarse depósitos revestidos de plásticos o fibra de vidrio.

Bombas y caídas de presión hidráulica típicas

Las consideraciones principales al escoger las bombas para su uso en procesos de electromembranas son: la resistencia a la corrosión, la introducción de contaminantes metálicos no deseados y las pérdidas de presión hidráulica a través del equipo. La resistencia de los materiales a la corrosión por el uso, depende de la naturaleza de las soluciones a tratar en cada aplicación particular. Los requerimientos de resistencia a la corrosión para las bombas no son diferentes a los otros procesos químicos. Si se elige las bombas por dar satisfacción en base a la resistencia a la corrosión, normalmente no se deberán introducir cantidades indeseables de metales pesados en las soluciones de alimentación.

Depósitos de almacenamiento

Los mínimos tamaños de los depósitos interetapas (si se utilizan) dependen del tiempo necesario para cortar todo el sistema cuando el nivel del depósito está demasiado bajo, o del tiempo necesario para arrancar una bomba cuando el nivel del depósito está demasiado alto (Huffman y Lacey, 1972). Los depósitos de alimentación y tanques interetapa deberían escogerse con una capacidad suficiente para asegurar el suministro de soluciones de alimentación igual, al menos, a la capacidad de bombeo de unos pocos minutos de las bombas implicadas. Los tamaños de los tanques de alimentación también dependen de las juntas, costes y otras características del proceso de alimentación.

Los tamaños de los depósitos de algunos cerramientos de producto dependen del inventario de producto almacenado deseado, que a su vez depende de factores distintos de los de operación del proceso de electromembranas.

Suministros de energía eléctrica

La energía eléctrica, en forma de CC, para las baterías de electromembranas se aplica usualmente con transformadores y equipo de rectificación, aunque en ocasiones se han utilizado conjuntos de generadores motores (Huffman y Lacey, 1972). Los suministros de potencia adecuados para estas utilidades pueden hacerse con transformadores monofásicos o trifásicos y diodos de silicio dispuestos como rectificadores de onda completa. Los condensadores se utilizan generalmente con circuitos monofásicos para dar una tensión continua de poca ondulación; pero con transformadores trifásicos y rectificadores de onda completa, la tensión de salida tiene una aceptable y pequeña ondulación o rizo sin la utilización de condensadores.

Densidad de corriente límite

Del 70% al 80% de la densidad de corriente límite se utiliza como máxima densidad de corriente permisible de trabajo.

Fuga de corriente

Para un sistema dado de ED/EDI hay una tensión límite que puede aplicarse (Meller, 1984). Este límite está determinado por la temperatura del agua, concentraciones de las corrientes líquidas, tamaño de la batería de membranas y sección interna del manguito. Si este límite se excede, la corriente eléctrica en exceso pasará desde el electrodo, lateralmente a

través de la membrana adyacente, al manguito de la corriente concentrada, generando calor suficiente par dañar algunas membranas y separadores de la vecindad o proximidades del electrodo.

Esta tensión limite se define como la tensión a la cual sólo se ve afectada la celda adyacente al electrodo. La practica normal de diseño limita la tensión aplicada a una batería de membranas al 80% de esta tesis (Meller, 1984).

Retrodifusión

La retrodifusión tiene lugar cuando la concentración iónica en la corriente de concentrado es sustancialmente mayor que la concentración iónica en la corriente desmineralizada. El resultado es que algunos de los iones de la corriente del concentrado se difunden a través de la membrana, contra la fuerza electromotriz del retro potencial de la CC, a la corriente desmineralizada. La retrodifusión debe ser tenida en cuenta durante el diseño de una planta de ED/EDI. Típicamente, el rendimiento de una batería de membrana baja cuando la relación de concentración excede de 150:1.

Índice de Langelier

Un índice de Langelier (IL) positivo indica que hay potencial para que el carbonato de calcio precipite. Un valor del IL hasta de +2,2 es aceptable en un sistema de EDI iónicos.

Saturación del sulfato cálcico (CaSO_4)

El limite superior de diseño para el sistema de EDI, sin adición química, es de 175% de saturación en plantas comerciales de tratamiento de agua.

4.5 Post Tratamiento

El agua producto de ED/EDI es normalmente menos agresiva que el agua producto de OI. Esto es así porque usualmente no se añade ácido en ED/EDI para el control de incrustación y la ED/EDI elimina sólo el nivel de sales deseado, en oposición al más de 98% que produce el proceso de OI. La materia no ionizable de la alimentación, como sílice, partículas, bacterias, virus, pirógenos y materia orgánica, no será eliminada por el proceso de ED/EDI y deberá, si es necesario, ser tratada con un pre o postratamiento.

4.6 Controles e instrumentación

Las siguientes variables se miden normalmente, se controlan o ambas cosas a la vez:

1. Tensión y CC suministradas a cada unidad de electro diálisis.
2. Tasas de caudal y presión de las corrientes diluida y concentrada de limpieza de electrodo.
3. Concentraciones de electrolitos de las corrientes diluida y concentrada en las entradas y salida de las baterías de ED.
4. pH de la corriente diluida y de las corrientes de lavado de electrodo.

Todas estas variables están interrelacionadas. Puede conseguirse un control automático de los caudales de las corrientes diluida y concentrada con un controlador de tipo flujo - conductividad que compara las conductividades de las corrientes concentrada y diluida en la celda, con la de una celda de resistencia preseleccionada y actúa sobre la válvula de control de flujo en las líneas de suministro de líquido.

Para evitar daños a las membranas o a otros componentes de una batería de electromembranas, en la eventualidad de una parada de los flujos líquidos a las baterías, el equipo debería estar provisto de dispositivos a prueba de fallo, que cambian el sentido de corriente a las baterías y bombas. Esto puede conseguirse colocando controladores de medida de caudal en las corrientes de alimentación que cambiarán el sentido de la corriente a las baterías y bombas si la tasa del caudal de una corriente cae por debajo de un valor preseleccionado.

4.7 Evacuación o disposición del concentrado

Cualquier proceso de desalación produce un agua producto y un rechazo de concentrado que contiene los sólidos disueltos en una forma concentrada. Este concentrado debe ser puesto a disposición de una manera ambientalmente aceptable de forma que no cause disturbio en el agua de ambiente ni contamine las fuentes de agua potable. La cantidad de concentrado producido depende de la cantidad del agua de alimentación y de las características del proceso desalador.

4.7.1 Recuperación de agua

La cantidad de agua producida a partir de una unidad de volumen de agua de alimentación se llama recuperación de agua y se expresa usualmente como porcentaje. Las recuperaciones de agua pueden ser mayores del 95% ó menores del 25% dando como resultado volúmenes de menos del 5% ó más del 75% del agua de alimentación, dependiendo del proceso empleado y de las características del agua de alimentación.

El factor más importante que determina la recuperación del agua durante la desalación, es la presencia de sustancias capaces de formar incrustación, como el carbonato cálcico, hidróxido magnésico y sulfato

cálcico, en el agua de alimentación. Cuando la concentración de estas sustancias excede de sus límites de solubilidad en el concentrado, tiene lugar la precipitación y formación de incrustación. Esto afecta seriamente a los rendimientos del proceso.

Por esta razón, el agua de alimentación se trata para eliminar estos iones o para evitar su precipitación por medio de un tratamiento de ácido y dosificación de inhibidores de incrustación. Sin embargo, en muchos casos, especialmente con el sulfato cálcico, la única solución es trabajar dentro de los límites de solubilidad del compuesto.

4.7.2 Métodos de puesta a disposición

Los métodos de puesta a disposición de los concentrados de ED/EDI son considerados del mismo modo que los del concentrado de OI. La concentración de sales disueltas en el concentrado de ED/EDI, sin embargo, puede ser significativamente mayor que en el concentrado de OI.

Disposición en el mar. La disposición del concentrado de ED/EDI en el océano es el método más económico de puesta a disposición del concentrado. Sin embargo se debe tener cuidado para asegurar que la descarga de concentrado cumple las normas reguladoras y que el medio ambiente no se vea afectado de modo adverso.

Evaporación. En zonas interiores donde hay una elevada tasa de evaporación, como en áreas áridas, la puesta a disposición del concentrado de ED/EDI en lagos de evaporación es un método efectivo. Sin embargo donde las zonas costeras son abundantes, hay otros métodos de disposición que pueden resultar más baratos y efectivos. No obstante, hay que tener cuidado para evitar la filtración del concentrado a

las aguas subterráneas, o la derivación de un exceso de flujo a fuentes o corrientes superficiales. Las lagunas adecuadamente limitadas y de suficiente capacidad deberían evitar este tipo de problemas.

Pozos de agua salada. En áreas donde se depositan grandes volúmenes de concentrados de ED/EDI, la creación de un ambiente de agua salina en pozos naturales o ratificales puede facilitar enormemente la puesta a disposición del concentrado.

Inyección de pozo profundo. En este método, el concentrado de ED/EDI puede inyectarse en pozos mucho más profundos que cualquier fuente de agua de la zona, para evitar cualquier posibilidad de polución. Las minas cerradas o afectadas pueden utilizarse para este propósito supuesto que no va a tener lugar ninguna contaminación de aguas subterráneas o de que el concentrado no fluya a minas activas, de las cuales el agua está siendo bombeada.

Procesos avanzados. El proceso avanzado del concentrado de ED/EDI en evaporadores-cristalizadores, que produce un producto esencialmente seco, es el medio recomendado de disposición del concentrado de ED/EDI derivado de la desalación de agua y efluentes industriales. El concentrado de los evaporadores puede absorberse en cenizas para dar como resultado una descarga nula de efluente.

CAPITULO 5

OPERACIÓN

5.1 OPERACION

El proceso de ED/EDI puede llevarse a cabo de modo continuo en los modos batch o de alimentación y mezcla. El diagrama de flujo más simple contiene una sola etapa de ED/EDI. Para una mayor pureza del producto, se usa una planta multietapa. El propósito de las etapas no es la extracción de mayores fracciones de agua de la alimentación. En vez de eso, cada etapa eleva la pureza del diluido de la etapa precedente. Debe esperarse que una etapa de ED/EDI elimine del 45% al 55% de las sales disueltas de la alimentación. Esto es, su efluente purificado tendrá un contenido de sal del 55% al 45% de la salinidad original de alimentación. Un agua producto conteniendo 410 mg/L de STD, por ejemplo, puede producirse de una alimentación con 4.500 mg/L por medio de una planta de ED/EDI de tres etapas.

Cuando un diluido no se purifica suficientemente en un paso a través de una etapa de ED/EDI, debe emplearse una planta de reciclado o sistema continuo con un número de etapas determinado. El diluido debe retornar a un depósito de alimentación y recircularse a una batería de ED/EDI en operación continua de reciclado. La operación debe continuarse hasta que el contenido del depósito de alimentación y recircularse a una batería de ED/EDI en operación continua de reciclado. La operación debe continuarse hasta que el contenido del depósito de alimentación alcance la pureza requerida. Esto se conoce como operación tipo batch o de recirculación. Puede operarse por control manual, no requiriendo

entonces casi de instrumentación; también se puede automatizar, modulando la tensión a través de la batería a medida que la salinidad cambia. Adicionalmente, el cambio de conductividad del líquido puede actuar sobre un control para hacer funcionar la bomba, transfiriendo el producto al depósito de almacenaje, cuando se alcanza la pureza requerida. Inmediatamente después de eso, se admite una nueva “tanda” o batch y el ciclo recomienza. El sistema batch o por tandas se utiliza normalmente cuando la salinidad de la alimentación es mayor que 700 mg/L. Este sistema requiere un mínimo de área de membranas. Sus desventajas son:

1. El depósito de suministro debe ser suficientemente grande para alojar una tanda o lote de alimentación.
2. El manejo prolongado y la exposición de alimentación incrementan el crecimiento bacteriano.
3. Los rendimientos de corriente son bajos.

A veces se utiliza un sistema de alimentación y mezcla cuando hay grandes variaciones de concentración en la alimentación y se desea un caudal constante de producto. Este sistema es útil también cuando el grado de desmineralización deseado es bajo. En el sistema de alimentación y exudación o mezcla, una parte de la solución producto se recircula y mezcla con la solución de agua bruta. Esta solución mezclada pasa a ser la alimentación real de la batería de membranas. La tasa de producción es parte de la corriente producto que exuda fuera del sistema y no se recircula a la batería.

Es una práctica común operar una planta de ED/EDI con purga parcial del concentrado, mientras se recicla o recircula una parte de la corriente concentrada para disminuir el volumen de rechazo de salmuera y aumentar la conductividad total de la celda. La disminución resultante de

la caída de tensión reduce el consumo de energía eléctrica. La salinidad total de la corriente reciclada puede alcanzar un valor máximo de los 0,4 mol/L. Hay varias razones para que raramente exceda de 0,2 mol/L, incluyendo:

1. La tasa de retrodifusión de sales desde el concentrado al diluido aumenta como lo hace la concentración de la corriente concentrada.
2. A elevadas concentraciones de salmuera, se puede exceder la solubilidad de los compuestos formadores de incrustación, tales como CaSO_4 y CaCO_3 .
3. Pueden producirse dificultades de trabajo, como cortocircuitos internos de corriente, por salmueras de alta concentración.
4. La presión osmótica reconduce un porcentaje apreciable de agua purificada hacia la salmuera de elevada concentración.

Las tasas de caudal del concentrado y del diluido se mantienen aproximadamente iguales para asegurar presiones comparables en ambos compartimentos y minimizar así la pérdida de cruce y la distorsión de la membrana.

Una de las variables de trabajo más importantes es la temperatura de alimentación. A medida que la temperatura de trabajo aumenta, la resistencia de la solución acuosa disminuye, dando como resultado una reducción en el consumo de energía eléctrica. Un beneficio adicional resultante del trabajo elevadas temperaturas es el incremento del transporte de sal a través de las membranas. Cada 1° F (0,55° C) de aumento de temperatura, aumenta el "corte" (sal eliminada por etapa) en aproximadamente 1%. Una de las plantas de ED/EDI comercialmente disponibles está trabajando con éxito hasta 110° F (43° C) en una base constante de trabajo y hasta los 120° F (49° C) durante cortos períodos de tiempo.

5.1.1 Limpieza de membranas

La limpieza de una planta de ED/ED! no es un procedimiento frecuente, siempre que el pretratamiento de la alimentación sea el adecuado, es decir, que se utilizan filtros de 5 a 10 μm antes de la batería y que se mantienen condiciones de trabajo conservadoras. Generalmente, una disminución en la pureza del agua producto indica una necesidad de limpieza. Para la limpieza in situ se hace circular un 5% en volumen de una solución comercial de ácido clorhídrico a través de la batería, durante 30 a 60 minutos, para eliminar la incrustación y los barros inorgánicos. Esto se sigue con un lavado subsiguiente empleando una solución de NaCl al 5% en peso, ajustado a pH 10 a 13 con NaOH. La operación es sencilla si los conectores de lavado están adecuadamente situados en la batería. La operación es sencilla si los conectores de lavado están adecuadamente situados en la batería. La limpieza in situ puede requerirse a intervalos de dos veces por semana o una vez cada cuatro semanas, dependiendo de la calidad del agua de alimentación. El rechazo puede almacenarse en un depósito o laguna y ajustarse a un pH neutro antes de la puesta a disposición exterior. La solución de limpieza utilizada también puede evacuarse con la salmuera.

Si las membranas se han ensuciado severamente, puede ser necesario recurrir al método más costoso en tiempo: desmontar la batería y limpiar las membranas individualmente. Los fabricantes recomiendan el cepillado con esponja o brocha, o incluso el rascado de las membranas con lana de acero. No se requiere un trabajo especializado para estas operaciones. La frecuencia del desmontaje de la batería y de la limpieza manual dependerá de la calidad de la alimentación y de las condiciones de trabajo, variando desde una operación por mes hasta una cada seis meses.

5.1.2 Mantenimiento

Se hace necesario un cierto mantenimiento de las bombas de alimentación y circulación si se han utilizado los materiales de fabricación adecuados. Si es necesario inyectar aditivos en la corriente de alimentación, la experiencia indica la conveniencia de reemplazar válvulas, asiento, muelles y diafragmas en las bombas dosificadoras al menos cada seis meses.

Aproximadamente, un 10% de las membranas requerirán su reemplazo anual en aplicaciones generales de desalación de agua salobre. La tasa de reemplazo puede ser menor con un buen sistema de alimentación de agua de pozo, algo mayor con aguas superficiales o corrientes acuosas fluviales. Sin embargo, la tasa de reemplazo de membranas para tratamiento de efluentes industriales, como es el de desmineralización de sueros, puede ser del 100% por año. Las membranas más propensas al fallo son las que están más próximas a los electrodos, donde se encuentran las condiciones químicas y de temperatura más severas. Cuando se desmonta la batería, puede ser necesario reemplazar los separadores y juntas (cuando las juntas están desgastadas) si se han distorsionado o deformado durante el servicio, o han sido dañadas como resultado del desmontaje.

Si la presión sobre el bastidor de batería se mantiene por sensores (barras roscadas) y tuercas de apriete más que por presión hidráulica (por émbolo o cilindro hidráulico), deben seguirse cuidadosamente las instrucciones del fabricante en lo que respecta a par de unión y secuencia de atornillado y tensionado durante el montaje de la batería. Un error en estos pasos puede tener como consecuencia una excesiva pérdida de líquido de la batería montada, o un daño irreparable de los componentes (bastidor, etc) de la batería.

5.2 Casos operativos de ED

5.2.1 Desalación del agua de mar

Hay una limitada aplicación de la ED/EDI para desalación de agua marina a causa de su elevado coste. Un sistema batch pequeño (de 120 m³/día) ha estado en operación desde 1974 en Japón para producir agua de calidad potable, con un consumo eléctrico de 16,2 k Wh/m³ de agua producida. Se evaluó una unidad desaladora de EDI de 200 m³/día de agua de mar en China. Esta unidad, operada a 31° C, tuvo un rendimiento estable con un consumo total eléctrico de 18,1 kWh/m³ de agua producida. La calidad del agua producto fue de 500 mg/L STD que cumplía con los requerimientos de agua potable. Cuando las baterías se desmontaron para inspección, no había señales de formación de incrustaciones.

Con las unidades comerciales de ED/EDI normalmente disponibles, el gasto energético para desalación de agua marina es relativamente alto comparado con el de OI. Sin embargo, los programas de trabajo de la Office of Water Research and Technology (OWRT) americana, han indicado que las temperaturas elevadas pueden hacer una ED/EDI competitiva con la OI. Los resultados han demostrado que el consumo de energía eléctrica puede reducirse a los niveles que se requieren para la OI de agua de mar (8 k Wh/m³) y que probablemente se puede alcanzar un 50% de tasa de recuperación de agua.

5.2.2 Producción de sal de mesa

La producción de sal de mesa a partir del agua de mar por medio de la electrodiálisis para concentrar cloruro sódico hasta 200 g/L antes de la evaporación es una técnica desarrollada y utilizada exclusivamente en Japón (Strathmann, 1992). Más de 350.000 ton de sal de mesa se

producen normalmente por medio de esta técnica, que precisa más de 500.00 m² de membranas de intercambio iónico instalados. La clave del éxito de esta tecnología ha sido el empleo de membranas de bajo coste y alta conductividad, con una permeabilidad preferida por los iones monovalentes. Sin embargo, debe tenerse en cuenta que en Japón este proceso de producción de sal está alternativamente subvencionado.

5.2.3 Desalación de agua salobre

En términos de número de instalaciones, la aplicación a gran escala más importante de la electrodiálisis es la producción de agua potable a partir de agua salobre. Aquí, la ED compite directamente con la OI y la evaporación instantánea multietapa (Strathmann, 1992).

Están en operación un considerable número de plantas estándar de ED/EDI para la producción de agua potable a partir de agua salobre. Estas plantas están trabajando con éxito.

La mayor aplicación del proceso de EDI desarrollado por Ionics es la desalación de agua salobre. El consumo eléctrico y, en algún grado, el costo de equipamiento requerido son directamente proporcionales a la concentración de STD a eliminar del agua de alimentación. Así, a medida que los STD del agua de alimentación aumentan, los costes de desalación también crecen. En el caso del proceso de OI, los costos están relacionados también con los STD, pero no de un modo tan pronunciado. A menudo la variación del potencial de incrustación del agua de alimentación y su efecto sobre el porcentaje de recuperación del agua producida pueden ser más importante que los costes en relación a los STD.

Para aplicaciones que precisan bajas eliminaciones de STD, la ED/EDI es a menudo el método más eficaz desde el punto de vista energético, mientras que para aguas de alimentación altamente salinizadas, la OI puede llegar a utilizar menos energía y ser, en estos casos, la opción preferida. El punto de cruce económico entre la ED/EDI y la OI basado en los costos de operaciones, sin embargo, difícil de definir con precisión; necesita ser determinado en base a condiciones particulares del lugar específico. Una característica significativa de la ED/EDI es que las sales pueden concentrarse a valores comparativamente elevados, por encima del 18% al 20% en peso, sin afectar severamente la economía del proceso.

A parte de los costos locales de energía eléctrica, deben considerarse otros factores al determinar los costes económicos totales. Entre ellos, las ventajas de la ED/EDI están en las elevadas tasas de recuperación posibles (hasta el 90%), la eliminación de la dosificación química con la EDI y la fiabilidad del rendimiento que es característica del proceso de ED/EDI.

El consumo de energía de una planta típica de EDI es:

Bombeo: 0,5 a 1,1 k Wh/m³ de agua producto.

Batería de membranas: 0,7 k Wh/m³ de agua producto/1.000 mg de STD eliminados.

Pérdidas energéticas: 5% del consumo total energético.

El mayor requerimiento energético, por otra parte, se debe al bombeo del agua a través de la unidad de ED/EDI y al transporte de iones a través de las membranas.

Las unidades de electrodiálisis más modernas trabajan con EDI, por ejemplo, el ánodo y el cátodo en los que los sistemas de celdas diluida y concentra se intercambian periódicamente, evitando la incrustación debida a los efectos de concentración-polarización (Iones, 1988). En la desalación de agua salobre están instaladas más de 2.000 plantas, con una capacidad total de más de 1.000.000 de m³ de agua producida por día, utilizando para ello una superficie de membranas de más de 1,5 x 10⁹ m² (Strathmann, 1992). Las instalaciones de producción de agua potable en Rusia y China se estiman en el mismo orden de magnitud.

En muchos casos ahora, la EDI se utiliza en combinación con la OI y/o la UF. UF/EDI suministra un pretratamiento excelente para la OI. Un gran número de unidades con estos tres sistemas de membranas, montadas sobre trailer, han sido utilizadas en las industrias de energía eléctrica y de semiconductores.

5.2.4 Tratamiento de aguas residuales industriales

Salida en forma de vapor de grandes volúmenes de agua que contiene cantidades variables de sal, generadas por procesos de lavado y regeneración, desde torres de refrigeración, disposición de los efluentes químicos diluidos y otros procesos presentan problemas significativos. Esto es particularmente importante cuando se requiere una descarga nula de efluente. Unos de estos problemas es el de las aguas que transportan comparativamente poca sal, pero que todavía tienen un contenido de STD demasiado grande para ser aceptado por la corriente receptora. Muchas industriales se enfrentan a este problema hoy en día y tienen que considerar la aplicación de procesos de concentración salina y desalación de aguas. El sistema de ED/EDI para recuperación de agua y concentración de salmuera puede ser uno de los más adecuados para aliviar el problema.

La aplicación principal de la ED/EDI en los sistemas de tratamiento de aguas es en el procesado de aguas de lavado de la industria de la electrodeposición. Aquí se alcanza el reciclado completo del agua y de los iones metálicos por medio de ED/EDI. Comparada con la OI, la ED/EDI tiene la ventaja de ser capaz de utilizar membranas más estables térmica y químicamente, de forma que el proceso puede trabajar a temperaturas elevadas y con valores muy bajos o elevados de pH. Además, las concentraciones que pueden alcanzarse en la salmuera pueden ser significativamente mayores. La desventaja de la ED/EDI es que solamente los componentes iónicos pueden eliminarse y los aditivos normalmente presentes en un baño galvánico no se pueden recuperar.

Otras varias aplicaciones potenciales de la ED/EDI en tratamiento de sistemas de agua residuales han sido estudiadas a escala de laboratorio y se ha comunicado en la literatura técnica (Strathmann, 1992). Mientras que en la mayoría de estas aplicaciones, la capacidad media de planta es considerablemente menor que en la desalación de agua salobre o en la producción de sal de mesa, hay también un significativo número de grandes plantas para el tratamiento de efluentes de refinería y corrientes de rechazo de torres de refrigeración.

CAPITULO 6

INSTALACION Y COSTOS

Las economías de un proceso de ED/EDI para desalación de aguas marinas y salobres están descritas por muchos autores en la literatura técnica (Gleuckstern y Arad, 1984; Rogers, 1984; Larson y Leitner, 1979; Urano, 1977; y otros).

6.1 Desalación de agua salobre por ED

Los costos para desalar aguas salobres en EE.UU. se muestran en la Tabla 6.1 y las Figuras 6.1, 6.2 y 6.3.

Tabla 6.1 Composición química de aguas salobres típicas

Composición química, ppm	Aguas salobres			
	Núm. 1	Núm. 2	Núm. 3	Núm. 4
Sodio (Na)	886	125	630	900
Calcio (Ca)	118	316	116	250
Magnesio (Mg)	72	69	15	70
Cloruro (Cl)	131	67	1054	1450
Sulfato (SO ₄)	1943	900	115	590
Bicarbonato (HCO ₃)	473	357	78	210
Dureza como CaCO ₃	590	1073	354	912
Manganeso (Mn)	1	0.10	Nada	0,1
Fluoruro (F)			2	
Hierro (Fe)	2	1,0	0	0,4
Potasio (K)	16	13	0	5
Nitrato (NO ₃)	6,3	19	9	1
Silicato (SiO ₃)			17	
Sólidos totales disueltos	3648	1800	2076	3475

Tres cifras se presentan aquí para la ED: una muestra los costos de inversión de los equipos (ambos exclusive e inclusive de los costos relacionados con el lugar y costes de inversión indirectos), otra muestra los costes de operación (excluidas cargas de capital) y la última muestra los costes totales del agua, incluyendo todas las entradas. Cada una de estas cifras incluyen una curva para los sistemas que operan en cada una de las 4 aguas.

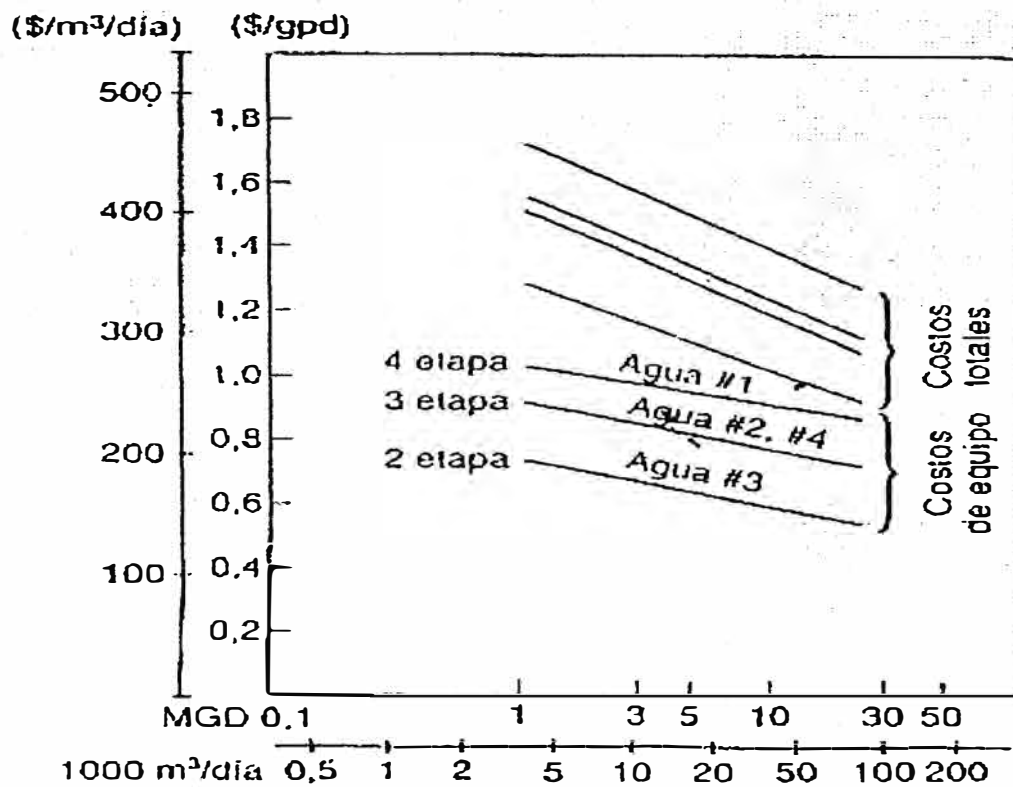


Figura 6.1 Costo de inversión. Desalación de agua salobre por ED

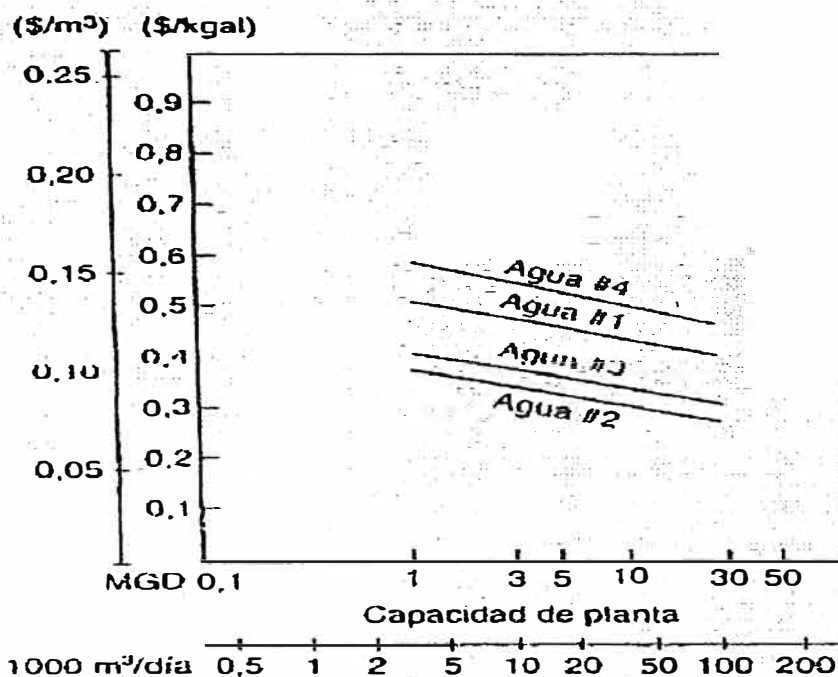


Figura 6.2 Costo de operación. Desalación de agua salobre por ED

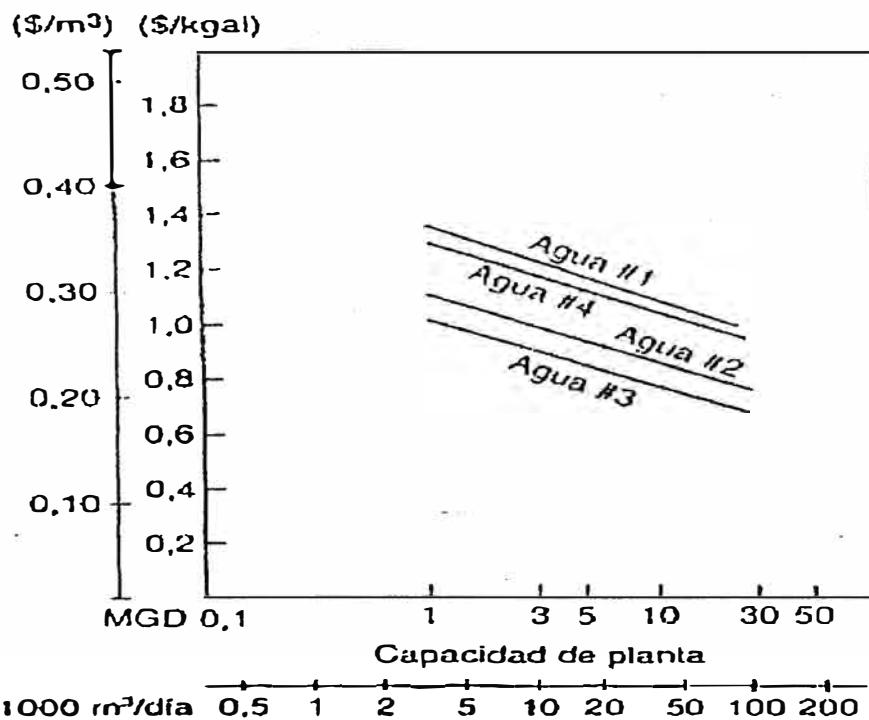


Figura 6.3 Costo del agua. Desalación de agua salobre por ED

También se ha determinado los costos de inversión y costos totales para desalación de agua salobre en Japón (Urano, 1977). Los costos se determinan en las siguientes condiciones:

1. STD del agua bruta 1.00, 3.000 y 10.000 mg/L.
2. DTD del agua producto menor que 500 mg/L.
3. Temperatura de agua 35° C.
4. Los trabajos de traída de agua y obra civil están excluidos.

Los costos típicos de inversión y datos de operación de la unidad de agua para plantas de ED. Las cargas de inversión y operación de esas plantas están basadas en una vida de planta de 20 años, una tasa de interés del 6% anual y los factores reales de operación de planta experimentados durante el periodo correspondiente cuando se produce con los costos. Sin embargo, habría que anotar que los factores más bien bajos de operación de la planta, para algunas plantas, no son necesariamente a causa de la inoperatividad de la planta, sino a causa de otros factores, especialmente la poca demanda de agua.

6.2 Desalación de agua de mar

La primera planta desaladora de agua de mar del mundo comenzó su trabajo en Septiembre de 1974 en Japón. Los costos de inversión y operación de esta planta de pequeña capacidad (120 m³/día) han sido informados por Seto et al., 1976.

El costo de construcción de la planta, excluyendo el desarrollo del lugar, edificios y toma de agua marina, fue de 47,7 millones de yenes japoneses. A un cambio de aproximadamente 250 yenes por dólar

americano, esta inversión ascendió a aproximadamente 190.000 \$ o cerca de 6\$gdp (precios de 1974).

El consumo específico de energía de la planta es de 16.2 kWh/m³ y el coste informado de operación y mantenimiento, incluyendo reemplazo de membranas, basado en una vida de membranas de 10 años, es de 80 yenes japoneses.

Suponiendo un coste eléctrico de 0,04\$ kWh, una tasa de capital de 10% por año. Un año operativo de 300 días a plena capacidad y una tasa de cambio de 250 yenes japoneses por dólar americano. Debe tenerse en cuenta que esta planta opera automáticamente y tiene, además, un coste laboral relativamente bajo (25 yenes/m³).

Como ya se ha discutido previamente, la ED convencional produce un consumo relativamente elevado de energía cuando se utiliza para convertir aguas de elevada salinidad. Además, no puede competir con el proceso de OI para desalar agua de mar. Los trabajos desarrollados sobre ED a temperaturas elevadas pueden, sin embargo, hacer este proceso mucho más atractivo, principalmente a causa de la potencialidad de una reducción significativa del consumo de energía.

Una evaluación económica de este proceso fue hecha por el US Bureau of Reclamation suponiendo un rango razonable de costos y vidas de membranas. Basada en estos datos, se publicó una estimación de equipo de ED y costes operativos de una planta de 165 m³/hora (1,05mgd) en el Quinto Simposium Internacional de Agua de Mar.

Basándose en los datos básicos previamente mencionados, se hizo una estimación de la inversión total y del correspondiente costo unitario del agua, de acuerdo con las reglas económicas de campo. El costo

informado del equipo fue puesto en relación con los precios de 1977 y todos los demás costos locales se estimaron y se relacionaron con los costos relevantes usados para las plantas de OI. Las inversiones resultantes y costos unitarios del agua están resumidos en la Tabla 6.2, con el análisis de sensibilidad de los parámetros económicos principales. Otros estudios de costos indicaron un costo estimado de 4,69\$ por 3.785 L/día (gdp) para una planta de 3.785 m³/día (1 mgd). El costo total, incluyendo costos indirectos, fue estimado en 6,18\$ para 3.785 L/día (gdp), con los costos basados en el segundo cuatrimestre de 1980. El costo unitario resultante del agua, evaluando para un costo energético de 2,5 centavos/kWh y un factor de recuperación de capital de 0,1174, fue de 1,24\$/m³. Después de ajustar el alto coste de la energía y un factor de recuperación de capital algo menor, el coste unitario resultante del agua fue de aproximadamente 1,4\$/m³. Este coste esta muy próximo al obtenido por actualización de los precios de 1977 a los de 1980.

Tabla 6.2 Inversiones y costos unitarios de agua de una planta desaladora de agua de mar por ED a alta temperatura

Datos generales de diseño	
Capacidad de planta	165m ³ /h (1,05 mgd)
Densidad de corriente	350 A/m ²
Temperatura de trabajo	65°C
Consumo de energía eléctrica	11 kWh/m ³
Inversiones, 10 ⁵ \$	
Equipo desalador (excluyendo membranas)	1,97
Membranas a 40\$/m ²	0,68
Desarrollo local, edificios, toma de agua de mar y sistema de pretratamiento	1,10
Costos directos totales	3,75
Costos indirectos (30%)	1,13
Costos totales de inversión	4,88
Costos de agua unitarios, c/m ³	
Costos de inversión	42,6
Costos de energía	44,0
Cambio de membranas (5 años de vida)	10,4
Operación y mantenimiento incluyendo productos químicos	14,4
Total	111,4
Efecto de los parámetros económicos (% del coste base)	
25% de cambio en el coste de inversión o cargas fijas	9,6
1 c/K Wh de cambio en el coste de energía	10,1
50% de cambio en el coste de membranas	4,8
50% de cambio en el coste de operación y mantenimiento	6,6

CAPITULO 7

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- 1.- La eficacia del proceso de electrodiálisis depende en gran medida de las membranas utilizadas, que puede ser utilizada aislada o conjuntamente con otros procedimientos como evaporación, destilación, intercambio iónico u ósmosis inversa.
- 2.- La electrodiálisis puede ser utilizada como técnica acoplada a la ósmosis inversa para tratar y concentrar su descarga, ya que la ósmosis inversa está limitada por la selectividad de las membranas y la presión osmótica del rechazo.
- 3.- La electrodiálisis tiene la ventaja de poder trabajar a temperaturas relativamente altas y en un amplio rango de pH, por lo que puede ser una alternativa a la ósmosis inversa. El inconveniente que tiene reside en la exclusiva eliminación de iones, por lo que otras sustancias presentes en los efluentes no pueden ser eliminadas.
- 4.- La utilización de la electrodiálisis en las industrias de la alimentación y farmacéutica se está desarrollando plenamente, y es de esperar que en los próximos años quede totalmente establecida. Ello dependerá en gran medida de la resistencia al ensuciamiento de las membranas, en la actualidad se emplea en la desmineralización de sueros lácteos.

- 5.- La electrodiálisis en combinación con el intercambio iónico, permite obtener agua ultrapura, utilizable en la industria electrónica. La electrodesionización dispone las perlitas intercambiadoras en modo sándwich entre las membranas intercambiadoras. Se configura un paquete con dos membranas, catiónica y aniónica, y en medio las perlitas catiónicas y aniónicas como un lecho mixto, facultando la operación con funcionamiento continuo, ya que las resinas no precisan regeneración química.
- 6.- La resistencia mecánica de las membranas debe ser tal que le permita soportar las diferencias de presión entre compartimentos y las operaciones de ensamblaje en los módulos. Para ello, normalmente están entramadas en un soporte, que puede ser una lámina de alguna tela sintética o de fibra de vidrio. Así se consigue que las membranas resistan presiones de ruptura comprendidas entre 4 y 10 bar aproximadamente. Estos valores no se deben alcanzar, motivo por el cual los módulos se diseñan para caídas de presión menores a 2 bar, o bien menores a 5 bar, en función de la membrana y del separador utilizado.
- 7.- Es preferible la circulación del diluido y el concentrado en corrientes directas que en contracorriente, en donde se reduce las diferencias de presión entre los dos circuitos hasta en 0,1 bar, de lo contrario la presión osmótica sería mayor, lo que originaría mayores flujos osmóticos del diluido.
- 8.- Aún trabajando en los rangos de presión normales, la vida operativa de las membranas estará en general limitada a entre dos y cinco años, siendo común tomar el valor medio de tres años (período de remplazamiento). Ello evidentemente será función de las circunstancias operatorias, específicamente de la temperatura de

trabajo: es común operar a temperatura menor de 70° C, por lo que será conveniente controlar el efecto Joule, y la presencia de oxidantes.

- 9.- Para mejorar la conversión en el módulo de electrodiálisis se puede realizar la recirculación de la corriente concentrada. Con ello se obtiene ventajas adicionales relacionadas con la recuperación y reducción del consumo hidráulico, ya que, por una parte, se disminuye la cantidad de concentrados a evacuar, y por otra, es posible trabajar a presión similar a la del circuito de desmineralización.

- 10.- La ED convencional produce un consumo relativamente elevado de energía cuando se utiliza para convertir aguas de elevada salinidad. Los trabajos desarrollados sobre ED a temperaturas elevadas pueden, sin embargo, hacer este proceso mucho más atractivo, principalmente a causa de la potencialidad de una reducción significativa del consumo de energía.

BIBLIOGRAFIA

- Belfort, G. (ed.), Synthetic Membrane Processes – Fundamentals and Water Applications, Academic Press, New York, 1984
- Glueckstern, P. and M. Arad, “Economics of the Application of Membrans Processed, Part I: Desalting Brackish and Seawater”, 1984
- Hiemenz, P. C., "Principals of Colloidal and Surface Chemistry", New York, NY: Marcel Dekker Inc.,1977
- Huffman, E. L., and E. Lacey, “Engineering and Economic Considerations in Electromembrane Processing”, 1972
- Kemmer, F. N., "The Nalco Water Handbook", 2nd Edition, McGraw Hill, 1988.
- Komgold E., “Electrodialysis – Membranes and Mass Transport”, in G. Belfort (ed.), Synthetic Processes, Academic Press, New York, 1984
- Lacey R. E. and S. Loed (eds.), Industrial Processing with Membranes, Wiley – Interscience, New York, 1972
- Larson, T. J. and G. Leitner, “Desalting Seawater and Brackish Water: A Cost Update”, Desalination, 1979
- Mani, K. N., “Electrodialysis Water Splitting Technology”, Journal of membrane Science, 1991
- Meller, F. H., Electrodialysis – Electrodialysis Reversed Technology, Ionics Inc., 1984
- Nishiwaki, T. N., “Concentration of Electrolytes Prior to Evaporation with an Electromembrane Process”, New York, 1972
- Rogers, A. N., “Economics of the Application of Membrane Processes, Part 2: Wastewater Treatment”, New York, 1984

- Scott, K., Membrane Separation Technology – Industrial Applications and Markets Scientific and Technical Information, Oxford, England, 1990
- Smith, J. D. and J. L. Eisenmann, “Electrodialysis in Waste – Water Treatment”, 1964
- Smith, J. D. and J. L. Eisenmann, “Electrodialysis in Waste – Water Recycle, Report Federal Water Pollution Control Administration, 1964
- Strathmann, H., “Electrodialysis”, Membrane Handbook, Van Nostrand – Reinhold, New York, 1972
- Susial, P., Gonzalez Bauza, J.C., Cabrera, I.C. y Fernandez Hernandez F., Dimensionado y diseño de la electrodiálisis, Ingeniería Química, Universidad de Las Palmas de Gran Canaria, Enero y Febrero 2001
- Tuwiner, S. N., Diffusion and Membrane Technology, Reinhold Publishing C., New York, 1962
- Urano, K., “Present Status of Electrodialysis Processes in Japan”, Desalination, 1977