

35A  
2EJ.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

**“OSMOSIS INVERSA PARA EL  
TRATAMIENTO DE AGUAS”**

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:  
INGENIERO CIVIL

P R E S E N T A :

**CESAR VALDEZ ENRIQUE**

MEXICO, D. F.,

1987



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

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

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

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

# I N D I C E

## Agradecimientos

	Pág.
Introducción	1
I. Principios Teóricos de Osmosis Inversa	10
I.1 Propiedades de las soluciones	10
I.2 Osmosis y presión osmótica	12
I.3 Osmosis inversa	23
I.4 Difusión de agua y soluto	27
Bibliografía del capítulo I	36
II. Aplicaciones de la Osmosis Inversa en el Tratamiento de Aguas	37
II.1 Abastecimiento de agua potable	39
II.2 Abastecimiento de agua para usos industriales	41
II.3 Tratamiento de efluentes	48
II.4 Tratamiento de efluentes industriales	51
Bibliografía del capítulo II	56

III.	Descripción de Equipo y Selección	57
III.1	Elementos de membranas	59
III.2	Bomba de alta presión	79
III.3	Tuberías, piezas especiales e instrumentación	82
	Bibliografía del capítulo III	85
IV.	Diseño de Plantas de Tratamiento por el Proceso de Osmosis Inversa	86
IV.1	Análisis del agua de alimentación	86
IV.2	Uso	92
IV.3	VARIABLES de diseño	92
IV.4	Pretratamiento	114
IV.4.1	Generalidades	114
IV.4.2	Filtros de cartucho	117
IV.4.3	Anti-incrustante	117
IV.4.4	Ajuste de pH	119
IV.4.5	Filtros de materia coloidal	119
IV.5	Posttratamiento	120
IV.6	Arreglos típicos de plantas de tratamiento de agua por ósmosis inversa y algunos ejemplos de sistemas en operación	122
	Bibliografía del capítulo IV	136
V.	Operación y Mantenimiento	137
	Bibliografía del capítulo V	152
VI.	Perspectivas a Largo Plazo y Aplicaciones en México	153
VI.1	Osmosis inversa para la desalación de agua de mar en la central termoeléctrica de Rosarito, B.C.N.	154
VI.2	Descripción del sistema diseñado por PITA, S.A. y Fluid Systems para la desalación de agua salobre por ósmosis inversa en Mexicali, B.C.N.	160
IV.3	Sistema piloto de ósmosis inversa para el pulimiento del efluente secundario de la planta de tratamiento de agua residual en Cerro de la Estrella, operada por la Direc. Gral. de Construcción y Operación Hidráulica del Depto. del Distrito Federal.	165

VI.4	Ejemplos de sistemas funcionando hasta febrero de 1987.	177
	Bibliografía del capítulo VI	181
	Apéndices	182
	Apéndice A: Membranas	182
	Apéndice B: Bombas	219
	Bibliografía General	243

## INTRODUCCION

Debido a las características objetables de las aguas que, al haber pasado por cualquier proceso de utilización, industrial y doméstico, quedan contaminadas en mayor o menor grado, no pueden seguir descargándose sin control pues contaminan, como ha sucedido en muchos casos, los escurrimientos de cuencas enteras, lo que de ser así resulta en un grave problema ecológico.

La disposición de estas aguas residuales requiere la consideración de muchos factores, principalmente riesgos a la salud. Raramente existen condiciones que permiten su disposición a bajo costo; generalmente requieren algún nivel de tratamiento. El tratamiento de aguas residuales es todo proceso al cual se sujeta el agua para remover o alterar sus características objetables, eliminando así su peligrosidad. La selección del tipo y nivel de tratamiento depende de la naturaleza de las aguas residuales, la calidad que deba tener el efluente después del tratamiento, costo inicial de la planta, costo de operación y mantenimiento, eficiencia del proceso, capacidad para disponer de los lodos producidos, energía consumida en el proceso, espacio requerido para la construcción de la planta y contaminación del aire por la remoción

de contaminantes disueltos en el agua.

El tratamiento se ha clasificado en varios niveles, dependiendo del grado de procesamiento que se da al agua, y así tenemos: Tratamiento Preliminar, Tratamiento Primario, Tratamiento Secundario y Tratamiento Terciario o Avanzado.

El Tratamiento Preliminar o Pretratamiento, es el acondicionamiento de los desechos industriales antes de ser descargados en el alcantarillado municipal, para remover o neutralizar sustancias perjudiciales a los procesos de tratamiento; en general, pretratamiento son las operaciones unitarias que preparan el agua residual para un tratamiento mayor.

El Tratamiento Primario es el primero y, algunas veces, el único tratamiento que se da al agua residual. Este grado de tratamiento remueve sólidos flotantes y suspendidos finos y gruesos. Si una planta proporciona sólo tratamiento primario, debemos considerar al efluente "parcialmente tratado".

El Tratamiento Secundario, aplica métodos biológicos al efluente proveniente del tratamiento primario. La materia orgánica todavía presente es estabilizada por procesos aeróbicos.

El Tratamiento Terciario o Completo remueve un alto porcentaje de materia orgánica, suspendida y coloidal; es un tratamiento Avanzado.

En general, Tratamiento Avanzado es todo proceso físico, químico o biológico que alcanza un grado de tratamiento más alto que el secundario.

En la Tabla 1, se indica el estado actual que guarda la tecnología en el tratamiento de aguas residuales. En los esquemas 1

y 2 se muestran las opciones existentes en procesos de tratamiento y las alternativas para obtener varios grados de remoción de contaminantes. Con esto, la Ingeniería Sanitaria pone a disposición de la sociedad sus conocimientos para el apremiante control de contaminación del agua, permitiendo además la recuperación de recursos hídricos hasta hoy inaprovechados.

Pero además, la sociedad moderna con su alto nivel de desarrollo, enfrenta en la actualidad necesidades también en lo respectivo al suministro de agua dulce para consumo humano, industrial y/o agropecuario.

En un futuro cercano, estos requerimientos de agua sólo podrán resolverse si hacemos un uso exhaustivo y controlado de los recursos hídricos, incluyendo el reuso de las aguas residuales para todos los usos, además del potable. La tecnología que nos ofrece actualmente la Ingeniería Sanitaria para el tratamiento puede lograr agua prácticamente pura a partir de cualquier calidad. Esto es posible gracias a los métodos de Tratamiento Avanzado.

La investigación extensiva persigue la búsqueda de métodos avanzados prácticos más allá de los convencionales, completando el tratamiento para extender sus eficiencias y para remover residuos químicos y nutrientes de las aguas residuales, o reducir la concentración de sales de las aguas salobres y marinas para hacer posible su utilización.

De los métodos avanzados por procesos físico-químicos, las separaciones con membranas cada vez son más importantes en el tratamiento del agua y agua residual. La electrodiálisis y la ósmosis inversa se utilizan actualmente para ello. La tecnología de membranas ha ocupado un lugar preferencial en la última década. En muchos países del mundo, el uso de tales técnicas es una realidad cotidiana, como ha de serlo, a corto plazo en México.

De los "procesos de membranas", disponibles comercialmente para el tratamiento de aguas, la ósmosis inversa es el de más amplia difusión por su versatilidad y alta eficiencia. Surgida del énfasis dado a los sistemas de desalación en la producción de agua dulce a partir de la salmuera y el agua de mar, el método de ósmosis inversa ha abierto camino a la desmineralización de las aguas residuales para su reuso.

Es indiscutible que la ósmosis inversa, como todos los métodos avanzados, es un proceso muy costoso, tanto por lo especial de sus materiales y componentes, como por sus necesidades de encrgía en la operación y sus costos de mantenimiento. Sin embargo, pueden darse muchas condiciones críticas para las cuales "no exista más remedio" que utilizar métodos avanzados. En particular para el tratamiento de agua residual, hay importantes razones de tipo técnico para el uso de la ósmosis inversa: algunos nitrocompuestos alifáticos y aromáticos, así como el fenol y fenoles clorados, sólo son sujetos de remoción por el proceso de ósmosis inversa, siendo inmunes a la ozonación o a la adsorción con carbón activado, por ejemplo.

A través del presente trabajo, se pretende brindar al lector información sobre algunas de las aplicaciones, fundamentos y criterios para el diseño de plantas de tratamiento por ósmosis inversa, herramienta que es solución para muchos de los problemas sobre abastecimiento de agua y tratamiento de efluentes que hoy aquejan a poblaciones e industrias de México.

T A B L A I

ESTADO ACTUAL DE LA TECNOLOGIA EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

DESCRIPCION DE PROCESOS	PRACTICA COMUN	TECNOLOGIA ESTABLECIDA	EN DESARROLLO
<b>A. TRATAMIENTO PRELIMINAR</b> (Remoción de sólidos gruesos)			
1. Cribado	X		
2. Molino y desmenuzado	X		
3. Desarenadores	X		
<b>B. TRATAMIENTO PRIMARIO</b>			
1. Sedimentación	X		
2. Flotación y remoción de grasas	X		
3. Floculación y precipitación química	X		
4. Tanques Imhoff	X		
<b>C. TRATAMIENTO SECUNDARIO</b>			
1. Filtros percoladores	X		
2. Lodos activados, inclusive zanjas de oxidación y aeración extendida	X		
3. Lagunas de estabilización (anaeróbicas, facultativas, aeróbicas y series)	X		
4. Contacto anaeróbico		X	
5. Discos rotatorios		X	
<b>D. DESINFECCION</b>			
1. Cloración	X		
2. Ozonación		X	
3. Irradiación			X
<b>E. TRATAMIENTO AVANZADO</b>			
1. Remoción de sólidos en suspensión			
a) Microcribado		X	
b) Clarificación química		X	
c) Filtros rápidos		X	
d) Filtración con diatomitas			X

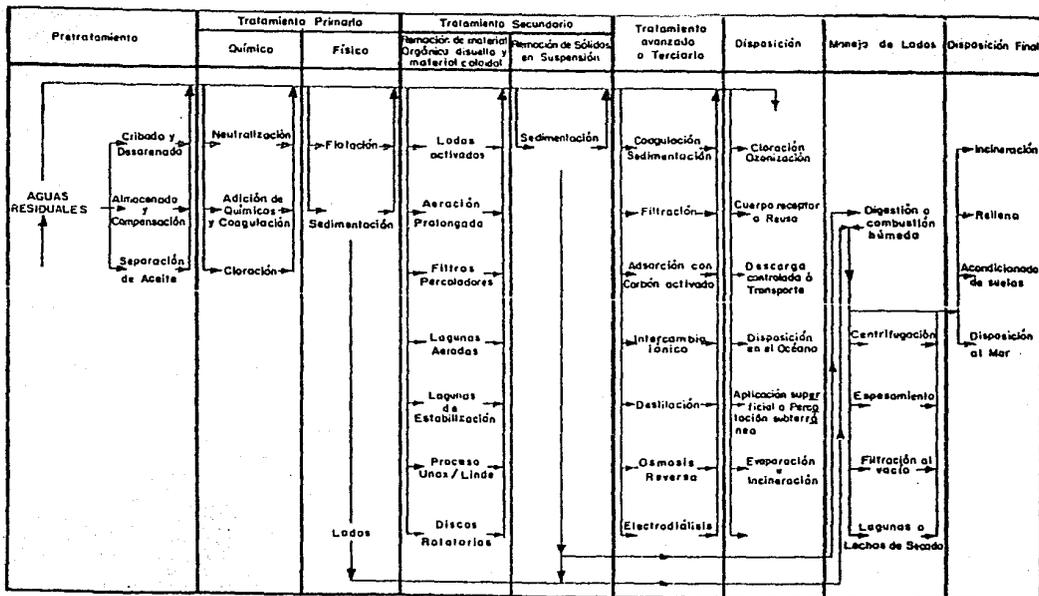
TABLA 1.1 CONTINUACION

DESCRIPCIÓN DE PROCESOS	PRACTICA COMUN	TECNOLOGÍA ESTABLECIDA	EN DESARROLLO
2. Remoción de Complejos Orgánicos Disueltos			
a) Adsorción		X	
b) Oxidación química (p. ej. ozonación)		X	
c) Separación con espuma			X
3. Remoción de Complejos Inorgánicos Disueltos			
a) Destilación		X	
b) Electrodialisis		X	
c) Congelación eutéctica			X
d) Intercambio Iónico		X	
e) Ósmosis Inversa		X	
f) Extracción Líquido-Líquido			X
g) Precipitación química		X	
4. Remoción de Nutrientes (Nitrógeno)			
a) Nitrificación - Denitrificación	X		
b) Remoción de amoníaco (desgasificación)		X	
c) Cloración a punto de quiebre (NH <sub>3</sub> )		X	
d) Intercambio Iónico			X
5. Remoción de Nutrientes (Fósforo)			
a) Precipitación química		X	
b) Asimilación biológica (Luxury uptake)		X	
c) Intercambio Iónico			X

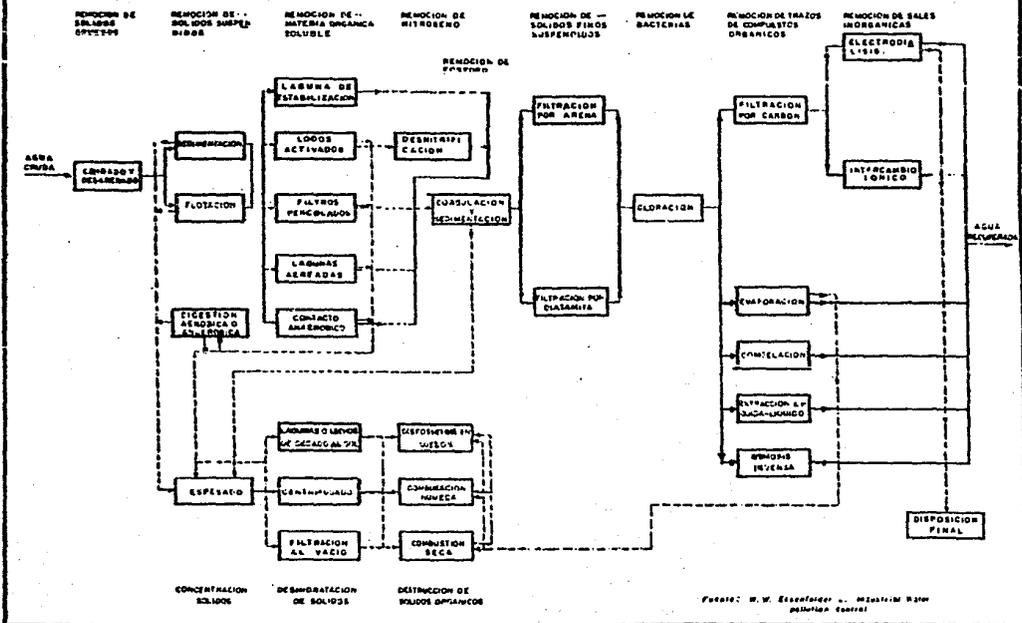
FUENTE: MANUAL DE FACTORES AMBIENTALES (Subsecretaría de Planeación, SARH)

ESQUEMA 1. OPCIONES EN PROCESOS DE TRATAMIENTO

FUENTE: MANUAL DE FACTORES AMBIENTALES, SUBSECRETARIA DE PLANEACION.



ESQUEMA 2 TRATAMIENTO DE AGUAS PARA OBTENER VARIOS GRADOS DE REMOCION DE CONTAMINANTES



## B I B L I O G R A F I A

- 1) Prospectiva del aprovechamiento hidráulico en México al año 2000; Ing. Ignacio Aguilar Alvarez. Revista Ingeniería Civil (enero-febrero 1974) No. 180.
- 2) Raíces económicas del problema del medio ambiente; J.K. Galbraith. Simposio sobre calidad de la vida y medio ambiente. Deusto, 1978.
- 3) Water Supply and Pollution Control; Viessman (1971).
- 4) Environmental Engineering; William T. Ingram Standard Handbook for Civil Engineers. E. Merrit. Editor.
- 5) Manual de factores ambientales. (Factor Agua) Subsecretaría de Planeación (SARH). Dirección general de usos del agua y prevención de la contaminación.

## I. PRINCIPIOS TEORICOS DE OSMOSIS INVERSA

### I.1 PROPIEDADES DE LAS SOLUCIONES

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

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

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

- a) Descenso de la presión de vapor del solvente,
- b) Descenso del punto de congelación,
- c) Aumento del punto de ebullición,
- d) Presión Osmótica

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

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

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

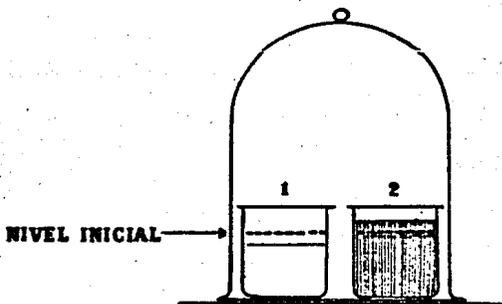
Otra observación que respalda la idea de que la adición

de un soluto disminuye la tendencia a escapar de las moléculas del disolvente es el descenso del punto de congelación. Por ejemplo, cuando se adiciona azúcar al agua, la solución no se congela a  $0^{\circ}\text{C}$ , sino que necesariamente se tiene que enfriar por debajo de  $0^{\circ}\text{C}$  para obtener hielo. La tendencia del  $\text{H}_2\text{O}$  a escapar de líquido a sólido disminuye por la presencia del soluto.

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

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

Figura I.1. Prueba experimental de que la tendencia a escapar del  $\text{H}_2\text{O}$  es mayor en el agua pura (1) que en una solución acuosa de azúcar (2).

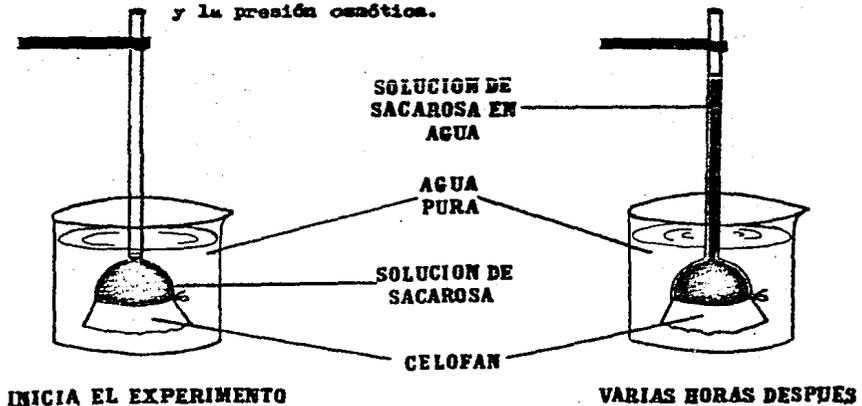


## 1.2 OSMOSIS Y PRESION OSMOTICA

La ósmosis es una propiedad coligativa importante de las soluciones, se relaciona con la presión de vapor del disolvente. En 1748, Abbé Nollet observó por vez primera este fenómeno en el que, cuando una solución de alcohol y agua estaba separada por

una vejiga animal y se colocaba en agua pura, el agua atravesaba la vejiga para entrar a la solución del alcohol, pero el alcohol no podía pasar al agua. A este paso de un disolvente a través de una membrana, para unirse a una solución, se le llama ósmosis. El término ósmosis se deriva de la palabra griega que significa "empujar". Las relaciones del agua con células y tejidos se basan, pues, en este fenómeno: la difusión hacia dentro y fuera de las células vivas. El movimiento del agua hacia dentro y fuera de las células está influido por la semipermeabilidad de la membrana celular, o sea, su capacidad para permitir el paso de ciertas moléculas, o bien, impedirselo. Lo podemos ilustrar con el siguiente modelo: colocamos agua y una solución de azúcar al 10% separadas por una membrana semipermeable que permita el paso del agua, pero no el de las moléculas de azúcar. Este experimento se efectúa con una membrana semipermeable (permeable al agua pero considerablemente menos a las moléculas de azúcar) un embudo de separación, el cual se llena parcialmente con una solución de sacarosa; lo sumergimos en un vaso de precipitado con agua (Fig. 1.2).

**FIG. 1.2** Modelo de sistema para demostrar la ósmosis y la presión osmótica.



Diversos materiales tales como el celofán, gelatina, colodión (nitratos de celulosa), o bien vejiga urinaria de cerdo, buche de gallina, etc., pueden servir para este objeto. Al cabo de unas horas el nivel del agua en el embudo aumenta significativamente, indicando el paso del agua de menor a mayor concentración, que es el fenómeno de ósmosis. El paso del agua a la solución de sacarosa provoca un aumento de presión de la solución. Este incremento de la presión, que se suma a la presión de vapor de la solución, se conoce como presión osmótica ( $\pi$ ). La observación de la ósmosis depende de la existencia de membranas semipermeables. Una "membrana" puede definirse como una fase que actúa como una barrera al flujo de especies moleculares o iónicas entre las fases que separa. La fase membrana es generalmente heterogénea. Esta fase puede ser un sólido seco, un gel empapado de disolvente, o un líquido inmovilizado. Para que la membrana actúe como un dispositivo útil de separación, debe transportar algunas moléculas más rápidamente que otras. Por lo tanto, debe tener elevada permeabilidad para algunas especies y baja permeabilidad para otras; es decir, debe ser altamente permeoselectiva. Los mecanismos de transporte a través de una membrana varían desde la difusión molecular en sólidos que son semejantes a un líquido hasta el flujo viscoso y tortuoso a través de sólidos microporosos. La naturaleza de la membrana que se use para un experimento depende la naturaleza del disolvente y el soluto. Entre las membranas semipermeables tenemos, además de las ya mencionadas para el experimento descrito, las de películas de precipitados orgánicos, como el ferrocianuro cúprico,  $\text{Cu}_2\text{Fe}_6(\text{CN})$ , preparada por contacto de una solución de una sal cúprica con una de ferrocianuro de potasio. La naturaleza de la membrana no tiene efecto sobre la presión osmótica que produzca una solución dada, siempre que la membrana sea verdaderamente semipermeable.

El componente de una solución para el cual la membrana es permeable, pasa del lado en que su concentración es mayor a aquel

én que es menor. Así pues, incluso dos soluciones que contengan el mismo soluto e igual disolvente, pero que posean concentraciones diferentes, experimentarán una presión osmótica si se separan por medio de una membrana semipermeable. El disolvente pasará de la solución con menor concentración de soluto (concentración más alta de disolvente) a la solución con mayor concentración de soluto (menor concentración de disolvente).

Veamos ahora la presión osmótica que se desarrolla cuando una solución se separa del disolvente puro por medio de una membrana semipermeable. Examinemos el diagrama esquemático de un osmómetro, que se muestra en la figura 1.3. Se trata de un instrumento que se emplea para medir la presión osmótica de una solución. Se usan tubos muy delgados, llamados capilares, para que sea posible registrar con exactitud los pequeños cambios en el nivel del líquido. Al principio del experimento, el nivel del líquido en el tubo capilar del lado de la solución es igual al nivel en el tubo capilar del lado del disolvente. Este último pasará a través de la membrana, por difusión, del lado donde su concentración es más alta al otro, donde es más pequeña. Esto hace que el nivel del capilar descienda en el lado del disolvente y que aumente el nivel del lado de la solución. En el punto de equilibrio, los niveles del líquido en ambos tubos capilares alcanzan un valor constante. Por consiguiente, el resultado neto es que se obtiene una diferencia en los niveles de los capilares. Esta diferencia de niveles se debe a la presión osmótica y se mide con la fórmula usual para la presión hidrostática,

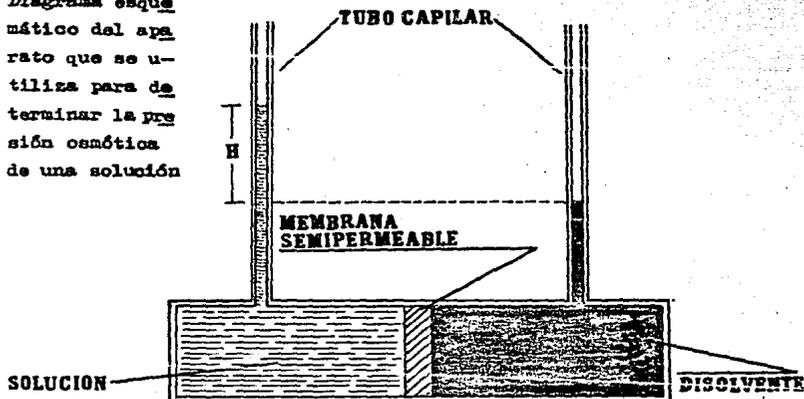
$$\pi = H\rho g \quad (1)$$

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

de considerar a la presión osmótica como la presión que impide el flujo a través de la membrana.

**FIG. 13**

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



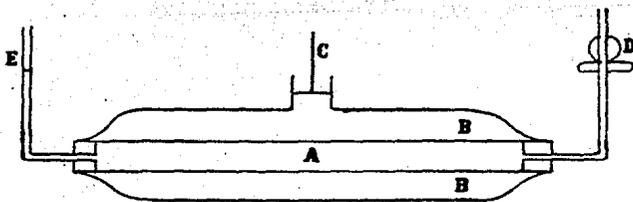
Así, se podría hacer un osmómetro de tal modo que un pistón en la solución pudiera aplicarle a ésta una presión, con el fin de evitar el flujo de agua del lado del disolvente. En esta forma, la presión que se ejerciera sobre el pistón en ese punto sería igual a la presión osmótica. Tales osmómetros son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

A Abbé Nollet, descubridor de la ósmosis en 1748 le siguieron en la investigación Dutrochet (1827) y Vierordt (1848). Estos

investigadores emplearon membranas animales, que no eran idealmente semipermeables. Pfeffer (1877) hizo los primeros ensayos osmóticos cuantitativos utilizando una membrana de ferrocianuro cúprico precipitado sobre los poros de una porcelana. Esta membrana fue la base de un gran número de ensayos precisos sobre la ósmosis a finales del siglo XIX y a principios del XX. La serie de mediciones más extensa sobre presiones osmóticas de soluciones acuosas la realizaron Earl de Berkeley y Hartley (1906-1909) en Inglaterra y Frazer, Morse y sus colaboradores (1901-1923) en E.U. La figura 1.4 presenta un diagrama esquemático del aparato usado por Berkeley y Hartley.

FIG. 1.4

Aparato de presión osmótica de Berkeley y Hartley.



"A" es un tubo poroso sobre cuya cara extrema se ha depositado por una técnica especial una capa de ferrocianuro de cobre. Este tubo fue montado por medio de juntas a prueba de agua dentro de una camisa metálica B, que lleva un ajuste C con el cual se aplica presión. Por D se llena A con agua pura hasta una señal fija sobre el capilar E, y en B se coloca la solución problema, entonces se sumerge el aparato en un termostato. Como resultado de la ósmosis, el nivel del líquido tiende a descender

en E. Al aplicar presión por C el nivel en E se restablece y la presión que es necesario aplicar para lograr dicha restauración es una medida de la presión osmótica de la solución. Con este procedimiento se establece pronto el equilibrio y no varía la concentración de la solución. La tabla 1.1 nos presenta datos exactos de las presiones osmóticas de las soluciones de sacarosa en agua a diferentes temperaturas, según mediciones realizadas por Berkeley, Hartley y Morse, Frazer y colaboradores, y son muy características de las soluciones acuosas obtenidas con sustancias no electrolíticas.

m (moles/1000 gH <sub>2</sub> O)	PRESION OSMOTICA (atm)				
	0°	20°	40°	60°	80°
0.100	2.46	2.59	2.66	2.72	
0.200	4.72	5.06	5.16	5.44	
0.300	7.09	7.61	7.84	8.14	
0.400	9.44	10.14	10.60	10.87	
0.500	11.90	12.75	13.36	13.67	
0.600	14.38	15.39	16.15	16.54	
0.700	16.89	18.13	18.93	19.40	
0.800	19.48	20.91	21.80	22.33	23.06
0.900	22.12	23.72	24.74	25.27	25.92
1.000	24.83	26.64	27.70	28.87	28.00

Tabla 1.1 Presiones osmóticas de las soluciones acuosas de la sacarosa.

FUENTE: Principios de Química: Paul Ander, Anthony Sonnessa

Vamos a ilustrar los resultados obtenidos en experimentos de este tipo con datos de los experimentos clásicos de Pfeffer con soluciones acuosas de sacarosa. En la tabla 1.2 se da la presión osmótica a 20°C para diferentes concentraciones de solu-

ción y, en la tabla 1.3 aparecen las presiones osmóticas para una solución de sacarosa al uno por ciento, a diferentes temperaturas. Al observar la última columna de la tabla 1.2, podemos

C (moles/litro)	PRESION OSMOTICA $\pi$ (atm)	$\pi/C$
0.098	2.59	26.4
0.192	5.06	26.4
0.282	7.61	27.0
0.370	10.14	27.4
0.533	15.39	28.9
0.685	20.91	30.5
0.825	26.64	32.3

Tabla 1.2 Resultados obtenidos por Pfeffer de la presión osmótica de soluciones de sacarosa a 20°C

T (°K)	PRESION OSMOTICA, $\pi$ (mm Hg)	$\frac{\pi}{T}$
280.0	505	1.80
286.9	525	1.83
295.2	548	1.85
305.2	544	1.79
309.2	567	1.83

Tabla 1.3 Resultados obtenidos por Pfeffer de la presión osmótica de una solución al uno por ciento a temperaturas diversas.

FUENTE: Fundamentos de Fisicoquímica, Maron y Prutton (tabla 1.2 y 1.3)

ver que la razón  $\frac{\pi}{C}$  es aproximadamente constante, a temperatura constante. Puesto que C está en moles por litros, si tomamos V como el volumen de la solución que contiene una mol de soluto,

C se hace igual a  $1/V$ . Utilizando este valor para C, se tiene, para un mol de soluto, a temperatura constante,

$$\pi V = \text{constante} \quad (2)$$

Además, la última columna en la tabla I.3, muestra que la razón  $\pi/T$  es también constante, para una concentración constante de solución, o sea

$$\pi = (\text{constante}) T \quad (3)$$

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

Ley de Boyle. A temperatura y masa constantes el producto de la presión por el volumen del gas es una cantidad también constante:  
 $pV = \text{const.}^*$

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

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

$$\pi V = n_2 RT \quad (4)$$

en donde  $\pi$  es la presión osmótica a la temperatura T, de una solución que contiene  $n_2$  moles de soluto en V litros de solución,

---

\*p presión parcial del gas; V, volumen; N = concentración; K = constante de la ley de Henry.

y R es una constante. Al sustituir  $\pi$ , V, T por los valores experimentales, se descubrió que el valor de R era muy cercano al de la constante de gas. En la tabla (2) se puede observar que la relación  $\pi/C$  se aparta mucho de los valores constantes, a medida que la solución se hace más concentrada. Así, la ecuación (4), que se conoce como la ecuación de Van't Hoff, sólo es válida para soluciones diluidas. Entonces, dicha ecuación de Van't Hoff describe las relaciones entre  $\pi$ , V y T para una solución diluida o ideal, del mismo modo que  $PV = nRT$  describe las propiedades de un gas ideal. Así como la idealidad para un gas significa que las moléculas están tan alejadas unas de otras que no interaccionan, igual ocurre con una solución diluida. Las moléculas de soluto, en una solución diluida, están tan alejadas entre sí que las interacciones soluto-soluto son desdenables. Puesto que  $C = n_2/v$ , obtenemos, según la ecuación (4).

$$\pi = CRT \quad (5)$$

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

Las ecuaciones (4) y (5) demuestran que  $\pi$  sólo depende de la concentración del soluto ( $n_2/V$ ) y no de su naturaleza química a cualquier temperatura definida. Así pues, la presión osmótica es otra propiedad coligativa y, por ende, debe depender de la reducción de la presión de vapor del disolvente en la solución, lo mismo que la elevación del punto de ebullición y el descenso del de congelación. Esta dependencia se puede indicar por medio del razonamiento siguiente. La presencia de moléculas del soluto hace que se reduzca efectivamente el número de moléculas del disolvente presentes en la solución, en comparación con el disolvente puro. Así, si una solución y un disolvente se separan por medio de una membrana, permeable sólo a las moléculas del disolvente, la mayor tendencia de escape de la molécula de disolvente en el

disolvente puro, hará que las moléculas del disolvente fluyan del disolvente puro a la solución. Este proceso continúa hasta que las tendencias de escape de las moléculas del disolvente en el disolvente puro sean iguales a las de la solución. En este punto, los índices de flujo de las moléculas de disolvente a través de la membrana, en ambas direcciones, son iguales, o sea que se establece un equilibrio dinámico. En realidad, este proceso es análogo al flujo espontáneo de agua de un potencial gravitacional alto a otro bajo; sin embargo, en el caso de la ósmosis, el flujo espontáneo de disolvente se debe al mayor potencial químico del disolvente en el líquido puro, es decir, la energía potencial química de las moléculas de disolvente en el disolvente puro es mayor que en la solución. Por tanto, habrá moléculas de disolvente que fluirán hacia la solución, tratando de igualar esta diferencia de energía química potencial. Así pues, la ósmosis es simplemente un ejemplo de la tendencia natural de los sistemas a pasar en forma espontánea a un sistema de menor energía. Puesto que  $n_2 = g_2/M_2$ , la ecuación (4) se puede escribir así

$$\pi V = \frac{g_2 R T}{M_2} \quad (6)$$

o bien

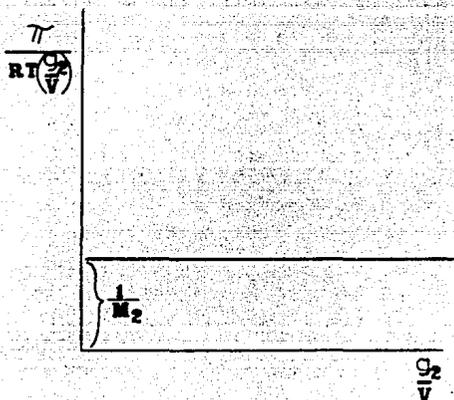
$$\frac{\pi}{RT \left(\frac{g_2}{V}\right)} = \frac{1}{M_2} \quad (7)$$

en donde  $g_2$  es el número de gramos de soluto en la solución y  $M_2$  es el peso molecular del soluto. Así, si se miden las presiones osmóticas de soluciones ideales a concentraciones diferentes de un soluto dado, a una temperatura constante, podemos utilizar esta forma de la ecuación de Van't Hoff (7), para determinar el peso molecular del soluto, como se ilustra en la figura 1.5. Las desviaciones de esta línea recta horizontal indican que nos ocupamos de soluciones no ideales (por lo común, los compuestos de peso molecular elevado forman soluciones no ideales). Sin embar

go, se puede demostrar que en el límite de la concentración cero de soluto, la ecuación ideal de Van't Hoff se podría aplicar a una solución no ideal y sería posible obtener un peso molecular válido.

FIG. 1.5

Determinación del peso molecular de un soluto dado, cuando forma una solución ideal, por medio de la ecuación de Van't Hoff.



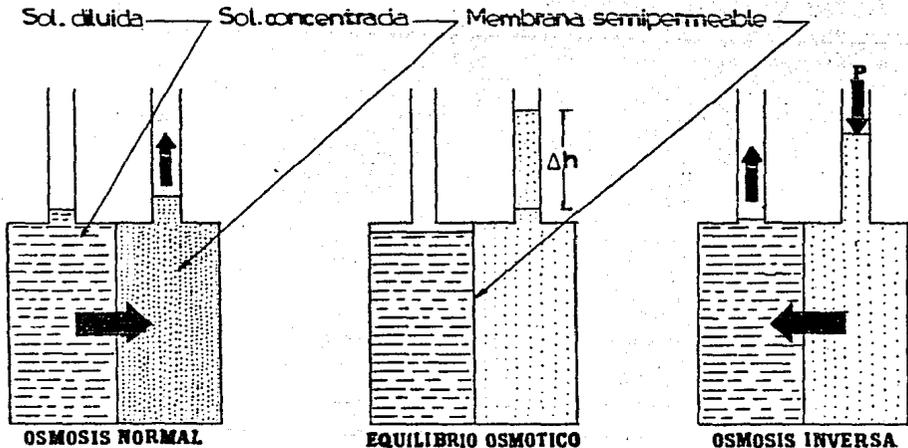
### 1.3 OSMOSIS INVERSA

Hemos visto que el flujo espontáneo de un disolvente desde una solución diluida a una solución concentrada a través de una membrana semipermeable ideal, que impide el paso del soluto pero deja pasar el disolvente, puede reducirse si aplicamos una presión en el lado de la membrana. También hemos visto que el equilibrio se alcanza para una cierta presión llamada presión osmótica, y entonces, la cantidad de disolvente que pasa en ambas direcciones es la misma. Pues bien, si la presión en el lado de

la solución se incrementa por encima de la presión osmótica, la dirección del flujo se invierte. Entonces el disolvente puro pasará desde la solución hacia el disolvente. Este fenómeno constituye la base la ósmosis inversa aplicada en el tratamiento del agua y agua residual. La energía útil por unidad de volumen suministrada a este proceso lo es en forma de presión que es superior a la presión osmótica de equilibrio. Fig. 1.6.

FIG. 1.6

Osmosis Directa e Inversa



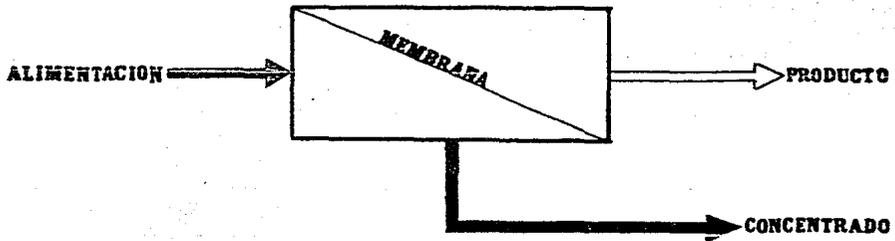
La OSMOSIS INVERSA es de alguna forma similar a la filtración; ambos procesos implican la separación de un líquido a partir de una mezcla que se hace pasar a través de un dispositivo que retiene los otros componentes. A este proceso se le ha denominado también hiperfiltración. Existen, sin embargo, tres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

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

Otra manera de ver la ósmosis inversa es como un purificador de agua y, al mismo tiempo, un concentrador de sales. La ósmosis siempre divide el agua de alimentación en dos caudales: el producto, con baja concentración de sales y el rechazo, con alta

concentración de sales. Normalmente la concentración de sales del rechazo es varias veces la concentración del agua original. La ósmosis puede entonces ilustrarse como sigue:

**FIG. 17 OSMOSIS INVERSA**



Con el fin de lograr buena productividad a través de la membrana, la presión de trabajo debe ser superior a la presión osmótica; ésta, como ya hemos indicado aumenta en proporción directa del número de iones o moléculas, o sea, es función del número de partículas en solución que tenga el agua que va tratarse. Por ejemplo, un agua salobre típica de un pozo del norte de México que contiene 1 500 mg/l de sólidos disueltos, tiene una presión osmótica de 15 psi. El agua de mar con 36 000 mg/l de sólidos disueltos tiene una presión osmótica de unos 390 psi. Las primeras membranas que se desarrollaron hace 20 años requerían una presión de trabajo de 1500 psi por encima de la presión osmótica para obtener flujos adecuados. Así, las primeras plan—

tas experimentales para desalar agua de mar operaban a unas 1900 psi de presión. Entonces, la productividad de una planta de ósmosis inversa es proporcional a la presión neta; ésta es igual a la presión de trabajo menos la presión osmótica. Si se dobla la presión neta se dobla la productividad siempre que no se exceda los límites de operación.

#### 1.4 DIFUSION DE AGUA Y SOLUTO

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

$$F_i = L_{ij} \cdot \Delta \phi (AG_j) + \Sigma L_{ij} \cdot \Delta \phi (AG_i) \quad (8)$$

donde:

---

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

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

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

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

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

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

$$F_w^\circ = \frac{D_{1,w} C_w V_m}{RT \delta_m} (\Delta P - \Delta \pi) \quad (9)$$

Si

$D_{1w}^{\circ}$  , coeficiente de difusión efectivo del agua en la membrana,

$C_w$  , concentración del agua,

$V_m$  , volumen molar del agua,

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

En consecuencia, el gasto de agua por área unitaria de membrana es proporcional a la presión impulsora ( $\Delta P$  a través de la membrana menos  $\Delta\pi^{\circ}$ , la diferencia en presión osmótica). El coeficiente  $(D_{1w}^{\circ} C_w V_m) / RT \delta_m$ , indica que el flujo de agua por unidad de superficie es inversamente proporcional al espesor de la membrana. Podemos incluir todos estos términos en un coeficiente de permeación al agua,  $W_p$ , y la ecuación (q) se reduce a

$$F_w^{\circ} = W_p (\Delta P - \Delta\pi^{\circ}) \quad (10)$$

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

$$F_i^{\circ} = D_{1,i}^{\circ} \frac{dC_{im}}{dx} = D_{1,i}^{\circ} \frac{\Delta C_{im}}{\delta_m} \quad (11)$$

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

y colaboradores (1965):

$$F_i^o = D_{1,i}^o K_d \frac{\Delta C_i}{\delta_m} = K_p \Delta C_i \quad (12)$$

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

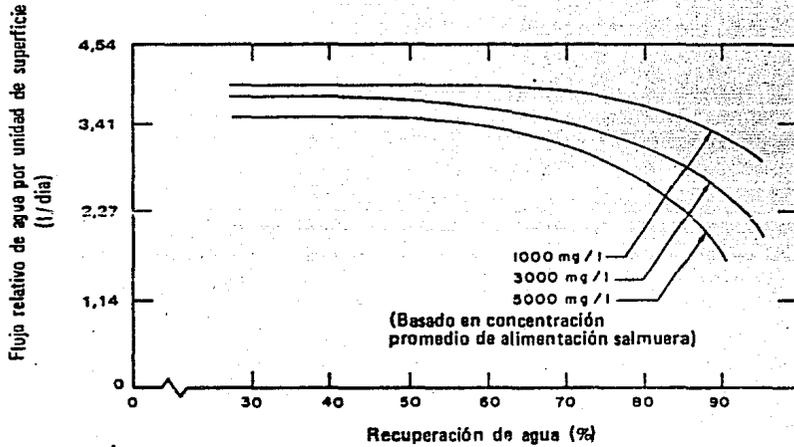
El coeficiente  $k_p$  es el coeficiente de permeación para el agua y el coeficiente de permeabilidad del soluto,  $W_p$  y  $k_p$ , respectivamente, dependen del tipo de membrana y método de fabricación.

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

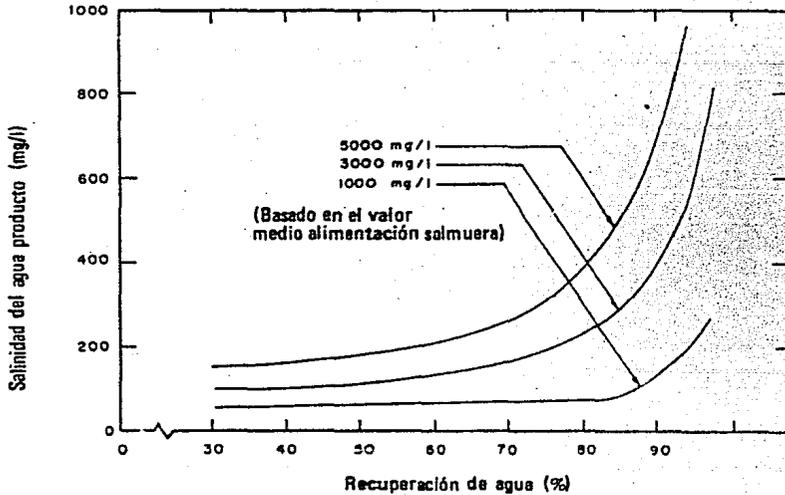
La calidad del agua producto, de acuerdo con estas ecuaciones, disminuye al aumentar la concentración del soluto en el agua de alimentación, manteniendo la presión aplicada constante. El incremento de la presión osmótica de la alimentación produce este efecto. Así, cuanto más agua separemos de la alimentación,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

Las figuras 1.8 y 1.9 ilustran estos puntos. En la figura 1.8 se presenta la variación a una presión fija del flujo de

FIGS. 1.8 Y 1.9



Ósmosis inversa, flujo de agua por unidad de superficie en función de la recuperación.



Ósmosis inversa, calidad del agua producto en función de la recuperación.

agua por unidad de superficie en función de la recuperación de agua. La salinidad de la alimentación se incluye como un parámetro. El flujo de agua por unidad de superficie disminuye al aumentar la salinidad en la alimentación y el grado de recuperación. La figura I.9 presenta la variación de la calidad del agua producto en función de la recuperación. Como se observa, la calidad del agua producto disminuye al aumentar la salinidad de la alimentación y la recuperación.

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

$$R_i^o = \frac{C_{ic} - C_{ip}}{C_{ic}} \quad (13)$$

En donde  $C_{ic}$  es la concentración de las especies  $i$  en la corriente de concentrado y  $C_{ip}$  es la concentración de  $i$  en el permeato o producto. El rechazo está relacionado con los coeficientes de permeabilidad del soluto y agua, por la expresión siguiente

$$\frac{1 - R_i^o}{R_i^o} = \frac{k_p C_{wp}}{w_p (\Delta P - \Delta \pi^o)} \quad (14)$$

o

$$R_i^o = \left[ 1 + \frac{k_p C_{wp}}{w_p (\Delta P - \Delta \pi^o)} \right]^{-1} \quad (15)$$

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

### PROBLEMA

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

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

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

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

La presión osmótica de una disolución de cloruro sódico de 10 000 mg/litro es

$$\begin{aligned}\pi^0 &= \frac{\phi_c \bar{v} RT}{V_m} \approx \phi_c C_i RT \\ &= \frac{(0.92)(2)(10\,000)}{(1)(58.5)(10^3)} (0.082)(298) = \\ &= 7.69 \text{ atm}\end{aligned}$$

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

\*Note que para electrólitos, la  $C_i$  de la sal debe estar multiplicada por el número de iones. El cloruro sódico se disocia en dos iones.

La ecuación 10 es útil para calcular el coeficiente de permeación del agua

$$W_p = \frac{F_w^0}{(\Delta P - \Delta \pi^0)} = \frac{Q_p \rho_L}{A (\Delta P - \Delta \pi^0)}$$

$$= \frac{(0.0192)(1)}{(20)(54.4 - 7.69)} = 2.06 \times 10^{-5} \text{ g}/(\text{cm}^2)(\text{seg})(\text{atm})$$

El coeficiente de permeación de la sal viene determinado por la ecuación 12

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

$$= \frac{(0.0192)(390)}{(20)(10\,000 - 390)} = 3.9 \times 10^{-6} \text{ cm/seg}$$

El rechazo salino viene determinado por la ecuación 13.

$$R^* = \frac{\Delta C}{C} = \frac{10\,000 - 390}{10\,000} = 0.961$$

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

#### PROBLEMA

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

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

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

Las presiones osmóticas a  $25^\circ\text{C}$  para las dos soluciones son

$$R^{\circ}(\text{NaCl}) = \left[ 1 + \frac{(2.7 \times 10^{-5})(1.0)}{4.6 \times 10^{-4}} \right]^{-1} = 0.945$$

Para el sulfato magnésico .

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

$$R^{\circ}(\text{MgSO}_4) = 0.990$$

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

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

Para el cloruro sódico

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

$$R^{\circ}(\text{NaCl}) = 0.975$$

Para el sulfato magnésico:

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

$$R^{\circ}(\text{MgSO}_4) = 0.995$$

## B I B L I O G R A F I A

Fundamentos de Fisicoquímica: Maron y Pruffon  
(1977)

Principios de Química (Introducción a los Conceptos Teóricos): Paul Ander y Anthony Sonnessa (1977)

Química Ambiental: Georgina Fernández Villagómez  
(1986) DEFFI

Química, Principios y Aplicaciones: Michel J. Siento, Robert A. Plane (1985)

Control de la calidad del agua: Procesos Fisicoquímicos: Walter J. Weber Jr. (1979)

## II. APLICACIONES DE LA OSMOSIS INVERSA EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS

Entre 1950 y 1970, se llevaron a cabo innumerables trabajos a fin de implementar el uso de la ósmosis inversa en la desalación de aguas salobres y agua de mar.

A partir de 1970, esta técnica empezó a ser competitiva, y en muchos casos superior a algunos de los procesos y operaciones unitarias usadas en concentración, separación y purificación de fluidos. La ósmosis inversa reúne características de excepción, razón que justifica su creciente supremacía. Algunas de estas características se citan a continuación:

- Permite remover la mayoría de los sólidos (inorgánicos u orgánicos) disueltos en el agua (hasta el 99%). Asimismo, remueve los materiales suspendidos residuales y microorganismos. (Tabla II.1).
- Realiza el proceso de purificación en una sola etapa y en forma continua.

- Es una tecnología extremadamente simple.
- El proceso se realiza sin cambio de fase, con el consiguiente ahorro de energía.
- Es modular y necesita poco espacio, lo que le confiere una versatilidad excepcional en cuanto al tamaño de las plantas: desde 1 m<sup>3</sup>/día a 1000 000 de m<sup>3</sup>/día.

Tiene, sin embargo, las siguientes desventajas:

- Es un proceso muy costoso, (2 a 3 veces el costo de un proceso convencional) tanto por lo especial de sus componentes, como por sus necesidades de energía en la operación y sus costos de mantenimiento.
- Se requiere personal capacitado para evitar problemas operativos y que conozca las características de los componentes para efectuar un buen mantenimiento.
- No se fabrican en México las membranas, y aunque existen aquí empresas que venden los equipos, no dejan de ser intermediarios entre las grandes compañías (p. ej. Dupont, Filmtec, Fluid Systems) y el cliente.

La ósmosis inversa puede aplicarse en un campo muy vasto y entre sus diversos usos podemos mencionar:

- Abastecimiento de agua para usos industriales y consumo de poblaciones.
- Tratamiento de efluentes municipales e industriales para el control de la contaminación de cuerpos receptores y/o recuperación de compuestos valiosos reutilizables.

En la industria de la alimentación, para la concentración de alimentos (jugos de fruta, tomate, leche, etc.).

En la industria farmacéutica, para la separación de proteínas, eliminación de virus, etc.).

Se han efectuado numerosas experiencias para concentrar y purificar líquidos y gases. No obstante, las aplicaciones más difundidas son las que trataremos a continuación.

#### II.1 ABASTECIMIENTO DE AGUA POTABLE

El desarrollo de la ósmosis inversa estuvo íntimamente ligado al abastecimiento de agua potable mediante el uso de recursos salobres. El suministro de agua es un problema creciente en muchos países del mundo. México no escapa al mismo, ya que una cantidad apreciable de comunidades ven afectados sus recursos hídricos por una creciente escasez, salinidad y/o contaminación de los mismos.

En la actualidad, muchas comunidades del mundo se abastecen de agua potable mediante el uso de sistemas de ósmosis inversa (sur de los E.E.U.U., Israel, Países Arabes, etc.).

Estos sistemas brindan una solución técnico-económica interesante, especialmente para aquellas poblaciones que por su ubicación geográfica no cuentan con ningún recurso utilizable. Para ejemplificar, podemos citar el caso de Ocean Reef Club, Key Largo, Florida, EE.UU., donde el agua de mar invadió los acuíferos subterráneos. En 1972 fue instalada una planta con una capacidad de 1300 m<sup>3</sup>/día y un año más tarde fue ampliada a 2400 m<sup>3</sup>/día. El sistema reduce los sólidos totales disueltos de 7000 a 390 ppm (tabla II.2) y provee agua a la comunidad a costos inferiores a los que representaría la utilización del acueducto de Florida, que

TABLA II.1 RECHAZO DE MEMBRANAS					
Inorgánicos					
Cationes			Aniones		
Nombre	Símbolo	% Rechazo	Nombre	Símbolo	% Rechazo
Sodio	Na*	94-96	Cloruro	Cl <sup>-</sup>	94-95
Calcio	Ca**	95-98	Bicarbonato	HCO <sub>3</sub>	95-96
Magnesio	Mg**	96-98	Sulfato	SO <sub>4</sub>	99*
Potasio	K*	94-96	Nitrato	NO <sub>3</sub>	93-96
Hierro	Fe**	98-99	Fluoruro	F <sup>-</sup>	94-96
Manganeso	Mn**	98-99	Silicato	SiO <sub>2</sub>	95-97
Aluminio	Al***	99*	Fosfato	PO <sub>4</sub>	99
Amonio	NH*	88-95	Bromuro	Br <sup>-</sup>	94-96
Cobre	Cu**	96-99	Borato	B <sub>4</sub> O <sub>7</sub>	35-70**
Níquel	Ni**	97-99	Cromoato	CrO <sub>4</sub>	90-98
Estroncio	Sr**	96-99	Cianuro	CN <sup>-</sup>	90-95
Cadmio	Cd**	95-98	Sulfito	SO <sub>3</sub>	98-99
Plata	Ag*	94-96	Tiosulfato	S <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	99*
Arsénico	As***	90-95	Ferrocianuro	Fe(CN) <sub>6</sub>	99*
Orgánicos					
Nombre		Peso molecular		% Rechazo	
Sacrosa		342		100	
Lactosa		360		100	
Proteínas		Mayor 10.000		100	
Glucosa		198		99,9	
Fenol		94		93-99*	
Acido acético		60		65-70	
Tinturas		400 a 900		100	
Demanda bioquímica de oxígeno (DBO)		-		90-99	
Demanda química de oxígeno (COD)		-		90-95	
Urea		60		40-60	
Bacterias y virus		5.000-100.000		100	
Pirógenos		1.000-5.000		100	
** Depende del pH.					

Tabla II.2 Análisis del agua de alimentación y producto de la localidad de Ocean Reef, Florida, EE.UU.			
Constituyentes	Alimentación (ppm)	Concentrado (ppm)	Producto (ppm)
Ca**	200	340	2,9
Mg**	170	304	3,1
Na*	1920	3200	165
K*	85	138	11
HCO <sub>3</sub>	220	92	7,9
SO <sub>4</sub>	752	1448	5,4
Cl <sup>-</sup>	3200	5400	242
NO <sub>3</sub>	0,09	0,31	0,009
F <sup>-</sup>	1,5	2,8	0,3
SiO <sub>2</sub>	10	22	1
Fe**	1,2	1,8	0,05
STD	6604	9600	395

provee agua a la península desde el continente. Los costos de operación típicos para el sistema de Key Largo son de 2 a 2.5 centavos de dólar en energía y 0.8 a 1.3 centavos de dólar en reactivos químicos por m<sup>3</sup> de agua producida.

El sistema usa elementos en espiral y fue instalado por la División Fluid Systems de UOP. Tiene 900 elementos contenidos en 150 tubos de presión operando entre 28 y 35 kg/cm<sup>2</sup> de presión. Normalmente las membranas duran tres años, y la mayor parte del costo de operación lo constituye el reemplazo de los mismos. El sistema requiere aproximadamente entre 15 y 30 minutos de atención diaria.

Un ejemplo del empleo de la ósmosis inversa en el suministro de agua potable en México lo constituye la planta de Rosarito en Tijuana, B.C.N., operada por CFE o el caso de PITA, S.A. (Purificación Integral en el Tratamiento de Aguas), que serán tratados ampliamente en el capítulo VI.

En su origen, la aplicación principal de la ósmosis inversa fue la purificación de aguas salobres (hasta 10 000 ppm de sólidos totales disueltos). Posteriormente se efectuaron las investigaciones para utilizar el proceso con agua de mar (35 000 ppm). En la actualidad se tienen plantas en barcos y plataformas marinas para producir agua potable partiendo de agua salobre o agua de mar. Petróleos Mexicanos (PEMEX) opera varias de estas plantas.

## II.2 ABASTECIMIENTO DE AGUA PARA USOS INDUSTRIALES

En los últimos diez años, debido al creciente desarrollo industrial, se está produciendo un alarmante deterioro de los recursos hídricos disponibles (en gran parte subterráneos). Este deterioro se traduce en un agotamiento del medio utilizado que obliga a recurrir a fuentes hasta el momento no consideradas

como de uso posible. En muchos países las industrias están planteándose la necesidad de recurrir a los acuíferos más profundos, de alto contenido salino (mayor de 2000 ppm de STD). Por las mismas razones, muchas industrias se enfrentan a una creciente y, por lo tanto, alarmante contaminación salina de las aguas utilizadas, lo que representa un aumento importante en los costos de operación.

Una exitosa solución a este problema ha sido, en otros países, el uso del proceso de ósmosis inversa como complemento o parte única del tratamiento de agua para calderas, circuitos de enfriamiento, procesos sanitarios, etc.

Una aplicación muy indicada de la ósmosis inversa la constituye el pretratamiento del agua para su desionización por intercambio iónico con el fin de obtener agua ultrapura. Esta combinación es económicamente atractiva y ofrece varias ventajas técnicas. El procesamiento de aguas salobres que tengan entre 30 mg/l hasta más de 4000 mg/l para reducir la carga al sistema de intercambio iónico es el esquema establecido como norma con muy buenos resultados por la Comisión Federal de Electricidad en México. La ósmosis inversa como pretratamiento en el intercambio iónico ha demostrado que puede reducir tremendamente el tamaño del sistema de resinas así como su consumo de reactivos y de agua de lavado. Esto resulta en un abatimiento en el costo final por metro cúbico de agua tratada y disminución de problemas de operación, mantenimiento y contaminación ambiental. Esta práctica, por otro lado, permite incrementar sustancialmente la eficiencia de utilización del recurso agua, beneficio de gran importancia en regiones donde escasea críticamente. Otras áreas de aplicación en el tratamiento de agua lo constituyen el pretratamiento del agua de proceso para alimentar calderas, agua de reposición en torres de refrigeración, y agua de lavado de dureza casi cero.

Una importante industria del Gran Buenos Aires, Argentina, en los últimos años vio agravado su abastecimiento de agua por un irreversible crecimiento salino (de 600 ppm a 3000 - 4000 ppm STD). Esta situación, además de elevar considerablemente los costos operativos de sus sistemas tradicionales, llegó a poner en peligro la producción. Ante la gravedad del problema, las autoridades de la empresa se plantearon seriamente la necesidad de encontrar una urgente solución. Las alternativas planteadas fueron las siguientes:

- Construir un acueducto de una corriente superficial cercana
- Construir un sistema de ósmosis inversa

La decisión se inclinó hacia la segunda alternativa por presentar las siguientes ventajas:

- Menor inversión inicial y posibilidad de realizar la misma en forma escalonada, debido al carácter modular de la técnica.
- Costos operativos competitivos, tomando en cuenta que el acueducto era de escasa extensión.

La figura II.1 muestra una alternativa de cómo sería utilizado el sistema en el caso mencionado. La misma, muestra la posibilidad del mezclado de aguas de distinta calidad y el uso de los equipos preexistentes.

La técnica más comúnmente utilizada en el tratamiento de agua para uso industrial, es el intercambio iónico. En muchos casos, la capacidad de los equipos intercambiadores ha disminuido a casi la mitad, debido a un aumento de los sólidos totales disueltos en el agua a tratar, a la degradación o ensuciamiento de las resinas, o a la combinación de ambos factores. Conjuntamente con la disminución de la capacidad, se da el aumento de

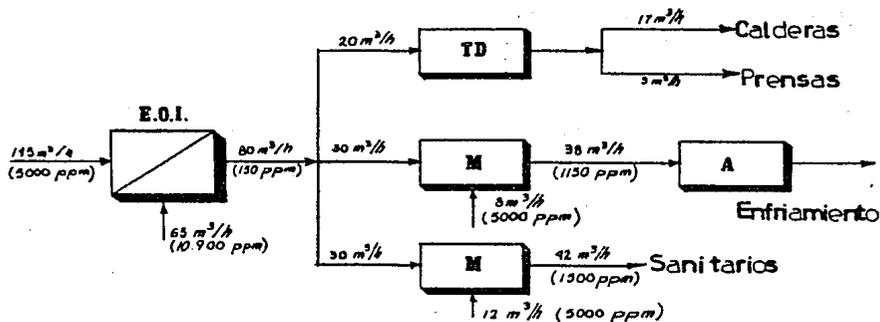
FIG. II.1.

Uso integral de un sistema de ósmosis inversa.

TD Torre Descarbonatadora

M Mezclador

A Ablandador



los costos de los regenerantes químicos (especialmente, los ácidos y la sosa cáustica) y el aumento de la dosificación de los mismos para mantener la calidad del agua.

El uso de equipo de ósmosis inversa como pretratamiento de los sistemas de intercambio o, en algunos casos, como único tratamiento, se ha generalizado en todo el mundo debido a una serie de ventajas como las que se describen a continuación.

- Disminución apreciable de los costos operativos, fundamentalmente por la disminución de regenerantes químicos (hasta el 80%) y mano de obra.
- Mejoramiento de la calidad del agua producto. Cabe señalar que combinado con desmineralizadores, se utiliza en la producción de agua ultrapura.
- Prolongación de la vida útil de las resinas de intercambio por la eliminación de los sólidos orgánicos disueltos y en suspensión.
- Disminución del tamaño de los equipos convencionales.
- Reducción del contenido de sílice.

Como ejemplo podemos citar el caso de la compañía Texas Utilities Generating, que en 1970 tuvo problemas como los que se han descrito, en el agua de reposición de las calderas de alta presión. En mayo de 1971 instaló un sistema de ósmosis inversa de 240 m<sup>3</sup>/día como pretratamiento a una batería de desmineralizadores. La inversión inicial del equipo de ósmosis inversa fue de 45 000 dólares, mientras que un nuevo desmineralizador para trabajar con alto contenido de sólidos totales disueltos suponía una erogación de 100 000 dólares.

El sistema (fig. 11.2) funcionó durante dos años con un tipo de membrana (elementos Roga modelo 400 - Fluid Systems), y en 1974 se reemplazaron por elementos de mejor rechazo y produc

FIG. II.2.

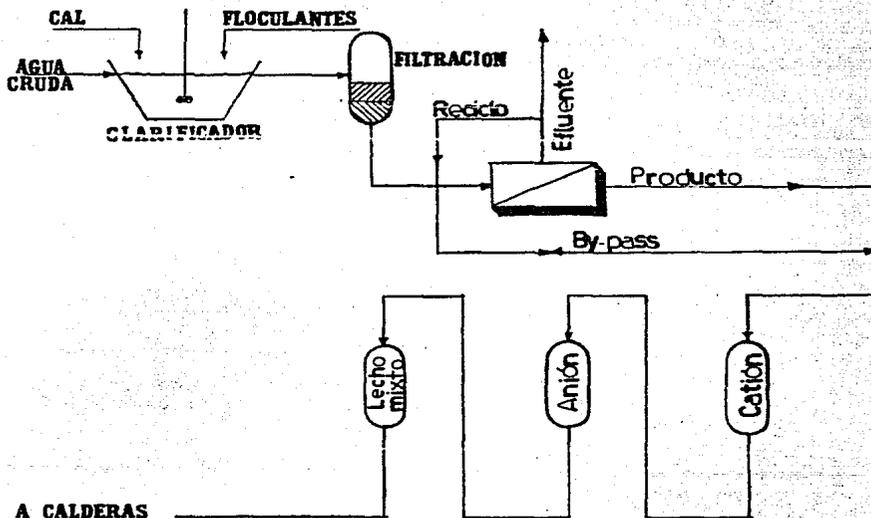


Diagrama de un sistema combinado de ósmosis inversa y desmineralizadores (Texas Utilities Generating).

ción (Roga 4100). En la tabla II.3 se muestra la calidad del agua producida por el equipo de ósmosis inversa y en la tabla II.4 los costos comparativos.

En la actualidad, la unidad industrial más grande (13 000 m<sup>3</sup>/día) se encuentra instalada en Sumitao Metal Industries, en Kashima, Japón. Esta unidad procesa agua de reposición de calderas y funciona con elementos Roga de 4 pulgadas de diámetro. Actualmente, según se verá en el capítulo III y apéndice A, se fabrican elementos de 8 y 12 pulgadas que permiten unidades

Tabla II.3 Análisis del agua tratada y producida por el sistema de ósmosis inversa de Texas Utilities Generating		
	Alimen- tación	Producto
pH	5	6
Conductividad (µmhos)	1900	120
Cloruros		
ppm ClNa	485	38
Sulfatos		
ppm So Ca	789	28
Dureza		
ppm Co Ca	430	16
Sílice		
ppm SiO	0.93	0.12
Sólidos totales	1279	70

Tabla II.4 Costos comparativos de operación	
1- Sin ósmosis inversa	
- Pretratamiento	
- Desmineralizador catiónico-aniónico (150 m <sup>3</sup> entre regeneraciones)	1.47 US\$/m <sup>3</sup> producido
- Desmineralizador lecho mixto	
2- Con ósmosis inversa (Membranas iniciales)	
- Pretratamiento	
- Ósmosis inversa (energía, químicos y reemplazo de membranas)	0.44 US\$/m <sup>3</sup> producido
- Desmineralizador catiónico-aniónico (750 m <sup>3</sup> entre regeneraciones)	
- Desmineralizador lecho mixto	
3- Con ósmosis inversa (Nuevas membranas)	
- Pretratamiento	
- Ósmosis inversa	
- Desmineralizador catiónico-aniónico (3,700 m <sup>3</sup> entre regeneraciones)	0.21 US\$/m <sup>3</sup> producido
- Desmineralizador lecho mixto	

más compactas y, por lo tanto, menores costos de inversión y operación. Asimismo, el uso de la ósmosis inversa en aquellas industrias que requieren agua ultrapura (electrónica, farmacéutica, termoeléctricas, etc.), tiene una amplia aceptación debido al mejoramiento de la calidad del agua y a la disminución de los costos.

### II.3 TRATAMIENTO DE EFLUENTES

Los tratamientos primarios y secundarios de los efluentes municipales reducen la demanda bioquímica de oxígeno (DBO) y los sólidos suspendidos. Estos tratamientos, sin embargo, no eliminan algunas sustancias solubles -inorgánicas u orgánicas- tales como nitratos, fosfatos y sustancias no biodegradables. La ósmosis inversa puede efectivamente, reemplazar los tratamientos terciarios y algunas veces los secundarios, ofreciendo un medio simple para recuperar el agua del efluente a una calidad prácticamente utilizable para muchos requerimientos (Fig. II.3).

En la tabla II.5 se presentan datos de un sistema de ósmosis inversa usado para tratar el efluente de una planta de lodos activados. La demanda química de oxígeno (DQO) era de 42 ppm; la misma, considerada en el producto de ósmosis, fue menor que 2 ppm. dicho efluente procesado a través de un lecho de carbón activado convencional, fue reducido solamente a 12 ppm. De lo expuesto se desprende que, para la concentración del efluente y reutilización del agua, la ósmosis inversa puede eliminar la necesidad del tratamiento mediante columnas de carbón activado, o reducirla a pequeñas unidades con tiempos de regeneración mayores.

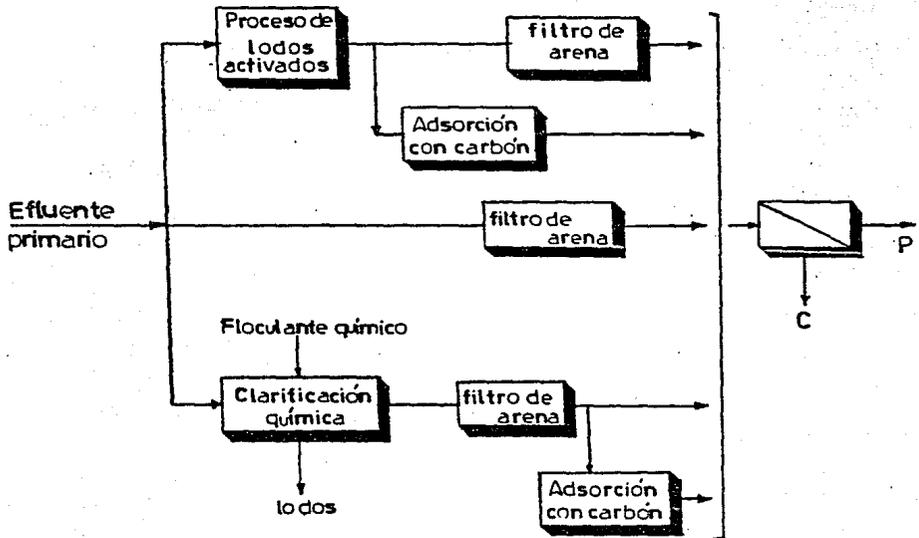
El rechazo de especies iónicas, tales como el acetato, a valores de pH superiores a 6, es comparable al rechazo de iones orgánicos. El rechazo de las membranas de ósmosis inversa para especies orgánicas no polares, aumenta con el incremento de peso

Tabla II.5 - Resumen del análisis químico de un efluente municipal

	Efluente de barros activados							
	Concentración (ppm)			% Rechazo	Concentración (ppm)			% Rechazo
	Alim.	Prod.	Conc.		Alim.	Prod.	Conc.	
COD total	41,6	1,8	67,6	95,7	12,1	0,5	24,1	97,3
NO <sup>-</sup> -N	9,9	4,1	13,3	64,4	8,5	2,8	13,1	73,6
NH <sup>-</sup> -N	9,5	2,9	15,1	76,7	10,8	1,7	18,5	88,7
PO	26,6	0,3	45,9	99,2	26,9	0,2	56	99,5
STD	580	74	910	90,1	610	61	1022	92,5

FIG. II.3.

La ósmosis inversa  
en el tratamiento  
de efluentes



molecular. Así, la glucosa es rechazada en el rango de 93-95%, la sucrosa en 99-100% y las proteínas en el rango de 100%. Consecuentemente, las bacterias y otras especies microbiológicas, son totalmente rechazadas. A veces se requiere esterilizar para prevenir el crecimiento microbiano en los tubos de presión. Cuando se usa cloro para estos fines, el permeado contendrá una concentración residual suficiente (0.5 a 1 ppm) para controlar la contaminación bacteriológica.

El reuso de cualquier residuo sanitario municipal, eventualmente implica una desalinización, puesto que en cada ciclo de uso añadimos al sistema 250-350 ppm de sales disueltas.

Los ensayos de ósmosis inversa en planta piloto para residuos sanitarios y purificación de aguas ácidas de mina debidos a Nusbaum (1970, 1971), a Riedinger (1966) y a Sleigh (1971) fueron los que dieron esperanzadores resultados para esta importante aplicación de la ósmosis inversa. Entonces se empezaron a desarrollar métodos para combatir el problema del ensuciamiento de la membrana. A pesar de que los métodos avanzados de tratamiento como la congelación, destilación, electrodiálisis, precipitación química y ósmosis inversa no son nuevos, no se les dió una investigación extensiva para aguas residuales. Apenas han sido dilucidadas las limitaciones técnicas y económicas de esta tecnología, pero tuvieron que pasar más de 15 años. Al tratar los efluentes municipales mediante ósmosis inversa, la materia coloidal puede causar el ensuciamiento de la membrana, ya que la misma actúa como filtro superficial, deteriorando el flujo de solvente. Cuando esto ocurre, se efectúa una combinación de pretratamiento y restauración del flujo por lavado con detergentes. Los problemas de ensuciamiento generalmente no afectan la calidad del permeado.

En la actualidad, la planta de tratamiento de aguas resi

duales más grande que existe se encuentra en EE.UU. en la localidad de Orange. Allí se dio en 1977 el primer paso hacia la purificación de aguas residuales usando ósmosis inversa como proceso formal, es decir, no experimental. La planta trabaja con elementos ROGA PA 300 (poliamida), de 8 pulgadas de diámetro, con una producción total de 19 000 m<sup>3</sup>/día. El agua recuperada será inyectada a un acuífero como barrera hidráulica para detener la intrusión salina (ver Cap. IV).

#### 11.4 TRATAMIENTO DE EFLUENTES INDUSTRIALES

En los últimos años, la industria ha sido objeto de un importante y rápido desarrollo y, a causa del mismo, se haya hoy presionada por dos acuciantes problemas que no dejan de estar relacionados entre sí: la contaminación del ambiente y la disminución de los recursos hídricos.

A partir de 1970 la ósmosis inversa se ha ido convirtiendo, paulatinamente, en un sistema efectivo y económico para paliar tales inconvenientes. Desde el punto de vista industrial, es interesante considerar el reciclo del agua recuperada de un efluente y su reutilización. Esto, por sí solo, no resuelve todos los problemas, pero presenta algunas ventajas considerables.

- Disminuye las cantidades de los efluentes descargados al cuerpo receptor.
- Disminuye el tamaño de los sistemas convencionales de tratamiento y, por lo tanto, el espacio requerido.
- Permite encarar un uso más racional del recurso hídrico.
- Reduce los costos de procesamiento del agua.
- Permite la recuperación de elementos valiosos reutilizables.
- La calidad del agua reciclada es muchas veces superior a la que es suministrada municipalmente.

A continuación se mencionan algunas de las industrias que tratan sus efluentes con técnicas de ósmosis inversa.

#### Industria Láctea

Como subproducto de la fabricación de quesos se obtiene suero, en forma de suspensión diluida (6-10%). Dicha suspensión está compuesta de lactosa, algunas proteínas, aminoácidos y sales inorgánicas. Contiene del 90 al 94% de agua y un alto porcentaje de DBO, lo que acarrea problemas de eliminación. Parte del suero se utiliza como alimento de animales y reproducción de lactosa. En este caso, la ósmosis inversa se utiliza para concentrar la suspensión a un estado tal que permita el secado por el sistema de aerosol, en condiciones económicas más favorables. Una de las plantas más grandes instalada en la industria láctea, se encuentra en operación en los EE.UU. y procesa 70 000 m<sup>3</sup> de suero al año, lo que demuestra la factibilidad comercial de la misma.

#### Industria del acabado de metales

Los efluentes de esta industria contienen elementos tóxicos como cobre, plomo, zinc y cromo. Los límites de toxicidad en el agua son de 0.1 a 0.02 ppm y, por lo tanto, el tratamiento de estos efluentes es prerequisite indispensable para evitar la contaminación.

La ósmosis inversa es utilizada para tratar los efluentes y aguas de lavado de las operaciones de acabado de metales (galvanoplastia), en una forma más sencilla y económica que las propuestas por los métodos convencionales. Desde un punto de vista económico, el factor más interesante es la recuperación de sales valiosas reutilizables. La tabla 11.6 indica los datos de rechazo obtenidos a partir de un efluente tipo de la industria considerada.

El cromo hexavalente (cromato) constituye uno de los más serios contaminantes encontrados en los efluentes de los procesos metalúrgicos y en las purgas de las torres de enfriamiento. El rechazo del cromo hexavalente depende del pH de la solución, pero en general se encuentra entre el 90-98%.

#### Industria Textil

En la industria textil existe un número de posibilidades interesantes en cuanto a la concentración de contaminantes y al reciclo del agua. Los efluentes de tintorería, en general, son bien rechazados por las membranas de ósmosis inversa. Sin embargo, algunos agentes deben evitarse debido a la interacción que establecen con la membrana.

En la tabla II.7 se observan los rechazos obtenidos de una corriente combinada de efluentes provenientes de una tintorería industrial. El efluente contenía soluciones agotadas de tinte, aguas de lavado, residuos de la tinta de teñido y los efluentes del proceso de regeneración de los ablandadores de agua. Con fines comparativos se muestran, además, las concentraciones del agua cruda utilizada.

El agua permeada del equipo de ósmosis inversa fue utilizada para reemplazar el agua blanda, con considerables mejoras en la calidad del proceso de teñido debido a la calidad del agua utilizada.

#### Otros efluentes industriales

Existe una amplia posibilidad de usos de la ósmosis inversa, además de los ya mencionados. Así por ejemplo, los efluentes de la industria de celulosa y papel, podrían producir 75% de agua reutilizable y los concentrados podrían ser eliminados económicamente por evaporación e incineración.

Tabla II.6 - Efluente de una industria de acabado de metales			
Concentración (ppm)			
	Concentrado (95% recup.)	Permeado	% Rechazo
pH	3,6	5,05	—
Cr <sup>+</sup>	10	0,015	99,8
Cu	120	0,090	99,9
Fe	1	0,01	98,2
Zn	110	0,09	99,9
Na	360	1,8	91
Ca	160	0,14	98,3
Mg	40	0,05	98
Sólidos totales	3828	6	99
Cl	202	1,7	98,7
SO	1532	0,6	99,9
Pb	1,4	0,01	98,7
Ni	0,6	0,01	97
Cd	0,1	0,01	90
Mn	0,5	0,01	96,2
Al	1	0,01	98,1
Si	50	1	97
COD	1046	0	100

Tabla II.7 - Efluente de industria textil					
	Alimen tación	Concen trado O.I.	Produc to O.I.	% Rechazo	Agua cruda
Calcio	95	1000	3,2	99,42	102
Magnesio	11	122	0,5	99,25	12
Sodio	177	1540	28	96,74	6,6
Potasio	4,2	41	1,3	94,25	2,6
Bicarbonato	348	952	21	96,77	281
Sulfato	93	664	17	95,51	50
Cloruro	205	3457	29	98,42	27
Nitrato	18	100	5,6	90,51	20
Fluoruro	1,1	5,3	0,6	81,25	1
Silice	11	100	0,1	99,82	11
Hierro	0,02	0,14	ND	—	ND
Alcalinidad total como Ca	285	780	17	96,81	230
Dureza total como Ca	285	3000	10	99,39	305
STD	764	7700	76	98,2	424
Carbono orgánico total	140	670	12,5	98,5	—
pH	7,2	7	6	—	7

Otra aplicación importante, actualmente en estudio, tiene a lograr la recuperación y reciclaje del agua de las purgas de calderas y circuitos de enfriamiento.

En general, la ósmosis inversa podría ser aplicada a una vastísima cantidad de procesos teniendo en cuenta dos factores de suma importancia: que las características del fluido a tratar permitan la utilización del sistema, y que la aplicación del mismo resulte económicamente ventajosa. Agua de menor calidad que la necesaria no será usada plenamente y una calidad más alta de la necesaria es costosa.

En resumen, un sistema de ósmosis inversa es aplicable cuando:

- Se requiere agua de mejor calidad que la que se tiene disponible,
- se está gastando dinero operando desmineralizadores de intercambio iónico,
- se está gastando dinero por las incrustaciones en las superficies de transferencia de calor en evaporadores,
- se está perdiendo agua que podría ser tratada y reusada,
- se está gastando dinero en agua de mayor calidad que la necesaria.
- el agua de los efluentes no cumple con las especificaciones y normas de la Secretaría de Salud y
- se tiene un agua residual, tal como la doméstica, la cual podría convertirse en una nueva fuente de aprovisionamiento.

B I B L I O G R A F I A

OSMOSIS INVERSA -- Tratamiento de Agua y Efluentes.  
Ing. Oscar R. Domínguez, Revista AGUA No. 10,  
1976.

CONTROL DE LA CALIDAD DEL AGUA: Procesos Físicoquímicos.  
Walter J. Weber Jr. (1979).

Manual Práctico de Osmosis Inversa  
Robert L. Riley  
Gonzalo G. Piqué (1985).

Water Reuse: Problems and Solutions  
Robert B Dean  
Ebba Lund (1981)

Química: Principios y Aplicaciones  
Robert A. Plane (1980)

### III. DESCRIPCION DE EQUIPO Y SELECCION

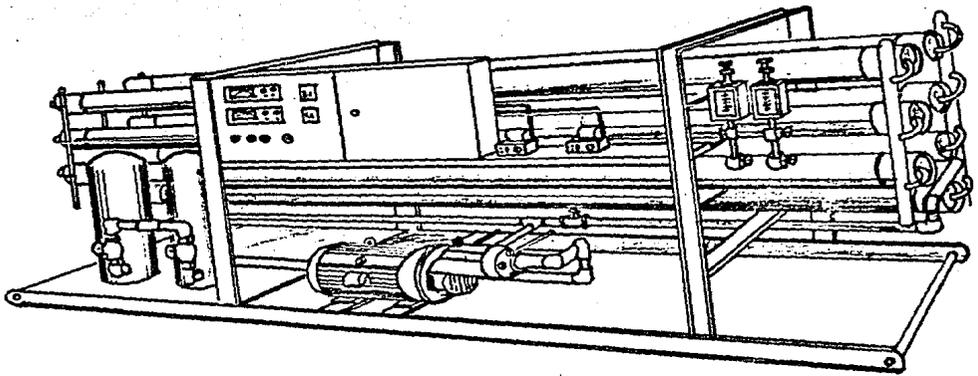
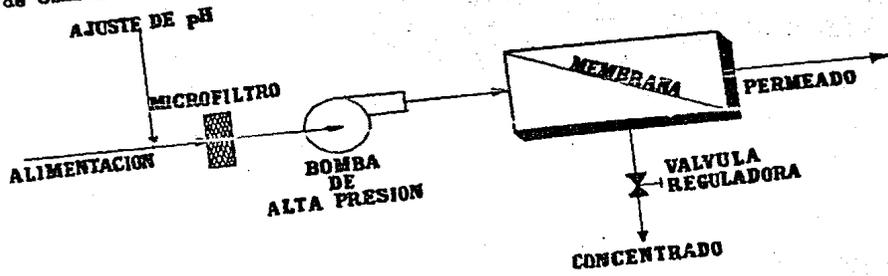
El proceso natural de ósmosis involucra el paso espontáneo de un líquido desde una solución diluida a una más concentrada a través de una membrana semipermeable. Ya hemos explicado que, como su nombre lo indica la Osmosis Inversa es el reverso de este proceso natural. Se aplica PRESION a la solución más concentrada a un lado de la MEMBRANA SEMI-PERMEABLE. Agua purificada (permeado) fluye a través de ella, y los sólidos disueltos (concentrado) no lo hacen.

De lo anterior se deduce que son dos los elementos principales del módulo de OSMOSIS INVERSA: Uno es la BOMBA DE ALTA PRESION que es obviamente el mecanismo para aplicar presión a la solución concentrada, y el otro elemento es naturalmente la membrana o mejor dicho un conjunto de membranas según sean las necesidades de producción del sistema, fig. III.1.

De la BOMBA DE ALTA PRESION, que es el corazón de la ósmosis inversa nos referiremos en segundo término.

FIG. III.1

Esquema básico de un sistema  
de ósmosis inversa



### III.1 ELEMENTOS DE MEMBRANAS

La Osmosis Inversa como un proceso económicamente factible data desde el relativamente reciente desarrollo del anisotrópico acetato de celulosa semi-permeable. Reid y Breton llevaron a cabo experimentos los cuales indicaron que diferentes materiales que pueden formar películas, presentan permeabilidad a las sales de las aguas salobres y de mar, pero el acetato de celulosa resultó ser el material más adecuado basándose en velocidad de producción de agua.

Fue Loeb en 1962 quien desarrolló una técnica de preparación de películas para una membrana de acetato de celulosa modificado, con la cual se incrementó extraordinariamente el flujo por unidad de superficie manteniéndose un rechazo de sal excelente. La razón de flujo a través de la membrana era bastante lenta, del orden de los 400 mm/día. Esto se expresa en la literatura americana como 10 galones/día/pie, de allí que se requieran grandes áreas de membrana.

La membrana de acetato de celulosa modificado, preparada según el proceso Loeb-Sourirajan, tiene una estructura asimétrica que consiste en un revestimiento denso y delgado sobre un soporte poroso. Una membrana típica tiene aproximadamente 100 $\mu$  de espesor y un revestimiento superficial de 0.2 $\mu$ , el cual constituye la superficie de rechazo. El resto de la película es esponjosa y porosa y contiene aproximadamente dos tercios de agua en peso. Generalmente la membrana debe mantenerse húmeda durante todo el tiempo.

En el proceso original de Loeb-Sourirajan, la solución para el moldeado de la membrana consiste en acetato de celulosa, concentración 15-25% en peso disuelto en un sistema disolvente que contiene acetona, agua y perclorato magnésico a 0°C. Algunas veces, puede emplearse formamida en vez del agua y perclora

to magnésico. Cuando la membrana está moldeada en el lado expuesto a la atmósfera se forma un revestimiento delgado. Después de esta exposición corta, la membrana se sumerge en una sustancia no disolvente, generalmente agua, en donde gelifica. Durante la inmersión, la porción de la membrana que no se ha expuesto al aire se transforma en una matriz porosa de celda abierta, puesto que se absorbe agua y se transforma en una fase separada. En la saturación, la membrana absorbe 60-70% en peso de agua, y la mayor parte se retiene por capilaridad dentro de los poros.

Si en el proceso de fabricación nos detuviéramos en el estado de membrana moldeada, estas membranas rechazarían solo una pequeña cantidad de cloruro sódico, aunque son relativamente impermeables a los compuestos orgánicos de elevado peso molecular. La semipermeabilidad de las membranas puede mejorarse mucho mediante un tratamiento térmico con agua calentada a temperaturas comprendidas entre 60 y 90°C. Durante este proceso de recocido, la permeabilidad al agua disminuye aproximadamente en un orden de magnitud mientras que la permeabilidad al cloruro sódico disminuye en dos a tres órdenes de magnitud, con lo cual el rechazo del cloruro sódico en las condiciones típicas de la ósmosis inversa aumenta desde el 25% al 95% y aún valores superiores. Durante este proceso la membrana se encoge algo y se produce una densificación suficiente del recubrimiento que reduce bastante su permeabilidad a la vez que aumenta su selectividad.

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

1. el contenido en grupos acetilo del acetato de celulosa que se utiliza en el moldeo (preparación) de la película.

2. Aditivos que componen la disolución de moldeo, tales como perclorato magnésico, cloruro de zinc, etc.

3. Selección y proporciones de los disolventes de la solución de moldeo, generalmente acetona, agua y formamida.

4. Condiciones del moldeo, incluyendo la velocidad del secado con aire, temperatura, etc.

5. Condiciones del tratamiento térmico (recocido).

El factor más importante es el contenido de grupos acetilo del polímero, que una vez establecido, utilizamos los otros factores para obtener el rango de propiedades deseado.

El tiempo y temperatura del tratamiento térmico influyen sobre la permeabilidad del agua y sal, así como en la tendencia de la membrana a la compactación a elevadas presiones. Si aumentamos la temperatura del tratamiento térmico, aumenta el rechazo salino y disminuye el flujo por unidad de superficie de permeato. Las propiedades de compactación de la membrana dependen principalmente de la temperatura de tratamiento térmico. Esta compactación se traduce en una disminución lineal del flujo de agua por unidad de superficie en función del tiempo en unos ejes log-log. Estas representaciones se denominan gráficos de disminución del flujo, puesto que resulta muy difícil diferenciar experimentalmente entre compactación y ensuciamiento de la membrana. Este descenso del flujo representa la suma de los dos efectos y debe tenerse en consideración al diseñar los sistemas operacionales de ósmosis inversa. La constante de disminución de flujo en la membrana por compactación puede ser calculada con la siguiente ecuación:

$$m = \frac{\log F_2 - \log F_1}{\log T_1 - \log T_2}$$

donde  $F_2$  y  $F_1$  son flujos al tiempo 2 ( $T_2$ ) y tiempo 1 ( $T_1$ ). En la práctica de la ingeniería "m" es comúnmente calculada para incrementos de tiempo ( $T_2 - T_1$ ) de 10 000 horas de operación. En la práctica es también común operar las membranas a baja presión cuando están nuevas e ir incrementando la presión conforme pasa el tiempo.

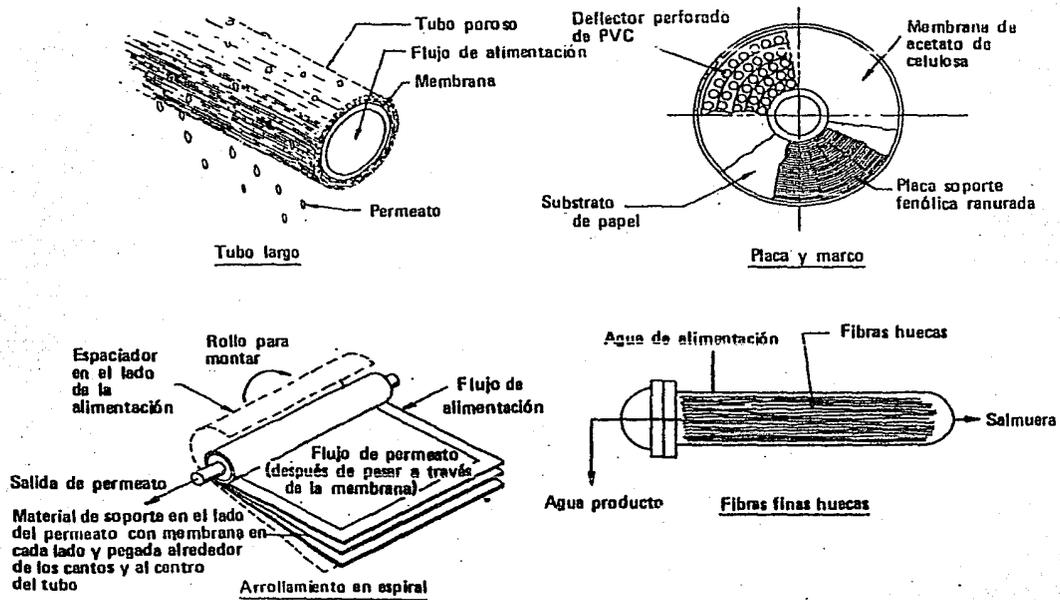
Actualmente, además de la membrana de acetato de celulosa modificado que es la que más se ha utilizado en la ósmosis inversa, se ha desarrollado un sistema comercial importante basado en una membrana de poliamida. Esta membrana tiene un coeficiente de permeación al agua menor que el de una membrana de acetato de celulosa. La membrana de poliamida tiene una estabilidad física y química alta dando lugar a una vida larga.

Han sido probadas muchas configuraciones en el diseño funcional de las membranas con el objeto de obtener el mayor flujo de agua producto en forma económica y segura. Esto ha conducido al diseño de cuatro módulos distintos (fig. III.2)

- a) Placa y Marco.
- b) Tubos largos, de 10 a 20 mm de diámetro.
- c) Fibra fina hueca (finos tubos capilares)
- d) Arrollamiento en espiral.

Cada módulo, con excepción del tipo placa y marco se aplica corrientemente en el tratamiento del agua y agua residual. Particularmente el tipo de fibra hueca había sido el más difundido por sus buenos resultados hasta que fue concebido el módulo de arrollamiento espiral de ósmosis inversa como un método para obtener un relativamente alto porcentaje de área de membrana sometido a presión en un recipiente, pues como hemos indicado anteriormente, la velocidad del flujo es tan lenta que para obtener suficien

**Configuraciones diferentes de membranas  
de ósmosis inversa**



**FIG. III.2**

te cantidad de producto se requiere bastante área de membrana. Un esquema del elemento tipo espiral es mostrado en la figura III.3.

Las placas lisas son usualmente colocadas "espalda con es palda" separadas por una pantalla a través de la cual el agua pro ducto puede fluir. El "sandwich" de dos membranas y una pantalla está herméticamente cerrado en tres lados y ligado en el cuarto a un tubo que colecta el agua producto. Un espaciador en el lado de la alimentación es adicionado y el montaje total es envuelto o enrollado apretadamente alrededor del tubo colector. El agua de alimentación es paralela al tubo central mientras que el permeato fluye a través de la membrana hacia el tubo del centro.

Los módulos de arrollamiento espiral se insertan dentro de un recipiente cilíndrico de presión como lo muestra la figura III.4. Estos recipientes de presión en los que se instalan los elementos de ósmosis inversa deben ser de fibra de vidrio. Anti guamente se montaban en tubos de acero recubiertos con pintura epóxica, pero la experiencia demuestra que estos recipientes a mediano plazo, o a la larga tienen problemas de corrosión y de mantenimiento. La mayoría de las plantas fabricadas después de 1978 utilizan tubos de plástico reforzados con fibra de vidrio para contener las membranas a presión.

Note que los módulos están interconectados con un mecanis mo y tienen un sello exterior que impide la alimentación por el traspaso del módulo interior del recipiente de presión.

La experiencia en miles de plantas de ósmosis inversa ha demostrado que la membrana de tipo espiral tolera aguas con mu— cha más materia coloidal y sales incrustantes que el tipo de fi bra hueca. La pionera en la fabricación de membranas de fibra hueca es la prestigiada firma Dupont, que ahora recomienda en lu gar de aquellas, sus nuevas membranas de tipo espiral para cual-

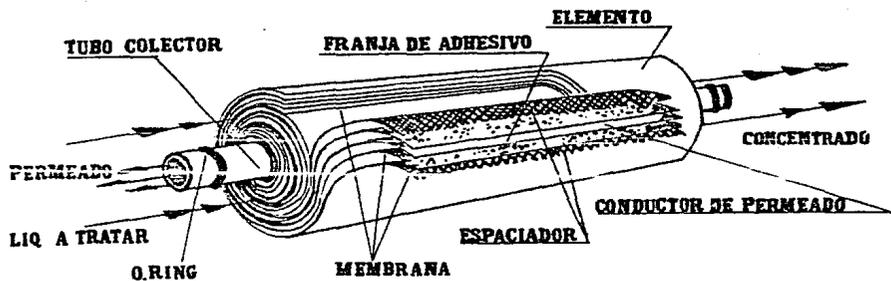
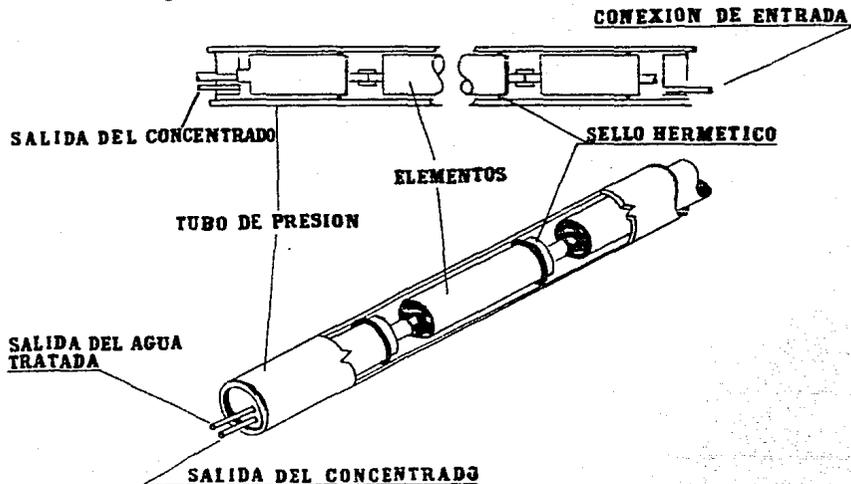


FIG. III.3 Elemento en espiral

FIG. III.4.

Disposición en serie dentro de un tubo de presión.



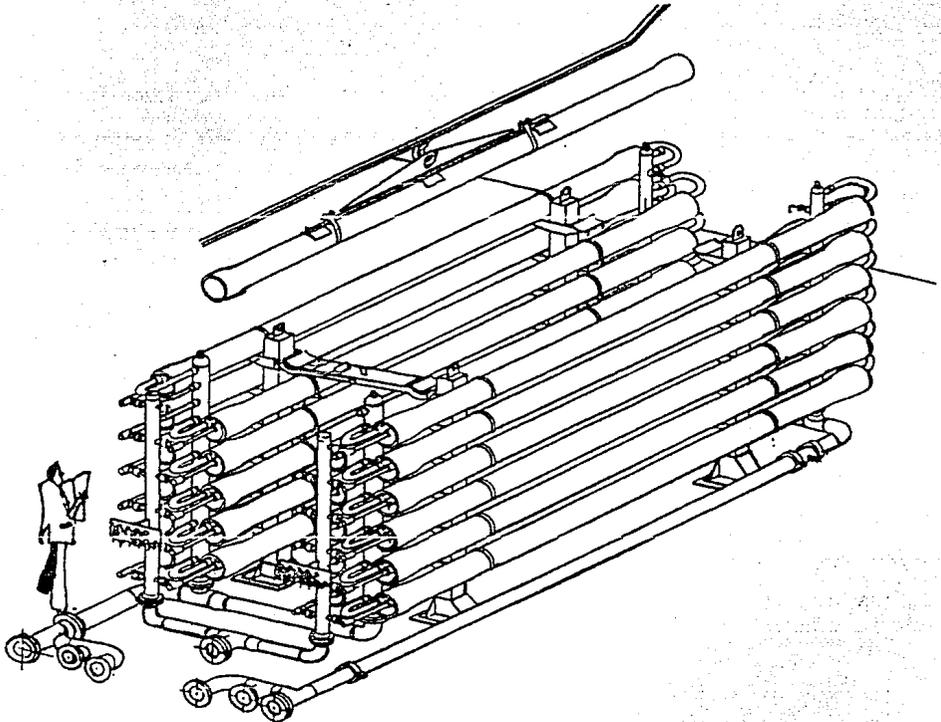


FIG. III. 5

Arreglo típico de tubos  
de precisión.

quier agua considerada "difícil de tratar". La razón es que las membranas de tipo espiral pueden trabajar a flujos de alimentación por elemento hasta tres veces más altos que las de fibra hueca. Estos flujos se traducen en velocidades tan altas y turbulentas que logran barrer gran parte de la materia coloidal. La fibra hueca delgada no puede trabajar a estos flujos tan altos por permeador, ya que a altas velocidades, los flujos turbulentos rompen las delicadas fibras huecas que son del diámetro del cabello humano.

Así, los altos flujos de la membrana espiral le dan a las sales escaso tiempo de incrustarse y la turbulencia rompe las altas concentraciones de sales en la microscópica CAPA LIMITE adyacente a la membrana, donde continuamente se está removiendo el producto. La membrana de fibra hueca tiene un bajo flujo laminar, por lo que tiene un largo tiempo de residencia y altas concentraciones de sales incrustantes en la CAPA LIMITE. Por consiguiente surge una alta tendencia a la incrustación con aguas de alta dureza o con sulfatos, sílice, estroncio, bario o calcio; sales disueltas con alta tendencia a incrustarse. La tabla III.1 compara los distintos módulos.

#### CAPA LIMITE

El rendimiento de los sistemas de ósmosis inversa hasta aquí descrito ha sido idealizado en el supuesto caso de una agitación total en el lado de la alimentación de la membrana evitándose la polarización por concentración. En un sistema real, la concentración de sal aumenta en la superficie de la membrana y excede a la concentración de la masa principal de la disolución. De esta forma se establece un gradiente de concentración y la sal disi funde de la membrana a la solución. El aumento de la concentración en la superficie de la membrana tiene consecuencias perjudiciales. Aumenta por una parte, la presión osmótica local por lo que se reduce la fuerza impulsora de la ósmosis inversa y por tan

TABLA III.1 COMPARACION DE LOS MODULOS DE OSMOSIS INVERSA

Módulo	Densidad de empacquetamiento (ca <sup>2</sup> /ca <sup>3</sup> )	Flujo de agua por unidad de superficie a 40.8 atm (g/(ca <sup>2</sup> )(seg))	Caudal de agua por volumen unitario (g/(seg)(ca <sup>-3</sup> ))	Rechazo de cloruro sódico
Placa y marco	150	4,77 X 10 <sup>-4</sup>	2,32 X 10 <sup>-3</sup>	Muy bueno
tubos largos	50	4,77 X 10 <sup>-4</sup>	0,77 X 10 <sup>-3</sup>	Muy bueno
Espiral	250	4,77 X 10 <sup>-4</sup>	3,86 X 10 <sup>-3</sup>	Muy bueno
Fibras finas huecas de poliamida	5000	4,77 X 10 <sup>-5</sup> (27,2 atm)	7,73 X 10 <sup>-3</sup>	Regular
Fibras finas huecas de acetato de celulosa	2500	1,43 X 10 <sup>-4</sup> (17 atm)	1,16 X 10 <sup>-2</sup>	Buena
Pérdidas de presión parásita (atm)			Rango útil de pH	Facilidad de limpieza
Canal de alimentación	Canal producto			
2,04	2,04		2-8	Regular
3,40	0,68		2-8	Muy buena
0,68	3,40		2-8	Buena a muy buena
0,68	3,40		0-12	Regular
0,68	3,40		3-7	Regular

FUENTE: Control de la calidad del agua. Procesos Físicoquímicos, Walter J. Weber Jr.

to el flujo de solvente (ecuación 10:  $[F_w^0 = (\Delta P - \Delta \pi^0) W_p.]$ ). Por este efecto debe incrementarse la potencia de bombeo para compensar a la presión osmótica efectiva mayor.

La segunda consecuencia perjudicial es que la polarización por concentración aumenta la concentración de soluto en el agua producto.

La ecuación 12

$$F_i = D_{l,i} K_d \frac{\Delta C_i}{\delta_m} = K_p \Delta C_i$$

nos indica que el flujo de soluto  $F_i$  aumentará cuando la concentración  $\Delta C$  en el lado de la salmuera de la membrana aumente.

La tercera consecuencia perjudicial es que el aumento de concentración de ciertas sustancias en la superficie de la membrana puede acelerar su deterioro.

Finalmente, la polarización por concentración incrementa la posibilidad de que ciertas sales poco solubles y partículas precipiten sobre la superficie de la membrana. Este efecto puede limitar la recuperación de la membrana.

La polarización por concentración se define como el cociente entre la concentración de sal en la superficie de la membrana y la concentración de sal en la masa principal de la solución. La ecuación diferencial que describe la polarización por concentración en cualquier punto a lo largo del canal de alimentación es la siguiente:

$$\frac{F_w^0 C_{ic}}{C_{wc}} - D_{l,i} \frac{dC_{ic}}{dx} = K_p \Delta C_i \quad 16$$

En esta ecuación

$C_{wc}$  es la concentración del agua en la corriente concentrada

$D_{li}$  es el coeficiente de difusión del líquido libre

Los demás términos han sido definidos ya en el Capítulo I.

En la ecuación 16  $\frac{F_w^0 C_{ic}}{C_{wc}}$  representa la contribución del flujo de la masa principal en el flujo por unidad de superficie desde la membrana hacia la disolución.

$D_{l,i} \frac{dC_{ic}}{dx}$  representa el flujo del soluto por unidad de superficie desde la membrana hacia disolución.

$K_p \Delta C_i$  representa el flujo por unidad de superficie del soluto a través de la membrana.

Si la membrana es impermeable al soluto,  $K_p = 0$ , la ecuación 16 se puede integrar resultando

$$\frac{C_{im,i}}{C_{ic,M}} = e^{-\left[ \frac{F_w^0 \delta}{C_{wc} D_{li}} \right]} \quad 17$$

En donde  $\delta$  es el espesor de la película de transferencia,  $C_{im,i}$  es la concentración de  $i$  en el fluido en la superficie de la membrana, y  $C_{ic,M}$  es la concentración promedio de  $i$  en la solución concentrada.

Brian en 1966, desarrolló soluciones de la ecuación 16 para los casos de flujo laminar entre placas paralelas y en tubos. Este investigador también desarrolló una investigación teórica para el flujo turbulento en canales. Para el caso de flujo laminar y conductos estrechos, solamente es posible obte-

ner un valor para el incremento de concentración para cualquier diámetro del conducto. En régimen turbulento, se ha encontrado que la polarización se ajusta a la ecuación siguiente, también desarrollada por Brian en 1966.

$$\frac{C_{im}}{C_{i,c,M}} = 1.333 e^{\frac{(F_w/\rho_1)}{0.75v} \left(\frac{2}{f}\right) S_c \frac{2}{3}} \quad 18.a$$

En la ecuación 18.a  $v$  es la velocidad promedio en el canal de salmuera,  $f$  es el factor de fricción de Fanning y  $S_c$  es el número de Schmidt.

Esta última ecuación nos da la polarización promedio sobre la longitud del canal y da valores inferiores en un 14 a 22% a los obtenidos por integración numérica a lo largo de la longitud del canal. Sin embargo resulta útil para efectuar estimaciones.

La ecuación 18 nos indica que la polarización por concentración es una función del cociente entre el caudal promedio del producto y la velocidad promedio de la salmuera, el número de Schmidt y el factor de fricción de Fanning. Dado que  $(F_w/\rho_1)/v$  es aproximadamente proporcional a la recuperación, la polarización viene favorecida por una recuperación alta. Sin embargo, una recuperación alta puede mantenerse con una polarización baja recirculando la salmuera. Otro medio para reducir la polarización consiste en incrementar el factor de fricción por medio de la turbulencia.

Así, Thomas indicó en 1970 que aunque los promotores de turbulencia reducen la polarización, su uso no favorece necesariamente la economía de la operación.

La ecuación 18 también predice que la polarización por concentración viene influenciada por el coeficiente de difusión del soluto (puesto que  $S_c = \mu/\rho_1 D_1$ ). Esta dependencia da lugar a una deposición preferencial de las sales que tienen coeficientes de difusión bajos en la superficie de la membrana. El ensuciamiento de la membrana por coloides puede ampliar considerablemente este efecto, puesto que los coeficientes de difusión de los coloides son típicamente de dos a tres órdenes de magnitud más bajos que los correspondientes a la sales de aguas salobres.

La ecuación 18 puede expresarse en una forma más sencilla, como sigue:

$$\frac{C_s}{C_m} = CP = e^{k(q/r)} \quad 18.b$$

donde

$C_s$  = concentración de sales en la superficie de la membrana

$C_m$  = concentración media de sales

CP = concentración de polarización

q = flujo de agua a través de la membrana

r = rechazo de agua

Q = gasto alimentado

El orden de magnitud de la relación de concentración en la superficie a la concentración media de sales en el agua alimentada es generalmente 1.2 a 2.0.

#### RECHAZO DEL SOLUTO

Uno de los objetivos de la ósmosis inversa es rechazar sales. Incluso en el tratamiento de agua residual, la reutilización eventualmente implica una desalinización, puesto que en cada ciclo

de uso añadimos al sistema 250 a 350 ppm de sales disueltas.

No existe, sin embargo, una membrana perfecta que logre un rechazo de sales del 100% y que a la vez tenga buen flujo de agua producto. Las membranas comerciales de agua salobre obtienen un rechazo de sales de entre 90 y 99%, y las de agua de mar de entre 98 y 99.7%. Es obvio que mientras más alto sea el rechazo de sales, mejor es la calidad del producto. Por esto es importante especificar y obtener la membrana que tenga mayor rechazo de sales a un costo razonable. Las diferencias en el porcentaje de rechazo que tienen los diferentes tipos de membranas entre sí, son fundamentales, así una membrana que tenga 98% de rechazo por ejemplo, es doblemente mejor que otra que tenga 96% ya que la calidad del producto de la primera va a ser dos veces mejor.

El operador tiene cierto control sobre la productividad al variar la presión de trabajo. El rechazo de sales también responde a la presión de trabajo, ya que el paso de sales a través de la membrana es relativamente constante y no sucede lo mismo con la productividad. Si aumentamos la presión de trabajo, el paso de sales sigue igual, pero el flujo de agua aumenta. Esto produce un aumento apreciable en la calidad del agua según se aumenta la presión. Sin embargo, si se excede la presión de diseño de las membranas pueden dañarse los empaques o los elementos. Estos daños propiciarían un gran aumento en la concentración de sales en el producto al contaminarse éste.

Para las membranas de acetato de celulosa se ha acumulado una gran cantidad de datos sobre el rechazo de soluto. Sin embargo, apenas se han desarrollado métodos para predecir cuantitativamente el rechazo del soluto, particularmente en los sistemas de varios componentes. La tabla III.2 enumera los intervalos para datos típicos de rechazo de soluto correspondientes a

TABLA III.2 VALORES TÍPICOS DE RECHAZO DE SOLUTO PARA MEMBRANAS DE ACETATO DE CELULOSA ALTAMENTE SELECTIVAS

Soluto	Máximo	% de rechazo mínimo	Promedio
Calcio, Ca <sup>+</sup>	99,7	96,3	99
Magnesio, Mg <sup>+</sup>	99,9	93	99
Sodio, Na <sup>+</sup>	97	88	
Potasio, K <sup>+</sup>	97	83	
Hierro, Fe <sup>+</sup> y Fe <sup>+</sup>	- 100	99,9	- 100
Manganeso, Mn <sup>+</sup>	- 100		- 100
Aluminio, Al <sup>+</sup>	99,9	97,3	99
Cromo, Cr <sup>+</sup> pH 2,6			92,6
4,2			97,2
7,6			98,6
Amonio, NH <sup>+</sup>	95	77	
Bicarbonato, CO <sup>3-</sup> H <sup>-</sup>			80-98
Sulfato, SO <sup>-</sup>	- 100	99+	99
Cloruro, Cl <sup>-</sup>	97	86	
Nitrato, NO <sup>-</sup>	86	58	
Fluoruro, F <sup>-</sup>	98	88	
Boro (a pH 5)	60	38	
Silice (a pH 5)	95	80	
Ortofosfato, PO <sup>-</sup>	- 100		99
Polifosfato	- 100		99
Sólidos totales disueltos (TDS)	99	89	
COD - efluente secundario	97	94	
- licor de sulfato	97,5	94,9	
BOD - efluente secundario	94	81	
- licor de sulfato	92,2	85,8	
Compuestos sulfonados de lignina	99,4	98,1	
Sacarosa			99,9
Proteínas			98 a 100
Fenol			Rechazo
Acido acético			Rechazo
Glucosa			99,5+
Color			- 100
Turbidez			- 100

las membranas de acetato de celulosa. Se han observado varias tendencias en los resultados experimentales publicados.

Como puede verse en esta tabla, los iones multivalentes se rechazan más eficazmente que los iones univalentes; las sustancias no disociadas o parcialmente disociadas apenas son rechazadas; los ácidos y bases se rechazan menos que sus sales correspondientes; los co-iones influyen sobre el rechazo del ión particular, así por ejemplo el sodio se rechaza mejor en presencia del ión sulfato que del ión cloruro; las moléculas orgánicas solubles en agua y de peso molecular bajo generalmente apenas son rechazadas; los ácidos orgánicos no disociados y de bajo peso molecular apenas son rechazados, mientras que sus sales correspondientes lo son; y las trazas de iones univalentes apenas son rechazadas.

Se han efectuado muchos estudios sobre el rechazo de soluciones complejas de moléculas orgánicas. En las aguas residuales de industrias conserveras se han obtenido rechazos de proteína del 98-99%. El rechazo de los sólidos del jugo de tomate ha alcanzado el 100%. El Departamento de Agricultura americano encontró una separación de azúcar del 99.9% en los estudios sobre la savia de arce (Willits et al., 1966). Otros estudios realizados sobre concentraciones de jugos de fruta y suero de leche indicaron un buen rechazo para los solutos orgánicos. El rechazo de los compuestos orgánicos en pastas de industrias papeleras y aguas residuales sanitarias ha sido excelente.

Los estudios realizados sobre bacterias, virus y pirógenos han indicado reducciones superiores al 99.9%. Estas sustancias son probablemente rechazadas debido a su tamaño molecular grande. El pequeño porcentaje de estos compuestos que pasa a través de la membrana se debe probablemente a imperfecciones de la misma membrana.

Los gases disueltos tales como el cloro, oxígeno, dióxido de carbono, ácido sulfhídrico y anhídrido sulfuroso apenas son rechazados como gases. Si estos gases reaccionan con el agua, sus sales neutralizadas son rechazadas; por ejemplo el bicarbonato sódico y el sulfato sódico. El cloro libre presente como ión hipoclorito,  $\text{ClO}^-$ , se rechaza para un pH superior a 7, pero apenas se rechaza por debajo de este pH, ya que según el equilibrio químico el ión se despiaza hacia el  $\text{ClOH}$ .

#### TEMPERATURA Y pH DE ALIMENTACION A MEMBRANAS

Las ecuaciones

$$F_w^\circ = W_p (\Delta P - \Delta \pi^\circ) \quad 10$$

$$y \quad F_i^\circ = D_{l,i}^\circ K_d \frac{\Delta C_i}{\delta_m} = K_p \Delta C_i \quad 12$$

indican que los flujos por unidad de superficie del agua y sal dependen de la temperatura. El coeficiente de permeación al agua,  $W_p$ , y el coeficiente de permeabilidad del soluto,  $K_p$ , aumentan la temperatura. El efecto neto es que el flujo de agua por unidad de superficie aumenta con la temperatura y el rechazo de sal permanece esencialmente constante sobre el rango normal de temperatura de trabajo. En el rango 15 a 30°C, el flujo de agua por unidad de superficie aumenta aproximadamente 3.5% por grado. Un aumento en la temperatura del agua de alimentación se traduce en un aumento de la compactación de la membrana.

La composición de las membranas de acetato de celulosa requieren un pH de entre 5 y 6 en todo momento, durante su vida útil incluyendo operación, paros y almacenaje, de lo contrario la membrana se hidroliza. La hidrólisis es una reacción química la cual revierte el acetato de celulosa a celulosa que es

igual que el papel. No bajar el pH de alimentación al rango mencionado inyectando ácido con una bomba dosificadora, ocasionaría que la membrana se convierta en papel mojado. Debido a que la membrana es un éster orgánico, su velocidad de hidrólisis es principalmente una función de la temperatura y el pH, como se indica en la figura III.6. Al aumentar la temperatura, la velocidad de hidrólisis aumenta; esta velocidad pasa por un mínimo a un pH alrededor de 4 a 5. Si queremos que las membranas duren muchos años, debemos trabajar en un pH comprendido entre 3 y 7.

A un pH correcto de 5.5, las membranas de acetato de celulosa pueden durar 80 000 horas o más. A un pH mayor o menor la reducción en la vida útil es exponencial. Por ejemplo, la vida útil se reduciría a 8000 horas a pH de 3.5 o 7.5 a 3 días a pH de 1.5 o 9.5 y así sucesivamente. Esto se puede ver en la figura III.6.

Las nuevas membranas de poliamida no requieren control de pH; sin embargo, para poder operar a alta recuperación y evitar incrustaciones de carbonato de calcio como ocurre en algunos casos, es recomendable dosificar una cantidad relativamente pequeña de ácido. La cantidad varía con el tipo de agua, pero un pH alrededor de 6.5 normalmente es satisfactorio.

#### SELECCION DE MEMBRANAS

De los diferentes tipos de configuración para las membranas que han sido mencionados, las membranas de TIPO ESPIRAL están superando ampliamente a las de fibra hueca delgada, y ya hemos indicado las razones técnicas por las que esto ocurre. El costo de las membranas de tipo espiral, por otra parte, es normalmente inferior a las de fibra hueca. Para el caso de tratar agua de origen residual municipal o agua contaminada con aguas residuales, la membrana espiral de acetato de celulosa es idónea por su tolerancia al cloro y costo inicial sumamente bajo.

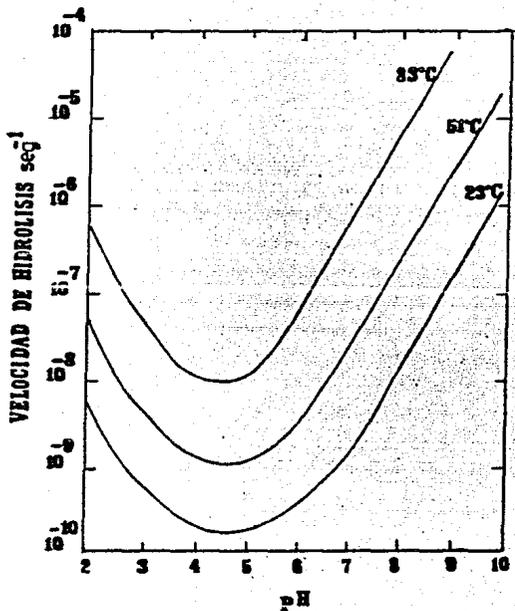


FIG. III.8.

Velocidad de hidrólisis de una membrana de acetato de celulosa en función del pH y temperatura. (Datos de Vos y cols. 1966)

Las membranas de poliamida tipo espiral se recomiendan para agua que por sus impurezas se consideren "difíciles", ya que estas membranas se pueden limpiar en condiciones extremas de pH y temperatura según veremos en el Capítulo V. Las membranas de poliamida tipo espiral logran un rechazo de sales que es varias veces el de las membranas de acetato o las de fibra hueca delgada. Aunque su costo inicial puede ser un poco más alto que el de las membranas de acetato, las de poliamida tipo espiral resisten más abuso operacional y no son susceptibles a daños por cambios de pH, por lo que normalmente a largo plazo resultan más económicas.

Dependiendo del tipo de agua de alimentación que tengamos y del uso que se vaya a dar al agua tratada, los fabricantes de equipo para ósmosis inversa tienen en la actualidad una amplia gama de membranas. Nuestra función será estudiar sus características y seleccionar aquella que mejor se adapte a nuestras necesidades.

En el apéndice A de este trabajo se describen las membranas más recientes, desarrolladas por la Division Fluid Systems de Universal Oil Products (UOP, anteriormente Gulf Environmental Systems Company) así como las membranas producidas por Filmtec Corporation subsidiaria de Dow Chemical Company. También la prestigiosa firma Dupont ofrece una variedad de membranas.

### III.2 BOMBA DE ALTA PRESION

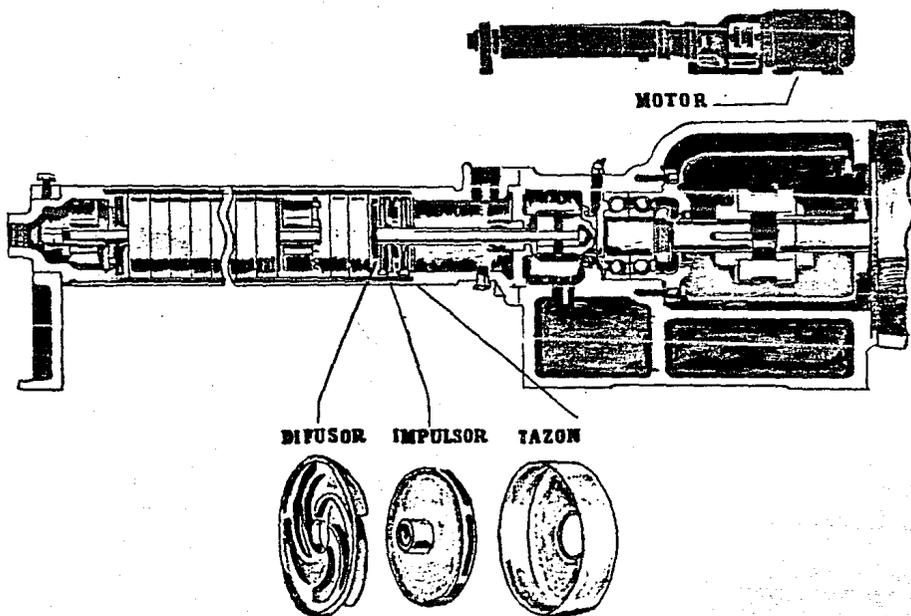
La bomba que se instala frecuentemente para dar presión en las unidades de ósmosis inversa es la bomba centrífuga de tipo turbina. En esta bomba, según se ilustra en la figura III.7, el impulsor está rodeado por una serie de álabes directores que, por su convergencia, proporcionan aberturas que gradualmente se cierran, recorriéndolas el agua para después entrar al impulsor. En estas aberturas el agua pierde velocidad y aumenta

FIG. III.7

Impulsor de una bomba de alta presión.  
Carga radial sobre el impulsor.



FIG. III.8. BOMBA DE ALTA PRESION



su presión. La bomba, que lleva un anillo difusor como son denominados los álabes y las aberturas dentro de los mismos, se asemeja mucho a una turbina.

Como el objetivo principal que se busca en el diseño de la bomba es aumentar la presión en el líquido de alimentación a las membranas, se utilizan bombas centrífugas MULTIPASOS o de alta presión. En una bomba de un sólo paso se utiliza un sólo impulsor para generar la presión necesaria que produzca la descarga requerida. Para dar alta presión no es económico utilizar un solo impulsor, ya que debe utilizarse una muy alta velocidad de rotación o bien un impulsor de diámetro grande y en cada caso se producen altos esfuerzos mecánicos y se obtiene una mala eficiencia debido a la fricción de los discos y a pérdida por fugas. Debido al espacio libre necesario entre el impulsor y la cámara circundante, el agua que ha pasado por el impulsor puede escurrir en una cantidad limitada de regreso hacia el lado de la succión disminuyendo así la eficiencia de la bomba. Este efecto se conoce como el de pérdida por fugas. Con cargas muy altas, esta pérdida tiene un valor de importancia debido a la gran diferencia que hay entre el lado de la descarga y el lado de succión del impulsor.

Por ello, en las bombas de alta presión (multipasos) se usa una serie de dos o más impulsores colocados y conectados en forma de que el agua sea descargada con una mayor presión desde uno de los impulsores y escurra hacia la abertura de succión del segundo impulsor, y así sucesivamente. La cantidad bombeada es la cantidad que pasa por un solo impulsor, pero la carga total de presión generada por los impulsores es la suma de las cargas de presión desarrolladas por cada impulsor de la serie. Los diversos impulsores y sus pasos de conexión están alojados en una sola cámara. Fig. III.8.

Una bomba bien seleccionada puede durar hasta cinco años con mantenimiento mínimo; de lo contrario puede requerir atención frecuente. Para las plantas de ósmosis inversa de agua salobre a las presiones convencionales de 400 a 500 psi, las bombas Goulds y Sunflo han dado muy buenos resultados. En Argentina y las Canarias se utiliza mucho la bomba CAT del tipo émbolo que, aunque requieren más mantenimiento de sellos y de las partes desgastables, su mantenimiento puede ser efectuado por mecánicos sin herramientas o conocimientos especiales. Para las plantas nuevas de baja presión (200 a 300 psi), se pueden usar no solo las mencionadas, sino también la WEBTROL, con sus impulsores en cartucho reemplazable o cualquier otra bomba de fabricación local.

Para las plantas de agua de mar se recomiendan las bombas ARMCO o la GASO con cabezas de bronce aleado con aluminio. La bomba WHEATLEY con émbolos de cerámica sólida ha dado buen resultado en plantas medianas. Para plantas grandes, se deben considerar bombas que utilicen recuperación de energía, donde la GUINARD francesa ha tenido mucha aceptación.

En el apéndice B se presentan las dimensiones y curvas características de las bombas mencionadas.

### III.3 TUBERIAS, PIEZAS ESPECIALES E INSTRUMENTACION

#### TUBERIAS DE ALTA PRESION

En las plantas convencionales, las tuberías y cabezales normalmente son de acero inoxidable. En las plantas recientes de baja presión, las tuberías pueden ser de PVC, CPVC o de mangueras con refuerzos para operar en el rango de 200 a 300 psi.

#### VALVULAS

Normalmente, las plantas se diseñan con una válvula

check en la descarga de la bomba de alta presión para evitar que cualquier retropresión pueda reventar los filtros de cartucho (ver IV.4.2), o la tubería de PVC de la alimentación. También se suele instalar una válvula de control en la descarga de la bomba de alta presión con el objeto de regular la presión de entrada a la unidad de ósmosis inversa según se van ensuciando los permeadores o cambia la temperatura del agua. La válvula más importante en todo el sistema es la válvula de control de rechazo. Esta válvula controla la recuperación del sistema y por consiguiente la concentración y saturación de sales en la salmuera concentrada que sale por el rechazo.

#### INSTRUMENTACION Y CONTROL

La instrumentación de una planta de ósmosis varía desde instrumentación automática y control con microprocesadora, como en las plantas termoeléctricas y refinerías, hasta plantas que tienen dos válvulas manuales y un manómetro de presión. Como mínimo, una planta debe de tener un manómetro de presión de entrada y una manera de medir la presión diferencial del sistema (la cual se puede medir con el mismo manómetro de entrada si se equipa con una válvula de dos vías, o con un manómetro especial de presión diferencial). También la planta debe tener rotámetros o medidores electrónicos de flujo para determinar gastos de producto y rechazo, al mismo tiempo que vigilar la recuperación de diseño en todo momento. Para todas las plantas industriales se recomienda un medidor de pH en línea con alarma o paro por bajo o alto pH. Para las plantas pequeñas, el medidor de pH puede ser portátil, pero la verificación del pH debe ser frecuente, para así evitar riesgo de incrustación y/o hidrólisis, según sea el tipo de membrana.

También se recomienda un medidor de conductividad en línea para plantas industriales, y portátil para plantas pequeñas.

Las plantas deben tener válvulas en las líneas de producto de cada tubo para poder tomar lecturas individuales de conductividad. Estas medidas son fundamentales para un buen análisis de cualquier problema que surja con las membranas; estas válvulas pueden ser de PVC. En plantas que tengan aguas incrustantes o aguas con materia coloidal, puede ser útil instalar un aparato que permita inspección visual del rechazo. Este aparato se fabrica fácilmente con un tramo de tubo de vidrio o de acrílico transparente que se coloca entre dos bridas después de la válvula de rechazo. Esto permite visualizar cualquier problema de precipitación además de que se puede detectar la presencia de burbujas de aire durante el arranque.

Las bombas de alta presión deben de tener un interruptor que las pare por baja presión en la succión. En plantas de agua salobre, el interruptor debe de estar calibrado para que dispare cuando la presión en la línea de succión de la bomba de alta presión sea menor de 8 psi. Si se tienen problemas de succión, se debe instalar una bomba de ayuda.

Muchas plantas no están equipadas con manómetro para medir incrementos en la presión diferencial, por lo que no se puede saber cuándo se han ensuciado las membranas.

Es conveniente instalar una pequeña válvula en el punto más alto para extraer aire durante el arranque.

B I B L I O G R A F I A

Control de la calidad del agua. Procesos Fisi-  
coquímicos  
Walter J. Weber, Jr.

Water Reuse. Problems and Solutions  
Robert B. Dean and Ebba Lund

Manual Práctico de Osmosis Inversa  
Robert L. Riley, Gonzalo G. Piqué

Sulzer  
Reference list of Sulzer Water Treatment Plants  
SULZER Group

Agardy, F.J. "Membrana Processes" in Water Quali-  
ty Engineering, Ed. E. L. Thackston, y W.W. Ecken-  
felder, Jenkins Publishing Co. Austin Texas

Sierka, R.A., "Membrana Processes", notas no pu-  
blicadas,  
Dept. of civil Engineering, The University of  
Arizona, Tucson Arizona  
85721, 11 de noviembre de 1976

BOMBAS  
Matthiessen - Fuchslocher

BOMBAS CENTRIFUGS.  
L. Quantz

HIDRAULICA  
George E. Russell

Catálogo de Bombas Goulds, Sección 10, pág. 287

#### IV. DISEÑO DE PLANTAS DE TRATAMIENTO POR EL PROCESO DE OSMOSIS INVERSA

Para diseñar una unidad de ósmosis inversa, el primer paso es conocer la composición del agua de alimentación, su variabilidad, temperatura y presión osmótica. El rechazo de los componentes de la alimentación por el sistema de membrana en consideración, también es necesario para estimar la calidad del agua producto. La capacidad de la planta está generalmente basada en el gasto producido a una temperatura determinada aunque para las aplicaciones de tratamiento de residuos, el gasto de alimentación es el factor de terminante.

El análisis del agua de alimentación debe ser confiable con el objeto de poder predecir los resultados de operación y que ésta sea segura. Por tal motivo es muy recomendable utilizar los servicios de un buen laboratorio en el ramo.

##### IV.1 ANALISIS DEL AGUA DE ALIMENTACION

Un dato muy importante, como ya hemos indicado en el Capítulo III, es la temperatura a la cual es suministrada el agua al

proceso de ósmosis inversa; es uno de los factores de operación más importantes.

La gran ventaja de la ósmosis inversa sobre otras tecnologías como el intercambio iónico y electrodiálisis, es que a un costo prácticamente constante puede remover hasta el 99.99% de las sales que le llegan, sin afectarle mucho que el agua sea altamente salobre; pero igualmente, como ya hemos indicado, remueve el 100% de todos los virus y bacterias que se encuentran en la alimentación. Todas estas impurezas, al concentrarse en el rechazo, pueden provocar la polarización, si el diseño no se efectúa correctamente. Mientras más información tengamos sobre el agua, más confiable será el diseño de la unidad.

Las siguientes sustancias son las más importantes por determinar:

Calcio (Ca). Este mineral puede formar incrustaciones en las membranas cuando se combina con carbonatos o con sulfatos. Dichas incrustaciones se evitan fácilmente, pero una vez formados son tenaces.

Magnesio (Mg). Tiene un comportamiento similar al del calcio, pero es más soluble.

Sodio (Na). El sodio no afecta a las membranas, pero sí a la calidad del producto.

Potasio (K). Su comportamiento es similar al del sodio.

Amonio ( $\text{NH}_4$ ). Este ión existe en aguas contaminadas por materia orgánica.

Carbonato ( $\text{CO}_3$ ). Es muy importante detectarlo porque tien

de a reaccionar y combinarse con el calcio y el magnesio en el agua del concentrado y formar carbonatos de calcio y de magnesio; estas son incrustaciones duras y difíciles de remover. La formación de estas incrustaciones se evita inyectando ácido (normalmente ácido sulfúrico) al agua de alimentación. El ácido reacciona con los carbonatos y los convierte en bicarbonatos. Los bicarbonatos sí se precipitan, son blandos y se remueven fácilmente. Por esto es importante que aguas que contengan carbonatos (casi todas) no alimenten a las plantas de ósmosis inversa hasta que primero se les haya dosificado ácido. Si hay problemas con la adición del ácido, es recomendable no operar la planta, o bajar radicalmente la operación hasta resolverlos.

Bicarbonatos ( $\text{HCO}_3$ ). Cuando se dosifica ácido sulfúrico, dos tercios de los bicarbonatos en el agua se convierten en sulfatos.

Sulfatos ( $\text{SO}_4$ ). Los sulfatos tienden a limitar la cantidad de producto que se puede recuperar. Según va pasando el agua de alimentación por el sistema de ósmosis inversa, se le va extrayendo más y más agua pura; mientras tanto se van concentrando más las sales en la salmuera. Cuando la suma de calcio y sulfatos de aguas salobres llegan a un nivel superior a los 2500 mg/L en la salmuera, estos tienden a precipitarse lentamente sobre las membranas por polarización. Para evitar incrustaciones se utilizan aditivos como el hexametáfosfato de sodio, los cuales permiten operar hasta dos veces el límite de precipitación. Existen nuevos productos en el mercado tales como el Flocon 100 y otros similares fabricados por la Monsanto, la Goodrich y la Calgon. Estos nuevos productos permiten operar a niveles de sulfatos en la salmuera muy superiores a los que permite el hexametáfosfato. En el caso de uso de membranas de poliamida en aguas con cierto tipo de análisis, la adición de estos inhibidores pueden hacer incesario dosificar ácido.

Cloruros ( $\text{Cl}^-$ ). El ión cloruro es uno de los más pequeños y por consiguiente de los más difíciles de rechazar por ósmosis inversa. La norma de rechazo de sal de las membranas siempre utiliza el ión cloruro como base. El ión cloruro no se debe confundir con el cloro libre que puede traer el agua, sobre todo las municipales. El cloruro no es perjudicial para las membra-  
nas, mientras que el cloro libre sí lo es.

Fluoruro (F). Al igual que el cloruro, el fluoruro es un ión pequeño y difícil de rechazar. El fluoruro en pequeñas canti-  
dades es bueno para evitar caries dental mientras que si su con-  
centración en agua potable excede varios miligramos por litro, tiende a poner negro el esmalte de los dientes del consumidor, por esta razón hay que removerlo con la ósmosis.

Sílice ( $\text{SiO}_2$ ). Hay dos tipos de sílice: la coloidal y la reactiva. La sílice coloidal afecta poco a las membranas de ósmosis inversa del tipo espiral ya que ésta entra por un lado y sale por el rechazo siempre que se mantengan los límites de flujo y velocidades mínimos. En las membranas de tipo espiral, la sílice coloidal que pudiera quedar atrapada se puede remover con un simple lavado con detergente fosfatado. Sin embargo, bajo ciertas condiciones, la sílice coloidal puede depositarse en las membranas de fibra hueca delgada y en las de los sistemas de elec-  
trodialisis. El otro tipo de sílice, la reactiva, puede formar incrustaciones difíciles de lavar en todas las membranas cuando su concentración en la salmuera excede 110 mg/L a 25°C en presencia de iones de hierro o de aluminio. En ausencia de estos iones, la concentración puede exceder hasta 200 mg/L sin problemas. Para evitar problemas con sílice, conviene cuidar los flujos de rechazo, mantenerlos altos, y barrer la salmuera del sistema efectuan-  
do un enjuague de cinco minutos cada vez que para.

Sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ). Este gas a veces se encuentra en solu-

ción en pozos de agua. No es problema si se mantiene todo el sistema sin contacto con aire. En contacto con aire el sulfhídrico forma azufre coloidal el cual es difícil de remover de las membranas.

Hierro (Fe). El hierro es común en muchas aguas superficiales. Cuando se encuentra presente en agua de pozo, normalmente es por contaminación del agua con óxido de hierro proveniente del entubado del ademe del pozo o de la tubería de conducción a la planta. El tipo de hierro que normalmente se encuentra en un pozo no es dañino al sistema de ósmosis inversa mientras no se oxide. Los problemas se evitan, por tanto, cerciorándose de que el agua no entre en contacto con oxígeno o con reactivos oxidantes.

Otra manera de evitar problemas es cambiar el material de la línea de conducción por tubería de PVC o fibra de vidrio. En caso de que el hierro en el agua esté oxidado debe ser removido antes de alimentar el agua a la ósmosis inversa. Esto ocurre cuando el hierro proviene de aguas superficiales o bien ha sido expuesto al aire en un tanque abierto (que no pueda fácilmente cerrarse). También ocurre con aguas cloradas, tales como las aguas municipales cuando el cloro reacciona con el material ferroso de las tuberías de la red municipal.

Pequeñas cantidades de hierro en el agua, al cabo de un mes pueden ser kilos de hierro depositados sobre las membranas. Por suerte el hierro es relativamente fácil de remover con ácido cítrico al cual se le ha ajustado el pH con amoníaco.

Estroncio (Sr). El estroncio es muy insoluble y puede crear problemas de incrustación en la ósmosis inversa aun en cantidades de 6 mg/L. Si hay estroncio en el agua en cantidades apreciables se recomienda limitar la recuperación de la

planta o bien utilizar uno de los nuevos anti-incrustantes ya mencionados.

Bario (Ba). El bario es aun más insoluble que el estroncio. Se satura a concentraciones de el orden de 0.1 mg/L. Si se encuentra este material en el agua consultar con el distribuidor de membranas para obtener un diseño apropiado.

pH. El pH es simplemente una indicación de la acidez natural del agua. Ya en el Capítulo III nos referimos a su importancia que ahora recordaremos. Existen dos razones para cuidar el pH. Aguas con mucha dureza de carbonato de calcio requieren ajuste hacia abajo con ácido para evitar incrustaciones de carbonatos en las membranas. Esto se logra con una cantidad razonable de ácido que baje el pH alrededor de 6.5, lo que normalmente es suficiente para las membranas de poliamida. En el caso específico en que se utilicen membranas de acetato de celulosa, es recomendable dosificar el agua con una cantidad adicional de ácido para bajar su pH a 5.6, y así retardar la hidrólisis de las membranas y extender su vida útil.

Hay dos casos en los cuales se debe considerar ácido muriático en vez de ácido sulfúrico: cuando el sulfúrico es más caro, y cuando se trata de un agua alta en sulfatos que se sulfata aun más al añadir sulfúrico. En cualquiera de los dos casos debemos tener en cuenta que el ácido muriático es muy volátil y el no tomar precauciones provocaría problemas de corrosión en todo el equipo de la planta.

Sólidos Disueltos Totales (SDT). Estos indican la cantidad de sales disueltas en el agua. Se determina para verificar el análisis de sales individuales.

Turbiedad. La determinación de la turbiedad del agua es fundamental para poder diseñar, según veremos después, un pretratamiento adecuado. La ósmosis inversa es un filtro de sales.

Aunque la ósmosis también filtra materia en suspensión en el agua, es muy caro hacerlo con las membranas ya que esto resulta en una operación difícil y lavados frecuentes de las membranas. La turbiedad se puede medir utilizando el Índice de Densidad de Ensuciamiento (SDI) o el Índice de Turbiedad Jackson (UTJ). Si se mide el SDI, no debe exceder un valor de 5 para las membranas del tipo espiral o un valor de 3 para las membranas de fibra hueca delgada. Si se miden (UTJ), no debe exceder de 1 para las membranas espirales.

#### IV.2 U S O

El objetivo del tratamiento avanzado es posibilitar un mayor aprovechamiento de las aguas tratadas en usos que requieren de una calidad de agua mejor que la que ofrecen los tratamientos secundarios convencionales. De lo contrario no se justifica la aplicación de la ósmosis inversa por su alto costo. Pero una vez que se ha resuelto aplicar esta tecnología, es fundamental el uso que se le va a dar al producto de ósmosis inversa con el fin de elegir el equipo adecuado a ese uso. Es mucho más fácil procesar un agua para riego de cultivos, los que a veces pueden tolerar hasta 1200 mg/L de sólidos disueltos (contenido de sales totales), que procesar agua ultrapura para calderas. Si parte del consumo va a ser potable, esto requiere que se tomen precauciones adicionales para proteger la salud de los consumidores (tabla IV.1).

Partiendo de que ya tenemos el análisis de agua y que conocemos el uso que se le va a dar al producto, podemos proceder a considerar a la ósmosis inversa como una atractiva solución a nuestro problema en el suministro de agua.

#### IV.3 VARIABLES DE DISEÑO

Una planta de ósmosis inversa consiste en una disposición

TABLA IV.1  
CALIDAD DEL AGUA REQUERIDA PARA ALGUNOS USOS\*\*

APLICACION	CALIDAD NECESARIA	TRATAMIENTO SUGERIDO
Agua potable	500 STD & otras restric <u>ciones</u> .	Osmosis inversa
Para inyección en acuíferos	Libre de materia orgánica y 0.05 STD	Osmosis inversa, intercambio iónico y desinfección con rayos ultravioleta
No inyectable	10 STD	Osmosis inversa
Fabricación de componentes electrónicos	Libre de materia orgánica y 0.0004 STD	Osmosis inversa, intercambio iónico y desinfección con rayos ultravioleta
Alimentación a calderas		
Arriba de 200 psi	Baja dureza	Osmosis inversa o ablandamiento
Entre 200 y 450 psi	Bajo contenido de sólidos y blandas	Osmosis inversa
Entre 450 y 900 psi	Bajo contenido de sólidos, sílice y blandas	Osmosis inversa e intercambio iónico
Sobre 900 psi	0.05 STD	Osmosis inversa e intercambio iónico

\*\* Recomendaciones de SALTECH, especialistas en tecnología del agua.

de módulos en serie paralelo. Las variables de diseño más importantes son:

- Recuperación o conversión
- Calidad del agua producto
- Presión
- Gasto de alimentación
- Grado de pretratamiento necesario
- Procedimientos para mantener el flujo por unidad de superficie
- Tratamiento posterior (postratamiento)

Una vez que se conoce el gasto de salida y la composición de la alimentación, debemos establecer la RECUPERACION O CONVERSION. Esta viene limitada por la calidad del agua producto y la solubilidad de las sales poco solubles de la salmuera.

En general, es difícil predecir con exactitud la calidad del agua producto, debido al rechazo del ion específico y a la variación de la composición del agua de alimentación. Con la técnica que se describe a continuación podemos obtener una estimación simplificada. Primero debemos efectuar un balance material para el agua

$$Q_f = Q_c + Q_p \quad 19$$

y la sal i

$$Q_f C_{if} = Q_c C_{ic} + Q_p C_{ip} \quad 20$$

en donde Q es el gasto y los subíndices denotan los flujos de alimentación, concentrado (c) y permeato o producto (p). La concentración local promedio de la salmuera para i,  $C_{i,M}$ , en el lado

aguas arriba de la membrana viene dada por

$$C_{i,M} = \frac{Q_c C_{ic} + Q_f C_{if}}{Q_c + Q_f} \quad 21$$

La calidad del agua producto,  $C_{ip}$ , viene expresada en función de la concentración local promedio de la salmuera,  $C_{i,M}$ , y el rechazo salino promedio,  $(\bar{R}_i^s)_{pr}$  como

$$C_{ip} = \left[ 1 - (\bar{R}_i^s)_{pr} \right] C_{i,M} \quad 22$$

El rechazo salino promedio en cualquier punto del sistema viene dado por

$$(\bar{R}_i^s)_{av} = \left[ 1 - \frac{K_p C_{wp} \Delta C_i}{W_p (\Delta P - \Delta \pi) C_{if}} \right] \quad 23$$

El valor de  $C_{ip}$ , puede obtenerse fácilmente por una técnica iterativa. Primero supongamos  $C_{ip} = 0$ . Entonces, las ecuaciones 20 y 21 se transforman respectivamente en:

$$Q_f C_{if} = Q_c C_{ic} \quad 24$$

y,

$$C_{i,M} = \frac{2Q_f C_{if}}{Q_f + Q_c} = \frac{2 C_{if}}{2 - \bar{R}} \quad 25$$

en donde  $\bar{R}$  es el cociente entre el gasto de producto y el gasto de alimentación llamado coeficiente de recuperación.

$$\bar{R} = \frac{Q_p}{Q_f} \quad 26$$

Entonces se estima como concentración del producto la siguiente

$$C_{ip} = \frac{2C_{if}}{2 - R} \left[ 1 - (R_i^*)_{pr} \right] C_{i,M} \quad \frac{2.2}{27}$$

Una mejor aproximación del valor de  $C_{ip}$  puede obtenerse utilizando el valor inicial dado por la ecuación 27, substituyéndolo en las ecuaciones 19 a 21 y calculando un nuevo valor a partir de la ecuación 22. Para la mayor parte de las aguas salobres y municipales, un rechazo promedio del 95% nos dará una estimación conservativa de la calidad del agua producto utilizando membranas de acetato de celulosa. Si preespecificamos la calidad del agua producto, podemos variar el grado de recuperación para obtener la calidad deseada.

El siguiente es un ejemplo de la aplicación de estas ecuaciones.

PROBLEMA	Un agua salobre a 25°C contiene 1500 mg/litro de sales disueltas, principalmente cloruro sódico. Se desea producir 3.8 millones de litros/día de agua producto que contenga 500 mg/L de sólidos disueltos, siendo ésta la concentración patrón que recomienda el Public Health Service para el agua potable.
----------	--

Se dispone de una membrana osmótica que ha demostrado experimentalmente un rechazo de 0.95 para cloruro sódico a una presión diferencial de 40.8 atm. La presión osmótica de la alimentación es

$$\pi^o = \phi_c C_i RT = \frac{2 (1500)}{58.5 \times 10^3} (0.082)(298)$$

$$\pi^o = 1.25 \text{ atm } \text{ ó } 18.3 \text{ psi}$$

Para esta concentración, el coeficiente de presión osmótica,  $\theta_c$ , es esencialmente la unidad. En este ejemplo, la recuperación del agua no está limitada por la presencia de sales poco solubles, tales como  $\text{CaSO}_4$ ,  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{Fe(OH)}_3$ ; encontradas algunas veces en las aguas naturales. Esta recuperación está limitada solamente por la presión osmótica y la especificación de calidad del agua producto. Se supone una presión de trabajo de 40.8 atm y un factor de recuperación de agua de 0.9 ( $\bar{R} = 0.9$ ).

La presión osmótica de salida para  $\bar{R} = 0.9$  es aproximadamente  $10 \pi_f^0$  o 12.5 atm. Esta recuperación parece factible para la presión de trabajo de 40.8 atm. Los gastos para producto, concentrado y alimentación son:

$$Q_p = 3.8 \times 10^5 \text{ litros/día}$$

$$Q_f = \frac{3.8 \times 10^5}{0.9} = 4.22 \times 10^5 \text{ litros/día}$$

$$Q_c = 4.22 \times 10^5 \times 0.10 = 0.42 \times 10^6 \text{ litros/día}$$

Utilizando las ecuaciones 25 y 27, la calidad del producto inicial es de

$$C_{ip} = \frac{2 C_{if}}{2 - \bar{R}} \left[ 1 - (R_i^0)_{pr} \right] = \frac{2 (1500)}{2 - 0.9} (1 - 0.95) = 136 \text{ mg/Litro}$$

Utilizando las ecuaciones 20, 21 y 22, podemos obtener un nuevo valor estimado para  $C_{ip}$ , por iteración repetitiva.

$$C_{ic} = \frac{Q_f C_{if} - Q_p C_{ip}}{Q_c}$$

$$C_{ic} = \frac{(4.22 \times 10^5)(1500) - (3.8 \times 10^5)(136)}{0.42 \times 10^6} = 13841 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

$$C_{i,M} = \frac{Q_c C_{ic} + Q_f C_{if}}{Q_c + Q_f} =$$

$$C_{i,M} = \frac{(0.42 \times 10^6)(13841) + (4.22 \times 10^6)(1500)}{(0.42 \times 10^6) + (4.22 \times 10^6)} =$$

$$C_{i,M} = 2620 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

$$\text{De aquí que } C_{ip} = C_{i,M} [1 - (R_i^o)_{pr}] = (2617)(1 - 0.95) = 130.8 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

En una optimización real de planta, deberían efectuarse cálculos económicos de intercambio. Las variables serían recuperación, calidad del producto, mezclado de agua producto con alimentación, costo de vertido de la salmuera y costo de instalación de la unidad. En este ejemplo se supone que es más económico trabajar con una recuperación de 0.9 y mezclar para alcanzar la concentración producto deseada de  $500 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$ . Esto reduce los gastos de alimentación y producto a  $3\,083 \times 10^6$  y  $2775 \times 10^6 \frac{\text{L}}{\text{día}}$ , respectivamente.

Los ensayos indican que la membrana osmótica disponible tiene un coeficiente de permeabilidad al agua de  $2 \times 10^5 \text{ g}/(\text{cm}^2)(\text{seg})(\text{atm})$ . El cálculo de la membrana necesaria se basa en la presión osmótica de la concentración media,  $C_{i,M}$ ; su valor es de 2.09 atm. El flujo promedio del agua producto por unidad de superficie vale

$$\begin{aligned} (F_w^o)_{pr} &= 2.0 \times 10^{-5} (40.8 - 2.09) \\ &= 7.74 \times 10^{-4} \text{ g}/(\text{cm}^2)(\text{seg}) \end{aligned}$$

El flujo por unidad de superficie de diseño se reducirá a  $5.3 \times 10^{-4} \text{ g}/(\text{cm}^2)(\text{seg})$  con el fin de tener en cuenta la compactación y ensuciamiento de la membrana. Entonces la superficie de membrana será:

$$A = \frac{Q_p}{F_w} = \frac{2775 \times 10^6 \text{ L/dfa}}{5.3 \times 10^{-7} / (\text{cm}^2)(\text{seg})} = 5236 \text{ m}^2$$

La potencia de bombeo necesaria para esta unidad de ósmosis inversa se determina por el producto de la carga de presión, gasto y rendimiento. Se supone que el rendimiento es de 0.85

$$\text{potencia de bombeo} = \frac{Q_r \Delta P}{0.85}$$

$$= 236 \text{ HP } \delta \text{ (174 KW)}$$

Esta potencia corresponde a una energía necesaria de 1.50  $\frac{\text{KW-hr}}{1000 \text{ Lt}}$  de producto.

La CONVERSION O RECUPERACION se define como el porcentaje del agua de alimentación que se extrae como producto. De acuerdo con esta definición, a la ecuación 26 la multiplicamos por cien y se obtiene la fórmula siguiente

$$\begin{aligned} R = \text{CONVERSION} = \text{RECUPERACION} &= \frac{\text{Gasto de producto}}{\text{Gasto de alimentación}} \times 100 \% = \\ &= \frac{Q_p}{Q_f} \times 100\% \quad 28 \end{aligned}$$

Nota. El subíndice f de Q se debe al equivalente de alimentación en inglés feed. El subíndice p, de product, producto o permeate, permeato.

En la práctica la RECUPERACION está limitada por varios factores de diseño y por el contenido de sales incrustantes en el agua. A continuación se indican los factores que limitan la conversión o recuperación en una planta.

1. La conversión no debe exceder el límite de diseño de los elementos.

Normalmente, la unidad de los elementos en espiral es un tubo de presión que contiene seis elementos\*. La conversión de esta unidad no debe exceder más del 55%. En este aspecto, la membrana espiral tiene la ventaja de lograr mejor recuperación, si el agua lo permite, mientras que las de fibra hueca, aunque logran alta recuperación en un solo permeador, están limitadas en su recuperación total por razones hidráulicas. En todos los casos, alta recuperación de hasta 90% se logra sin problemas si se instalan, según veremos, pasos múltiples de tubos.

2. La conversión no debe ser tan alta que el flujo de des carga del rechazo sea inferior al flujo mínimo de los elementos.

El flujo mínimo es muy importante ya que de tener un flujo más bajo, la materia coloidal se puede sedimentar sobre las membranas. Aquí las membranas en espiral tienen una gran ventaja ya que sus flujos de operación son mucho más altos y tienden a barrer la materia coloidal en el agua. Estos flujos altos resultan en velocidades promedio varias veces más alta que en los permeadores de fibra hueca delgada, y por esto las membranas de tipo espiral pueden tolerar agua más sucia, o con menos pretratamiento. En todos los casos para obtener alta conversión y lograr velocidad uniforme, a pasos sucesivos se les reduce el número de tubos o permeadores. Esto lo veremos en el punto 4, pero hay que tenerlo en cuenta.

---

\* La Fluid Systems Division UOP produce la membrana tipo espiral llamada Magnum que en vez de seis elementos normales tiene cuatro y recomienda una conversión que no exceda el 60% (5% más que las normales).

3. La conversión no debe superar el límite de precipitación de las sales.

Hay que recordar que la ósmosis es un proceso concentrador de sales. Si se aumenta la conversión, aumenta la concentración de sales en el rechazo. Llega un momento que si se excede el límite de precipitación de las sales, se forman cristales sobre las membranas. Cuanto más alta sea la recuperación, mayor es el factor de concentración de las sales en el agua original. Así, si tomamos X concentración original de sales:

CONVERSION	FACTOR DE CONCENTRACION
50%	2x
67%	3x
75%	4x
80%	5x
83%	6x
88%	8x
90%	10x
95%	20x

Otra manera de ver esto es que si un agua tiene una concentración inicial de 1000 mg/L de sales y se opera la planta a 95% de conversión, el rechazo tendrá 20 000 mg/L. A esta enorme concentración de sales es muy probable que algo se precipite.

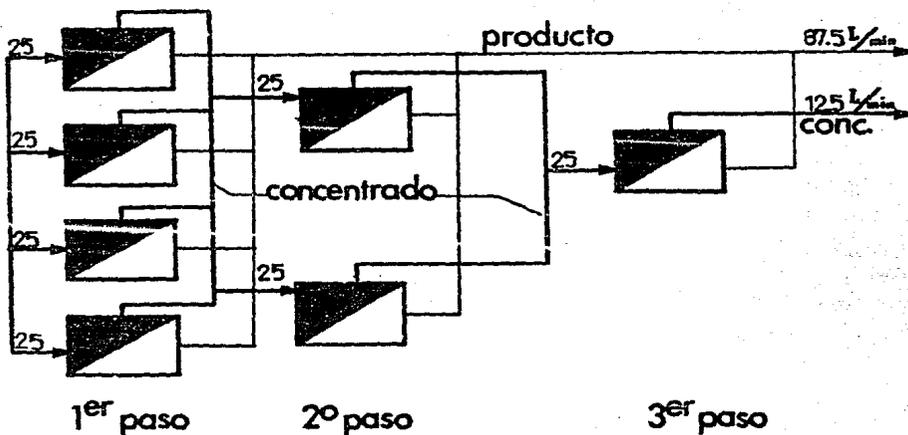
Como ya hemos indicado, existen en el mercado anti-incrustantes que permiten exceder el límite de precipitación de las sales. El hexametáfosfato, si está fresco, permite exceder el límite por un factor de 2x. Ya se mencionaron otros productos comerciales que permiten límites mucho más altos. Cuando se opera con aguas duras en calcio y altos niveles de recuperación, es importante la inyección continua de anti-incrustante fresco. El hexametáfosfato no detiene el proceso de cristalización, solamente lo hace más lento. Por esto es conveniente enjuagar las plan

tas a baja presión con agua de alimentación o con producto, cada vez que se para la planta por más de una hora.

4. Obtención de alta conversión con un número adecuado de pasos.

Veremos ahora porque se ha dicho que una planta de ósmosis inversa consiste en una disposición de módulos en serie-paralelo, y que para lograr altas conversiones, de hasta 90%, se deben instalar pasos múltiples de tubos. Veamos un ejemplo sencillo para establecer una generalización.

Sea un caso en el que se necesita una conversión o recuperación  $R$  de 87%, por ser el agua muy escasa. Para lograr esta alta recuperación hay que hacerlo en 3 pasos. El primer paso recupera 50% del agua que le llega. Digamos que son 100 litros por minuto el gasto de alimentación. Como al primer paso le llega el total de los 100 litros de alimentación, este paso separa 50 litros como producto y manda como rechazo los 50 litros restantes, los cuales son la alimentación del segundo paso. El segundo paso recupera 50% de agua del rechazo del primer paso y produce 25 litros como producto y 25 litros como rechazo. Se entiende ahora que el tercer paso recupera 50% de los 25 litros que le llegan y saca 12.5 litros como producto y 12.5 litros de rechazo. La suma total de gastos producto es 87.5 litros, lo cual es 87.5 por ciento de recuperación de los 100 litros de alimentación. Como vimos en el punto 2, después del primer paso, pasos sucesivos deben tener un número menor de tubos con el fin de mantener un flujo de alimentación por tubo constante. Esto se ilustra a continuación.

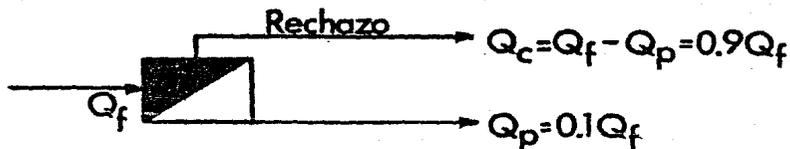


Veamos ahora el análisis teórico del funcionamiento considerando una serie de pasos, para diez por ciento de recuperación.

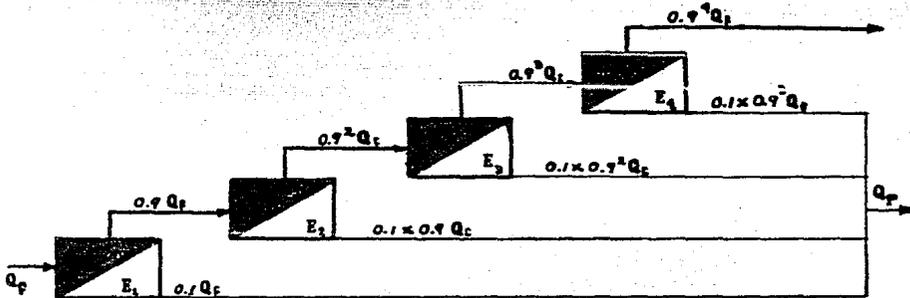
En un elemento de membrana con 10% de recuperación, la distribución de gastos es la indicada en la figura siguiente:

$Q_f$  gasto alimentado

$Q_p$  gasto producto

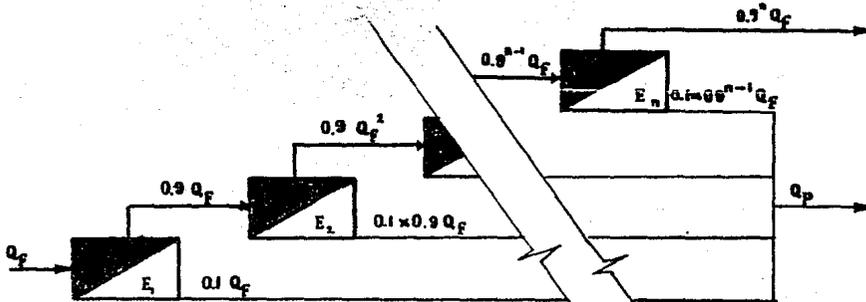


En una secuencia de cuatro elementos en serie, los valores correspondientes serían los siguientes:



$$Q_p = Q_F (1 - 0.9^4)$$

Generalizando para "n" elementos.

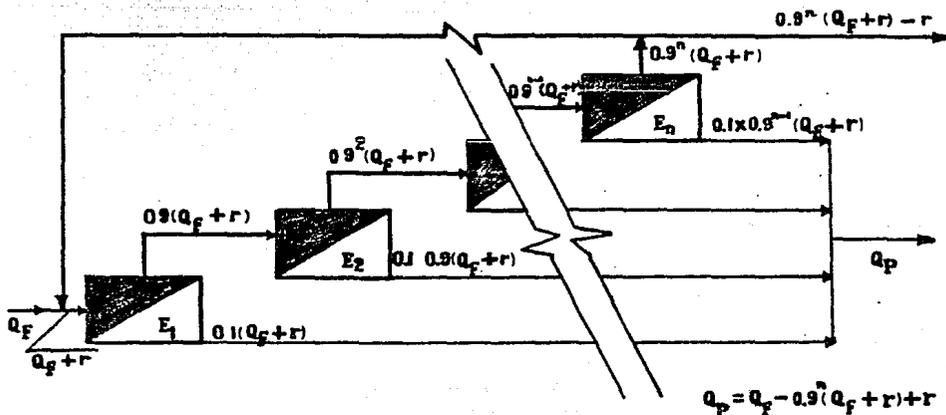


$$Q_p = Q_F (1 - 0.9^n)$$

Así, para este caso, la ecuación de la recuperación global del agua en el sistema será:

$$\hat{R} = \frac{Q_p}{Q_f} = (1 - 0.9^n) \frac{Q_f}{Q_f} = 1 - 0.9^n \quad 29$$

Con el fin de optimizar la recuperación de agua en el sistema y determinar las condiciones óptimas de operación de las membranas para una cierta calidad de influente, es posible efectuar una serie de experimentos recirculando parcialmente los rechazos, tomando en cuenta la creciente concentración de contaminantes en cada rechazo, como a continuación se indica:



La ecuación de recuperación será por lo tanto:

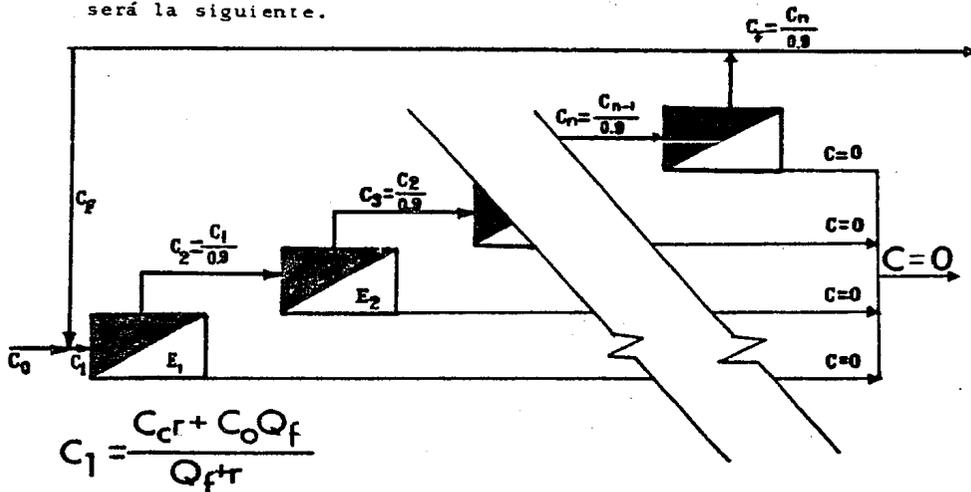
$$\bar{R} = \frac{Q_r}{Q_f} = \left[ Q_f - 0.9^n (Q_f + r) + r \right] / Q_f \quad 30$$

$$\bar{R} = 1 - 0.9^n - 0.9^n \frac{r}{Q_f} + \frac{r}{Q_f} \quad 31$$

$$\bar{R} = 1 - 0.9^n + (1 - 0.9^n) \frac{r}{Q_f} \quad 32$$

$$\bar{R} = (1 - 0.9^n) \left( 1 + \frac{r}{Q_f} \right) \quad 33$$

Existe sin embargo un límite a las posibilidades de recirculación, impuesto por la concentración de contaminantes en el rechazo de cada membrana. En la práctica, la concentración de contaminantes en el rechazo es del orden de 90 a 97%, pero analizando conservadoramente el problema, se puede suponer que el cien por ciento de los contaminantes se concentra en el rechazo. Bajo esta suposición, la concentración de contaminantes será la siguiente.



Como se indica en la figura anterior, la concentración de contaminantes en el agua de alimentación al primer elemento es

$$C_1 = \frac{C_f r + C_o Q_f}{Q_f + r} \quad 34$$

y en los subsiguientes elementos:

$$C_2 = \frac{C_1}{0.9} \quad 35$$

$$C_3 = \frac{C_2}{0.9} = \frac{C_1}{0.9^2} \quad 36$$

$$C_n = \frac{C_1}{0.9^{n-1}} \quad 37$$

y

$$C_f = \frac{C_1}{0.9^n} \quad 38$$

Sustituyendo la ecuación 38 en la ecuación 34

$$C_1 = \frac{\frac{C_1}{0.9^n} r + C_o Q_f}{Q_f + r} \quad 39$$

despejando  $C_1$

$$C_1 (Q_f + R) = \frac{C_1}{0.9^n} r + C_o Q_f \quad 40$$

$$C_1 (Q_f + r) - \frac{C_1}{0.9^n} r = C_o Q_f \quad 41$$

$$C_1 \left( Q_f + r - \frac{r}{0.9^n} \right) = C_o Q_f \quad 42$$

en fin: 
$$C_1 = \frac{C_0 Q_f}{Q_f + r - \frac{r}{0.9^n}} \quad 43$$

Sustituyendo en la ecuación 37

$$C_n = \frac{C_0 Q_f}{0.9^{n-1} (Q_f + r - \frac{r}{0.9^n})} \quad 44$$

$$C_n = \frac{C_0}{0.9^{n-1} (1 + \frac{r}{Q_f} - \frac{r}{Q_f \cdot 0.9^n})} \quad 45$$

despejando  $\frac{r}{Q_f}$

$$C_n \cdot 0.9^{n-1} + C_n \cdot 0.9^{n-1} \frac{r}{Q_f} - C_n \cdot 0.9^{n-1} \frac{r}{Q \cdot 0.9^n} = C_0 \quad 46$$

$$\frac{r}{Q_f} (C_n \cdot 0.9^{n-1} - C_n \cdot 0.9^{-1}) = C_0 - C_n \cdot 0.9^{n-1} \quad 47$$

$$\frac{r}{Q_f} = \frac{C_n - C_n \cdot 0.9^{n-1}}{C_n \cdot 0.9^{n-1} - C_n \cdot 0.9^{-1}} \quad 48$$

y sustituyendo en la ecuación 33

$$\hat{R} = (1 - 0.9^n) \left( 1 + \frac{\frac{C_0}{C_n} - 0.9^{n-1}}{C_n \cdot 0.9^{n-1} - C_n \cdot 0.9^{-1}} \right) \quad 49$$

$$\hat{R} = (1 - 0.9^n) \left( 1 + \frac{\frac{C_0}{C_n} - 0.9^{n-1}}{0.9^{n-1} - 0.9^{-1}} \right) \quad 50$$

$$\hat{R} = (1-0.9^n) \frac{0.9^{n-1} - 0.9^{-1} + \frac{C_0}{C_n} - 0.9^{n-1}}{0.9^{n-1} - 0.9^{-1}} \quad 51$$

$$\hat{R} = (1-0.9^n) \frac{\frac{C_0}{C_n} - 0.9^{-1}}{0.9^{n-1} - 0.9^{-1}} \quad 52$$

$$\hat{R} = (1-0.9^n) \frac{0.9^{-1} - \frac{C_0}{C_n}}{0.9^{-1} - 0.9^{n-1}} \quad 53$$

$$\hat{R} = (1-0.9^n) \frac{\frac{0.9^{-1}}{0.9^{-1}} - \frac{C_0}{C_n} \frac{1}{0.9^{-1}}}{\frac{0.9^{-1}}{0.9^{-1}} - \frac{0.9^{n-1}}{0.9^{-1}}} \quad 54$$

$$\hat{R} = (1-0.9^n) \frac{1 - 0.9 \frac{C_0}{C_n}}{1 - 0.9^n} \quad 55$$

$$\hat{R} = 1 - 0.9 \frac{C_0}{C_n} \quad 56$$

Determinación de  $\frac{C_1}{C_0}$

De la ecuación 34

$$C_1 = \frac{c_f \cdot \frac{r}{Q_f} + C_0}{1 + \frac{r}{Q_f}} \quad 57$$

$$C_f = \frac{C_n}{0.9} \quad 58$$

$$C_1 = \frac{\frac{C_n}{0.9} \cdot \frac{r}{Q_f} + C_o}{1 + \frac{r}{Q_f}} \quad 59$$

$$C_1 = \frac{C_o \frac{C_n}{0.9 C_o} \frac{r}{Q_f} + C_o}{1 + \frac{r}{Q_f}} \quad 60$$

$$\frac{C_1}{C_o} = \frac{1 + \frac{C_n}{0.9 C_o} \frac{r}{Q_f}}{1 + \frac{r}{Q_f}} \quad 61$$

De la ecuación 33

$$1 + \frac{r}{Q_f} = \frac{\bar{R}}{1 - 0.9^n} \quad 62$$

$$\frac{r}{Q_f} = \frac{\bar{R}}{1 - 0.9^n} - 1 \quad 63$$

Sustituyendo en la ecuación 61

$$\frac{C_1}{C_o} = \frac{1 + \frac{1}{0.9} \frac{C_n}{C_o} \left( \frac{\bar{R}}{1 - 0.9^n} - 1 \right)}{\frac{\bar{R}}{1 - 0.9^n}} \quad 64$$

y de la ecuación 56

$$\frac{C_n}{C_o} = \frac{0.9}{1 - \bar{R}} \quad 65$$

Sustituyendo en la ecuación 64

$$\frac{C_1}{C_0} = \frac{1 + \frac{1}{1-\bar{R}} \cdot \frac{\bar{R}}{1-0.9^n} - 1}{\frac{\bar{R}}{1-0.9^n}} \quad 66$$

Desarrollando la ecuación 66

$$\frac{C_1}{C_0} = \frac{1-0.9^n}{\bar{R}} \left[ 1 + \frac{1}{1-\bar{R}} \cdot \frac{\bar{R}}{1-0.9^n} - 1 \right] \quad 67$$

$$\frac{C_1}{C_0} = \frac{1-0.9^n}{\bar{R}} \left[ 1 + \frac{\bar{R}}{(1-\bar{R})(1-0.9^n)} - \frac{1}{1-\bar{R}} \right] \quad 68$$

$$\frac{C_1}{C_0} = \frac{1-0.9^n}{\bar{R}} + \frac{1}{1-\bar{R}} - \frac{1-0.9^n}{\bar{R}(1-\bar{R})} \quad 69$$

$$\frac{C_1}{C_0} = \frac{1}{\bar{R}} - \frac{0.9^n}{\bar{R}} + \frac{1}{1-\bar{R}} - \frac{1-0.9^n}{\bar{R}(1-\bar{R})} \quad 70$$

$$\frac{1}{\bar{R}} + \frac{1}{1-\bar{R}} = \frac{1}{\bar{R}(1-\bar{R})} \quad 71$$

$$\frac{C_1}{C_0} = \frac{1}{\bar{R}(1-\bar{R})} - \frac{0.9^n}{\bar{R}} - \frac{1-0.9^n}{\bar{R}(1-\bar{R})} \quad 72$$

$$\frac{C_1}{C_0} = \frac{1}{\bar{R}(1-\bar{R})} - \frac{0.9^n}{\bar{R}} - \frac{1}{\bar{R}(1-\bar{R})} + \frac{0.9^n}{\bar{R}(1-\bar{R})} \quad 73$$

$$\frac{C_1}{C_0} = 0.9^n \frac{1}{R \cdot (1-R)} - \frac{1}{R} \quad 74$$

$$\frac{C_1}{C_0} = \frac{0.9^n}{1-R} \quad 75$$

En el cuadro IV.2 se resumen las ecuaciones más importantes. Las literales tienen el significado que se presenta en el diagrama siguiente:

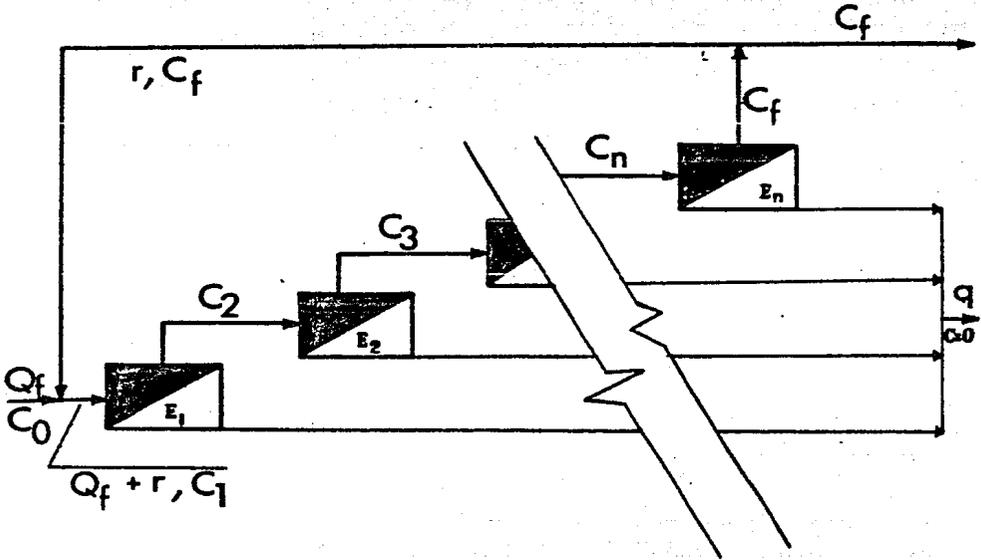


TABLA IV.2

Ecuaciones básicas de flujo y acumulación de contaminantes en un sistema en serie de ósmosis inversa

Nota. El coeficiente supuesto de recuperación por elemento es de 10% ( $0.9 = 1-0.1$ )

I. Sin recirculación

$$\bar{R} = 1-0.9^n$$

$$\frac{C_n}{C_0} = 0.9^{1-n}$$

$$\frac{C_1}{C_2} = 1$$

$$\frac{C_i}{C_1} = 0.9^{1-i}$$

II. Con recirculación

$$\bar{R} = (1-0.9^n) (1+ r/Q_f)$$

$$\frac{C_n}{C_0} = \frac{0.9}{1-\bar{R}}$$

$$\frac{C_1}{C_0} = \frac{0.9^n}{1-\bar{R}}$$

$$\frac{C_i}{C_1} = 0.9^{1-i}$$

donde

$Q_p$  = Gasto de agua producto

$Q_f$  = Gasto de agua alimentada al sistema

$R$  = Coeficiente de recuperación de agua igual a  $\frac{Q_p}{Q_f}$

$r$  = Gasto de recirculación

$n$  = Número de elemento en serie

$C_0$  = Concentración inicial de contaminantes

$C$  = Concentración de contaminantes en la entrada al primer elemento

$C_n$  = Concentración de contaminantes en la entrada al último elemento

$C_i$  = Concentración de contaminantes en la entrada al  $i$ ésimo elemento

La formulación hasta aquí presentada del problema hidráulico, supone la simplificación de que el factor de producción de agua en cada elemento de la serie es el mismo, lo que no es cierto, pues como antes de dijo, la expresión de producción de agua es

$$\frac{Q_p}{Q_f} = K (\Delta P - \Delta \pi)$$

En ella, K decrece al pasar el agua de un elemento a otro, debido a pérdidas por fricción; además,  $\Delta \pi$  tiende a crecer, pues en cada paso de agua se incrementa la concentración de contaminantes inorgánicos y orgánicos, lo que ocasiona un incremento en la presión osmótica.

Para finalizar este punto, debemos advertir que, para obtener buena calidad de producto de la ósmosis inversa, ya no es necesario utilizar más etapas de bombeo. Es importante no confundir las ETAPAS con los PASOS. Si se desea más recuperación, simplemente agregamos más pasos de elementos en serie a la salmuera para convertir más agua en producto.

#### IV.4 PRETRATAMIENTO

##### IV.4.1 Generalidades.

El agua de alimentación a la ósmosis inversa debe ser pretratada en casi todos los casos, con el fin de

1. Eliminar el exceso de turbiedad o sólidos en suspensión.
2. Ajustar y controlar el pH y temperatura de alimentación.
3. Inhibir o controlar la formación de compuestos, que una vez precipitados taponarán las canalizaciones del agua o el recubrimiento de las membranas.

4. Desinfectar y evitar el crecimiento de lodos o contaminación del equipo.
5. Eliminar los aceites emulsionados o sin emulsionar, y compuestos orgánicos similares.

El exceso de turbidez y sólidos en suspensión pueden eliminarse generalmente por coagulación y floculación seguida de sedimentación y/o filtración. Puede ser necesario el uso de filtro de arena de gravedad o a presión y filtros de tierra de diatomeas. La materia coloidal que ocasione un descenso del flujo por unidad de superficie puede tolerarse pero debe efectuarse una limpieza periódica.

El mayor interés lo constituyen los compuestos poco solubles como el carbonato cálcico, sulfato cálcico y los óxidos metálicos hidratados, pues producen incrustaciones y, u, obstrucción de las membranas. La deposición de carbonato cálcico y fosfato cálcico puede generalmente eliminarse si mantenemos un pH de operación de 5, el cual también inhibe la hidrólisis de la membrana. El sulfato cálcico incrustante puede inhibirse mediante un tratamiento mínimo con hexametáfosfato sódico. Las trazas de óxidos pueden eliminarse mediante limpieza.

Excesivas concentraciones de compuestos orgánicos deben también ser controladas; para ello se puede usar filtración, carbón activado y oxidación. Según el tamaño de la planta y la concentración de materia orgánica en la alimentación, algunas veces resulta más económico dejar que la materia orgánica se deposite y efectuar la limpieza más frecuentemente. Una gran superficie de membrana da lugar al crecimiento de lodos bacteriales y hongos, y por tanto es preciso tomar ciertas medidas para evitar un crecimiento biológico excesivo sobre las membranas. Una buena técnica de inhibición consiste en la cloración de la alimentación hasta una concentración residual de  $\frac{1}{L}$  mg. El cloro

no solo protege a las membranas de acetato contra ataque bacterial, sino que al matar las bacterias, el residuo orgánico tiende a pegarse menos a las membranas y es más fácil de limpiar. Este tratamiento da lugar a un ligero deterioro de la membrana de acetato de celulosa. También para aguas muy contaminadas se puede utilizar adicionalmente lámparas ultravioleta.

Las membranas del tipo de poliamida tienen poca o ninguna tolerancia al cloro libre. En caso de considerar estas membranas con aguas que contengan cloro, como las de la red municipal, hay que remover el cloro con bisulfito o con filtros de carbón activado. En caso de plantas de agua de mar con toma abierta se recomienda un biocida como el sulfato de cobre, para matar algas y moluscos. En muchas plantas se hace una desinfección cada varios meses con formol para bajar el conteo bacteriológico. No debe desinfectarse este tipo de membrana con oxidantes como el agua oxigenada o el cloro.

Aceites y grasas también es aconsejable que sean removidos antes de llegar a las membranas. Otras características mínimas de calidad de agua sugeridas por los fabricantes de membranas son las siguientes:

- Factor de Taponamiento            45 a 0

El factor de taponamiento está definido por la siguiente expresión

$$FT = (1 - \frac{T_i}{T_f}) 100$$

donde

$T_i$  = tiempo inicial de filtrado de 100 ML de muestra de agua en un filtro Millipore de 0.45 micrones a 30 psi

$T_f$  = tiempo de filtrado de 150 mL de muestra de agua a través del mismo filtro y a la misma presión, pero después de 15 minutos de filtrado.

- Cloro libre residual      0.1 a 2.0 mg/L
- Hierro más manganeso      0.1 a 0.7 mg/L

#### IV.4.2 Filtros de cartucho.

Todas las plantas de ósmosis inversa deben contar con FILTROS DE CARTUCHO antes de la bomba de alta presión. Los filtros de cartucho protegen a la bomba de alta presión contra cualquier partícula abrasiva que pueda causarle daños. También protege a las membranas contra el taponamiento. El tamaño de los filtros de cartucho que se debe utilizar depende de la calidad de agua y del tipo de membrana. Las membranas del tipo de fibra hueca, normalmente necesitan un filtro de cinco micrones, pero en muchos casos hay que instalarles filtros de un micrón. Las membranas del tipo espiral requieren filtros de solamente 25 micrones, pero cuando el pretratamiento anterior es deficiente, a veces hay que cambiárselos a filtros de 10 micrones. Para las membranas espirales normalmente se especifica un factor de diseño de 15 litros/minuto por cada cartucho de 25 cm de largo. Otra manera de especificar el sistema de filtros de cartucho es que tenga una caída de presión máxima de 2 psi cuando están limpios y manejando su caudal de diseño.

#### IV.4.3 Anti-incrustante.

Todas las plantas de ósmosis inversa deben operarse con adición continua de anti-incrustante. La única excepción es el caso de plantas que operan a baja recuperación, con aguas que tengan bajo contenido de dureza, por ejemplo plantas de agua de mar al 20% de recuperación. Como hemos indicado ya en varias ocasiones, el hexametáfosfato de sodio es el más conocido y el más económico de estos reactivos. Es importante que

el hexametáfosfato esté seco y en envase sellado, ya que la humedad del ambiente lo convierte en ortofosfato, el cual no es eficaz como anti-incrustante. Por esta razón, la solución de hexametáfosfato que tenga más de tres días de mezclada debe desecharse; el operador debe mezclar solución fresca. El tanque de hexametáfosfato debe estar limpio, tener cubierta y un pequeño agitador operando continuamente. Si el agua tiene estroncio, bario, o está sobresaturada cerca de dos veces en sulfato de calcio en la salmuera, es muy indicada la aplicación de Flocón u otro producto parecido. Nunca debe prepararse solución mezclándola con remanente de tres o más días.

Los anti-incrustantes abajo anotados han sido aprobados para su uso en elementos conteniendo membranas FT 30 de Filmtec. Estos anti-incrustantes han sido probados por al menos 1000 horas en contacto con un elemento en operación típica sin efectos negativos en la membrana.

El permeado de la ósmosis inversa debe ser empleado para diluir el anti-incrustante. El calcio presente en el agua no tratada puede formar un precipitado con el anti-incrustante a altas concentraciones de este último. Deben tomarse precauciones también para que no haya crecimiento microbiológico en el tanque de dilución del anti-incrustante. Para que el biocida presente en el anti-incrustante sea efectivo, no debe ser diluido más de lo anotado abajo. Los polímeros catiónicos (ej. polielectrolitos) pueden coprecipitar con los anti-incrustantes cargados negativamente y taponear la membrana. Se debe estar seguro de que no hay cantidad significativa de polímeros catiónicos presente cuando se adicione un anti-incrustante aniónico.

A menos que se establezca lo contrario, los anti-incrustantes listados a continuación son aprobados arriba de 50 ppm de concentración en la salmuera.

Anti-incrustante Aprobado	Manufacturera	Concentración Mf- nima en el Tanque de dilución
AF 100	BF Goodrich	
AF 400	BF Goodrich	
AF 600	BF Goodrich	
Belros 285 (10 ppm máx)	Ciba-Geigy	10 %
Dequest 2054	Monsanto	
Ecolosperse (10 ppm máx)	Ecolochem	10%
EL 4010	Calgon	
EL 5500	Calgon	
EL 5600	Calgon	
Flocon 100	Pfizer	
hexametáfosfato de sodio (HMPS)	---	

#### IV.4.4 Ajuste de pH

El ajuste de pH para evitar que las membranas de acetato de celulosa sean hidrolizadas a pH excesivamente alto o excesivamente bajo, es parte del pretratamiento.

El pH óptimo de operación es de 4.7 siendo aceptable un rango de 4.5 a 5.5, es común el uso de ácido sulfúrico para lograr el ajuste.

#### IV.4.5 Filtros de materia coloidal

En muchos casos, sobre todo con aguas superficiales, sería inco<sup>s</sup>teable tratar de operar con filtros de cartucho que se estén taponeando constantemente. Para estos casos se recomienda instalar un filtro de arena, o mejor aun, arena/antracita, antes de los filtros de cartucho. En el caso de tener materia muy fina en suspensión, o en el caso de tener hierro, se recomienda inyectar un reactivo floculante como son los polielec-

trolitos. Esto ayuda a que se aglomeren las pequeñas partículas. Los filtros de este tipo se diseñan con un factor de flujo de no más de 200 litros por minuto por metro cuadrado de área seccional del filtro (5 GPM/pié cuadrado). Normalmente se diseñan dos o tres unidades para que la planta opere mientras se retrolava uno de los filtros. En el caso específico del hierro es recomendable duplicar el área de filtración para evitar que se rompan los frágiles flóculos de hierro, o utilizar arena filtrante de tipo BIRM, o "arena verde".

También en algunos casos de plantas pequeñas se utilizan filtros de manga antes de los filtros de cartucho. Este tipo de filtro es de tela lavable y reusable, lo cual disminuye el costo de operación. Otras plantas utilizan hidrociclones para remover materia gruesa en suspensión antes de los filtros de cartucho.

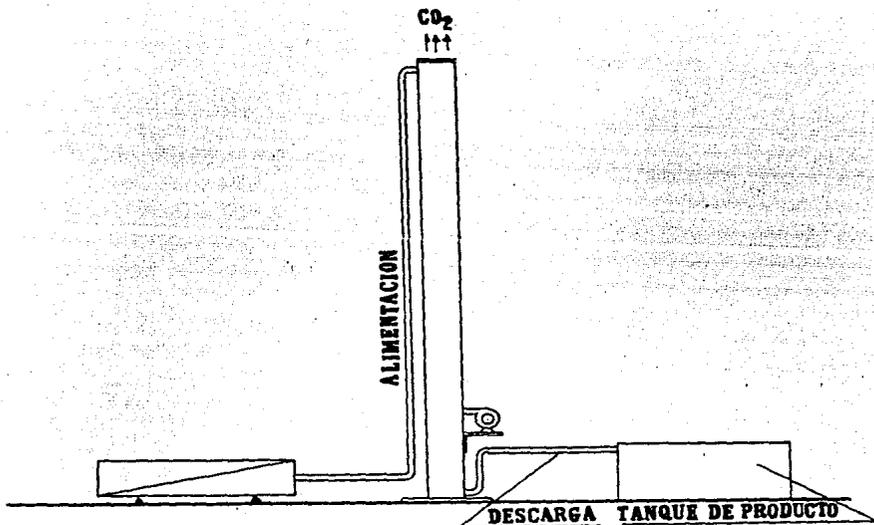
#### IV.5 POSTRATAMIENTO

El tratamiento posterior del agua permeada generalmente implica un ajuste de pH, una desgasificación para eliminar el dióxido de carbono, y una desinfección, si queremos utilizarla como agua potable.

La reacción del ácido sulfúrico con los carbonatos del agua forman gas carbónico, el cual se disuelve en el agua como ácido carbónico. Aunque esto le da un agradable sabor al agua, como el agua mineral, el ácido carbónico es altamente corrosivo y ataca a las tuberías, tanques y equipo fabricado con acero al carbón. Hay dos formas de evitar estos problemas: Instalando tubería de PVC y tanques de concreto, o bien instalar un descarbonatador para remover el gas  $\text{CO}_2$  inmediatamente después del equipo de ósmosis. El descarbonatador se puede construir fácilmente con un tubo de PVC o de fibra de vidrio de 5 metros de largo mon

tado verticalmente. El diámetro requerido varía según el gasto producto, pero por ejemplo, para 40 L/min se utiliza un tubo de 25 cm (10 pulg.) de diámetro. Para gastos mayores o menores se ajusta el diámetro para mantener los litros por centímetro cuadrado ( $L/cm^2$ ) constantes. A este tubo se le coloca un pequeño ventilador como a un metro del piso para expulsar el  $CO_2$ . El ventilador se dimensiona utilizando un factor de diseño de 2 piés cúbicos por minuto por cada GPM a una presión de descarga de 2 pulg. de columna de agua (carga estática). Con el fin de obtener buen contacto entre el aire y el agua dentro del tubo descarbonador, éste se rellena con un material de empaque adecuado. Para plantas de agua potable se recomienda utilizar piedras de roca caliza con un tamaño de malla de 3/4 de pulgada. Estas se van consumiendo con el tiempo y le imparten al agua un sabor muy agradable. Al cabo de algunos meses se rellena la columna con la roca caliza. Como la roca caliza le imparte un poco de dureza al agua, ésta no se recomienda para plantas que suministren agua para usos industriales. Para este tipo de plantas se recomienda que el descarbonador se rellene con materia inerte fabricada para este uso. Existen en el mercado muchos tipos de anillos, monturas y otros materiales de relleno de torres de contacto.

Algunas plantas que producen agua potable, también pasan el producto por un filtro de carbón activado para mejorar el sabor. Muchas también controlan y dosifican hipoclorito para mantener un residual en el tanque de producto de 0.25 mg/L como cloro activo. Debe tenerse la precaución de cambiar o esterilizar con vapor cada cierto tiempo, el filtro de carbón para evitar contaminación del producto con bacterias. Si se dosifica cloro después de membranas de poliamida, al parar puede haber flujo reverso que dañe a las membranas. Debemos enjuagarlas.



**FIG. IV.1** Arreglo general de un descarbonatador.

**IV.6** ARREGLOS TÍPICOS DE PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUA POR OSMOSIS INVERSA Y ALGUNOS EJEMPLOS DE SISTEMAS EN OPERACION

La figura IV.2 ilustra esquemáticamente los componentes que constituyen una típica unidad de ósmosis inversa. Como lo hemos hecho anteriormente, la membrana se indica con un rectángulo con una diagonal trazada pero debe entenderse que representa no sólo un tubo, tratándose de membranas de tipo espiral o permeador, tratándose de membranas de fibra hueca, sino que se trata de una batería de estos elementos colocados en serie y en paralelo. Los números representan lo que a continuación se indica:

- |   |  |
|---|--|
| 1. Agua   | 12. Indicador del Flujo concentrado                  |
| 2. Manómetro de baja presión  | 13. Concentrado                                      |
| 3. Filtro   | 14. Indicador del Flujo de permeato                  |
| 4. Manómetro de la descarga del filtro                                    | 15. Permeato o producto                              |
| 5. Interruptor de presión   | 16. Tanque de ácido                                  |
| 6. Válvula "check"  | 17. Bomba dosificadora de ácido                      |
| 7. Bomba de alta presión  | 18. Válvula check para conducto de ácido             |
| 8. Válvula de adición   | 19. Tanque de Anti-incrustante                       |
| 9. Sistema presión  | 20. Bomba dosificadora de anti-incrustante           |
| 10. Tubos de presión con módulos de membrana o permeadores de fibra hueca | 21. Válvula check para conducto de anti-incrustante. |
| 11. Válvula de control del concentrado                                    |  |

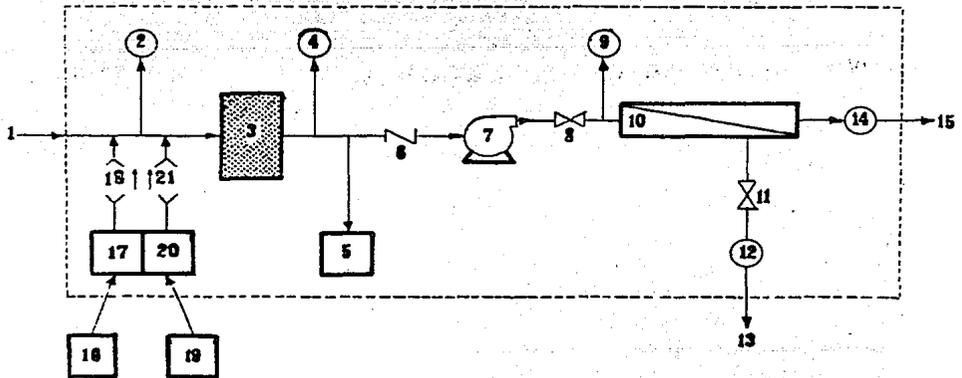


FIG. IV.2.

Componentes de una típica unidad de ósmosis inversa.

A continuación (Fig. IV.3) se esquematizan, de acuerdo con la calidad del agua, las cuatro diferentes líneas de tratamiento por el proceso de ósmosis inversa. El primero es el caso de un agua insólitamente limpia, pues no necesita pretratamiento; el agua pasa directamente a la unidad de ósmosis inversa y de aquí, sin postratamiento, al consumidor. En el segundo caso la calidad del "agua cruda" requiere pretratamiento antes de pasar al módulo de ósmosis inversa, y de aquí pasa al consumidor sin necesidad de postratamiento, mientras que en el tercer caso sucede lo contrario; no necesita pretratamiento pero sí postratamiento. Finalmente, el cuarto caso es el esquema de un agua "difícil", se requiere pretratamiento y postratamiento también. La unidad de ósmosis inversa aquí esquematizada (C), es una simplificación del diagrama de la figura IV.2. Debe entenderse que en el caso más general, la unidad de ósmosis inversa no estaría completa sin los elementos de dicha figura.

En los siguientes esquemas las literales y los números que se indican representa:

- A: Agua Cruda
- B: Pretratamiento de acuerdo a la calidad del agua cruda
- C: Unidad de Osmosis Inversa
- D: Postratamiento de acuerdo al uso del agua tratada
- E: Agua tratada

- 1.- Influyente de agua cruda
- 2.- Floculación
- 3.- Clarificación
- 4.- Reactivos
- 5.- Filtración
- 6.- Filtros de carbón
- 7.- Reactivos
- 8.- Filtros de seguridad
- 9.- Unidad de ósmosis inversa

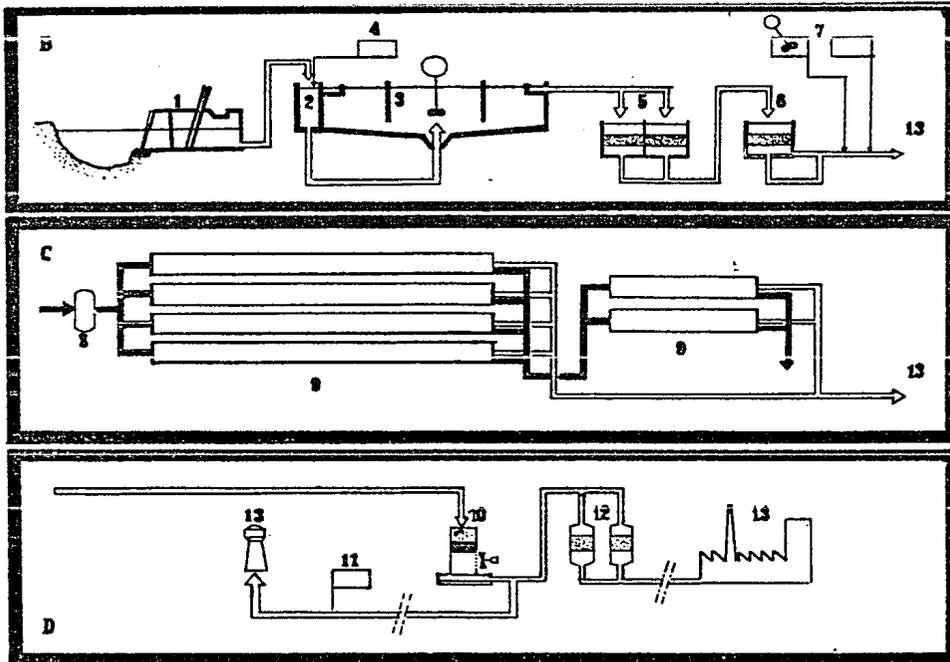
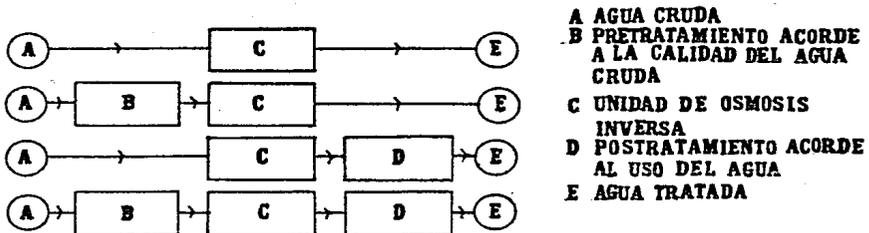


FIG. IV.3.

Osmosis inversa en diferentes líneas de tratamiento

- 10.- Descarbonatador
- 11.- Ajuste de pH
- 12.- Intercambio iónico
- 13.- Consumidor

IV.6.2 Ejemplos de sistemas de tratamiento de agua y agua residual por ósmosis inversa actualmente en operación.

- 1.- Reciclado de aguas residuales industriales originadas en los hangares del aeropuerto de Zurich, Suiza.

La planta de reuso del agua comprende dos pasos integrados:

- Tratamiento de las aguas residuales por procesos físico-químicos (oxidación, floculación, flotación, filtración).
- Tratamiento por ósmosis inversa para obtener un agua desmineralizada que pueda ser reusada en los trabajos propios del aeropuerto.

El tratamiento del agua residual se ha concebido para eliminar sustancias orgánicas e inorgánicas (ejemplo: hidrocarburos y metales pesados), materiales suspendidos y cromatos. Cal, ozono, precipitantes, agentes reductores y floculantes se adicionan en tres reactores de floculación.

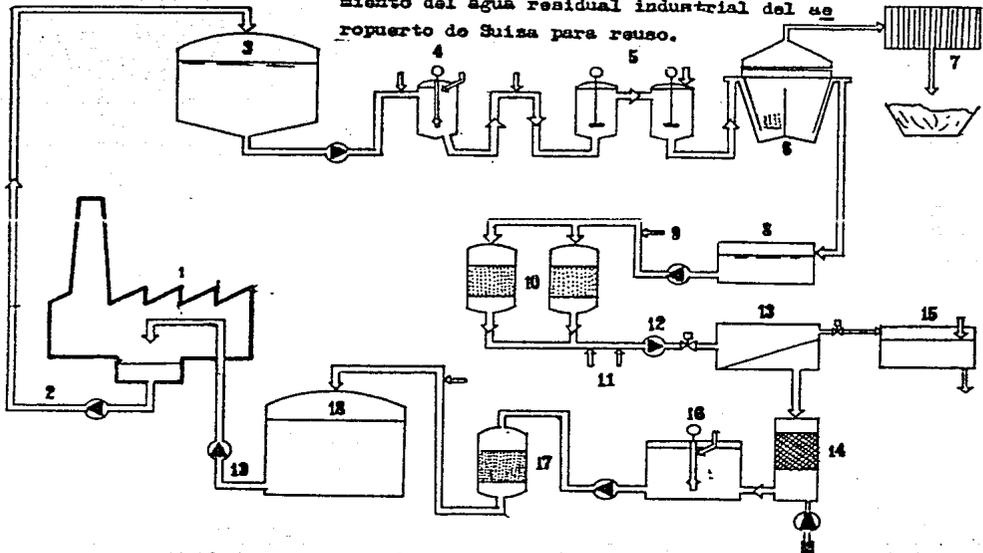
Los lodos producidos son removidos por flotación con microburbujas. Después de la floculación, filtración en filtros de lechos múltiples y ajuste de pH, se pasa el agua a presión por las membranas de ósmosis inversa con bombas de alta presión. El permeado desmineralizado es postratado con carbón activado y biocida antes de ser reciclado en los hangares como agua de proceso.

Características de la planta.

- 2 tanques amortiguadores, 500 m<sup>3</sup> cada uno
- 3 reactores floculadores con adición de químicos
- 2 unidades de electroflotación (Dr. Bär)
- 2 filtros de lechos múltiples
- 2 filtros de cartucho
- 2 bombas de alta presión tipo MB  
Q = 32 m<sup>3</sup>/h cada una  
H = 370 m H<sub>2</sub>O
- Unidad de ósmosis inversa con 35 tubos de presión de 4" con elementos de membrana tipo espiral dispuestas en 3 bancos. Recuperación 75%
- Carbón activado y biocida
- Agua producto
- Contenido de sales 15 a 25 g/m<sup>3</sup>
- Gasto 24 m<sup>3</sup>/h
- 2 tanques de almacenamiento de 400 m<sup>3</sup> cada uno

FIG. IV.4

Diagrama esquemático del proceso de tratamiento del agua residual industrial del aeropuerto de Suiza para reuso.



2. Planta de Osmosis Inversa para tratar el agua suministrada a las acerías Sidmar N.V. en Ghent, Bélgica.

Por el deterioro del agua subterránea disponible, el intercambio iónico tenía que ser reemplazado por una nueva tecnología. La nueva planta de Osmosis Inversa proporciona ahora agua de calidad adecuada para las calderas, laboratorios, nuevas líneas de producción, etc.

El agua cruda es pretratada por decarbonatación y filtración a través de medio granular y ablandada en intercambiadores de sodio. La unidad de ósmosis inversa consiste en:

- Posible precalentamiento del agua
- Filtración de seguridad con filtros de cartucho

- Adición de agente anti-incrustante, ácido y biocida
- Bombas de alta presión
- Módulos de ósmosis inversa

Características de la planta.

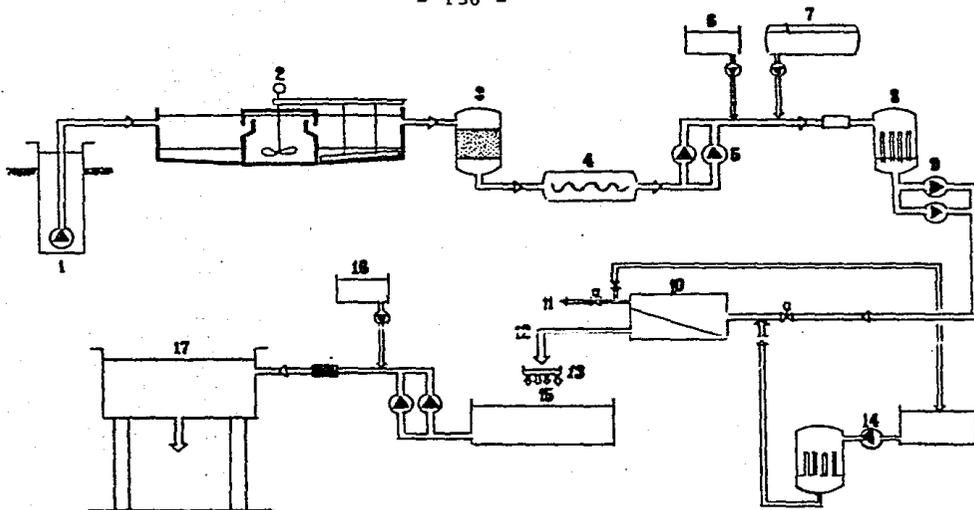
- 2 bombas booster tipo AZ (una en reserva)
- 2 filtros de cartucho 10 $\mu$  (uno en reserva)
- 2 bombas de alta presión tipo MB (una en reserva)  
Q = 117 m<sup>3</sup>/h  
H = 370 m H<sub>2</sub>O
- Unidad de ósmosis inversa equipada con 30 tubos de presión conteniendo membranas tipo espiral dispuestas en 3 bancos. Recuperación = 85%.
- Agua tratada: conductividad 20 a 30  $\mu$ s/cm  
gasto m<sup>3</sup>/h
- Puesta en operación en 1981. Diseñada por SULZER<sup>R</sup>

ácido sulfúrico, adición de anti-incrustante y filtros de cartucho, el agua es bombeada con alta presión a través de membranas de ósmosis inversa. El agua desalinizada es degasificada y ajustada en pH. Finalmente el agua cruda filtrada se añade para obtener el grado de mineralización requerido y al mismo tiempo aumentar la conversión de la planta.

#### Características de la planta.

La concepción de la planta permite su simple operación y se acomoda en forma compacta en un edificio sencillo muy cercano al pozo. Consiste en:

- Reactor de oxidación
- 4 filtros con medio granular con equipo de flujo
- tanque de filtrado de agua
- 2 equipos diesel de generación
- Equipo de distribución de potencia eléctrica
- 4 bombas booster tipo AZ
- 4 filtros de cartucho (10  $\mu$ )
- 4 bombas de alta presión tipo MB:  
 $Q = 4 \times 46 \text{ m}^3/\text{h}$   
 $H = 360 \text{ m H}_2\text{O}$
- Unidad de ósmosis inversa con 24 tubos de presión conteniendo membranas tipo espiral en 2 bancos con 75% de conversión
- Gasto de permeato  $4 \times 35 \text{ m}^3/\text{h}$
- Gasto de agua tratada  $4 \times 42 \text{ m}^3/\text{h}$
- Contenido de sales (SDT) 1000 a 1500 g /m<sup>3</sup>



**Planta de ósmosis inversa para el tratamiento de agua de las acerías Sidmar en Ghent,**

**FIG. IV.5. Bélgica**

**3. Ósmosis Inversa para la desalinización de agua en las Islas Kerkennah, Túnez.**

El agua disponible en las Islas Kerkennah proviene de un pozo artesiano. Es salobre con un contenido de sales de  $3700 \text{ g/m}^3$ . Con el objeto de hacer el agua apta para la bebida, la corporación nacional para el suministro de agua SONEDE (Société Nationale d'Exploitation et de Distribution des Eaux) ordenó la construcción de una planta desalinizadora con ósmosis inversa y una capacidad de  $4000 \text{ m}^3$  diarios para ser instalada en las islas.

La planta de ósmosis inversa tiene cuatro líneas de tratamiento independientes. Cada una de éstas tiene su propio pretratamiento por oxidación y filtración para eliminar la materia suspendida y el hierro. Después de la acidificación con

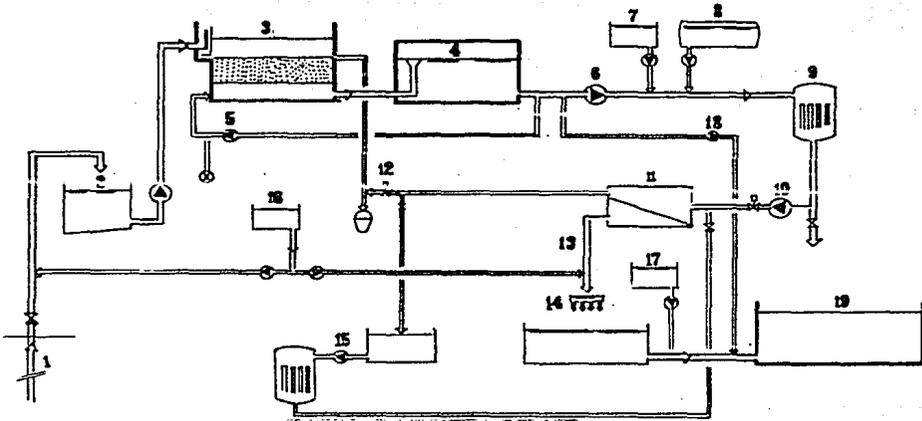


FIG. IV.6 Osmosis Inversa para la desalinización del agua en las Islas Kerkeumah, Túnez.

4. "Water Factory 21". Condado de Orange, California

Población beneficiada: 1.5 millones

Tipo de planta: demostrativa, 57 000 m<sup>3</sup>/d

Duración: intermitente desde 1977

Secuencia de tratamiento: Lodos activados, floculación con cal, aeración, CO<sub>2</sub>, clarificación, cloración a punto de quiebre, filtración en-lecho mixto, carbón activado, ósmosis inversa a un tercio del flujo, cloración final.

Método de adición: inyección en el acuífero costero para prevenir la intrusión salina.

Calidad del agua después del tratamiento:

Turbiedad	0.28 UT J
STD	280
DQO	6
Na	108
Cl	103
NH <sub>3</sub> /N	0.3
Organic/N	2.5
Coliformes	ninguno
Virus	ninguno

Water Factory 21 es una unidad experimental que tiene por objeto contribuir con una barrera a la intrusión salina. El Condado de Orange suministra agua al municipio, bombeando un acuífero subterráneo adyacente al océano Pacífico. La zona se encuentra en la cuenca del río Santa Ana. Los estudios efectuados sobre el excesivo bombeo en la región demostraron que el acuífero requería una protección inmediata, debido a la intrusión de aguas salobres del océano hacia el acuífero. Para detener la intrusión salina, el Distrito de Aguas del Condado de Orange (OCWD), planteó la posibilidad de inyectar cerca de 77000 metros cúbicos diarios de agua tratada al subsuelo, usando pozos. Esta inyección crea una barrera hídrica entre las aguas del océano y el acuífero regional. La única fuente para la realización de este proyecto son aguas residuales, que aunque son abundantes, no dejan de presentar problemas en su tratamiento, pues contienen materiales orgánicos en suspensión, enriquecidos con sólidos disueltos. Los materiales orgánicos en suspensión se tratan por procesos convencionales, pero los sólidos disueltos quedan en solución sin cambio aparente. Los materiales disueltos totales del licor se midieron entre 1700 y 1400 mg/litro, lo que constituye una agua inaceptable para la inyección hacia el acuífero local.

El Distrito contrató a Fluid Systems, División de UOP

para la construcción de un sistema capaz de producir 20 000 metros cúbicos diarios de agua desmineralizada, la cual se mezclaría con aproximadamente 35 000 metros cúbicos de agua clarificada proveniente de la planta convencional, más las aguas de un acuífero situado debajo del acuífero-fuente, obteniendo un total de 77 500 metros cúbicos que se inyectan al subsuelo, usando 23 pozos de inyección. Esto protegerá la fuente de abastecimiento de aguas para la región.

El sistema se compone de tres partes: Pretratamiento, unidad de ósmosis inversa y postratamiento.

La primera parte, el pretratamiento, provee el agua de alimentación con las características esenciales requeridas para un mayor rendimiento total de las membranas, a máxima eficiencia. Esta fase añade productos químicos en cantidad controlada por medio de subsistemas automáticos de inyección. La presión de agua de alimentación se mantiene a  $2.5 \text{ kg/cm}^2$ .

La unidad de ósmosis inversa consta de 210 tubos de 20 cm de diámetro y 7 metros de largo conteniendo cada uno seis elementos espirales, de acetato de celulosa. Cada elemento tiene la capacidad para producir  $15.5 \text{ m}^3$  diarios de agua desmineralizada. La presión de entrada al tubo es de  $24 \text{ kg/cm}^2$ . El sistema completo consta de 1260 elementos espirales.

El sistema de ósmosis inversa se diseñó obteniendo dos sistemas paralelos capaces de producir independientemente  $10\,000 \text{ m}^3/\text{día}$ . Además de esta división, cada sistema se subdivide en tres conjuntos paralelos. Esto permite la regulación manual que compensa la pérdida de producción de producto si cualquiera de los dos conjuntos de seis tubos son puestos fuera de servicio por razones de limpieza de la membrana o mantenimiento.

El postratamiento permite regular la calidad del agua producida de acuerdo a las normas establecidas por el Comité Regional (Regional Water Quality Control Board). La presión de esta sección es baja (normal) e incluye la desgasificación del producto, bombas de transferencia e instrumentos para la medición automática de la alimentación química.

Después del postratamiento el producto contiene 97% menos de sales disueltas que las originales en el agua de alimentación. Este producto se envía a tanques de almacenamiento en donde se mezcla con aguas clarificadas y se inyecta al subsuelo.

El Distrito ha comprobado que este sistema avanzado para el tratamiento de aguas residuales, permite su reuso casi completo, usando ósmosis inversa como el paso final del proceso.

B I B L I O G R A F I A

- Control de la calidad del agua  
Procesos Fisicoquímicos  
Walter J. Weber, Jr.
- Manual Práctico de Osmosis Inversa  
Robert L. Riley  
Gonzalo G. Piqué
- Métodos Experimentales de Tratamiento Avanzado  
Contrato No. 3 - 33 - 1 - 494. Diseños Hidráulicos y Tecnología Ambiental. S.A.  
DGOH, 1983
- Sulzer  
Reference list of SULZER Water Treatment Plants  
Sulzer Group
- Water Reuse  
Problems and Solutions  
Robert B. Dean and Ebba Lund
- Una nueva era para el tratamiento de aguas  
Fluid Systems Division de UOP  
(Panfleto referente a la planta Factory 21)
- Saltech  
Specialists in Water Technologies: REVERSE  
OSMOSIS  
(panfleto sobre ósmosis inversa).

## V. OPERACION Y MANTENIMIENTO

A la puesta en marcha de una planta nueva, el operador debe verificar que sea correcta la instalación mecánica y eléctrica del sistema. Es indispensable revisar los niveles de lubricantes de las bombas, rotación de los motores y verificación eléctrica de la instrumentación antes de arrancar. Las instrucciones específicas para cada equipo son proporcionadas por los fabricantes.

Las siguientes operaciones son necesarias para el arranque inicial, arranque después de un tiempo de paro, o arranque después del reemplazo de un módulo.

### 1.- Eliminación del aire del sistema.

Con la bomba de ayuda, o con la presión de la línea, se abren todas las válvulas de alimentación y rechazo para inundar el sistema expulsando el aire de éste. Si se cuenta con válvulas arriba de los filtros de cartucho, se abren para expeler el aire. Durante esta operación, la presión de entrada debe ser de 30 a 50 psi. De no efectuarse esta operación, el golpe de ariete puede

dañar las membranas recipientes de presión y tuberías. Si se tienen membranas de acetato, debe empezarse a controlarse el pH desde esta operación.

2.- Ajuste de las válvulas de control.

Si, como hemos recomendado, se instaló una válvula en la descarga de la bomba de alta presión, la válvula debe estar cerrada completamente durante el arranque si se instaló una bomba multi-etapa como la Goulds. Al arrancar se debe abrir lentamente a medio paso. Las bombas de émbolo como la Sunflo, no pueden operar sin flujo, por lo que en este caso se arranca con la válvula de descarga a medio cerrar. La válvula de rechazo debe estar completamente abierta en ambos casos.

3.- Con el objeto de expulsar bolsas de aire, se enciende unos segundos las bombas de alta presión; se apaga para que el sistema se asiente por un minuto y se vuelve a encender. Si sigue saliendo aire se repite la operación.

4.- Ajuste de la válvula de rechazo.

Se ajusta esta válvula nuevamente a medio cerrar.

5.- Arranque de la bomba de alta presión.

Se ajusta la presión de alimentación a la ósmosis abriendo la válvula de descarga de la bomba. Esta presión debe ajustarse a la presión de operación del diseño y en ningún momento debe exceder 600 psi para membranas de agua salobre del tipo espiral o la presión de diseño en la etiqueta de su elemento de fibra hueca delgada. Si se tienen elementos para agua de mar, estos pueden operarse hasta 1000 psi sin problemas pero no debe excederse este límite.

6.- Se ajusta la válvula de rechazo para obtener la recuperación correcta del diseño, parámetro que, ya hemos visto, es clave en

la operación de la ósmosis inversa. La planta no debe operarse hasta haber verificado el parámetro correcto de recuperación, y la adición de reactivos, cuando estos se requieren. Si se excede el por ciento de recuperación de diseño o se deja de agregar ácido o anti-incrustante, las membranas se dañarían irreversiblemente. Sin embargo, se puede operar con un por ciento de recuperación menor sin problema.

7.- Se repiten los puntos 5 y 6 anteriores hasta que la planta quede en condiciones de diseño.

8.- Se ajusta la bomba dosificadora lentamente hasta obtener el pH correcto. Se ajusta la bomba de inyección de anti-incrustante hasta obtener la dosificación correcta. Las bombas deben estar funcionando lo que se comprueba sintiendo el vibrar de los tubos de succión.

9.- El producto que salga del sistema se debe tirar durante las primeras dos horas si las membranas son nuevas o si han estado almacenadas por largo tiempo en formol. Los medidores de flujo pueden recalibrarse en este momento con una cubeta y un cronómetro. En el caso de membranas de fibra hueca, se recomiendan no 2 sino 12 horas de enjuague, debido a los puntos hidráulicos muertos de éstas.

10.- Luego de una hora de operación del sistema, se toma nota de los parámetros de operación. Durante las primeras 24 horas, sobre todo después de una limpieza, las membranas necesitan estabilizarse. La presión y la calidad del agua en este período, subirán lentamente, y disminuirá ligeramente el flujo de producto. Esto es natural mientras se asientan las membranas.

11.- Al final de estas 24 horas, es primordial tomar lecturas completas de todos los datos de operación, ya que esto establece las

condiciones base del sistema. Entonces se deben tomar datos de flujo y de presión al igual que de la calidad del agua que salga de cada permeador o de cada tubo de presión en caso de membranas espirales. Todos los tubos del primer paso deben tener calidad bastante uniforme. Asimismo los del segundo paso, los cuales deben tener conductividad más alta pero también uniforme. Si algún tubo tiene conductividad muy alta, normalmente se debe a problemas de empaques en los interconectores o en las tapas de los tubos. La planta se para en este caso para desarmar el tubo y revisar los empaques y sellos.

Se arranca de nuevo.

12.- Los datos de operación se toman una vez al día, por lo menos. Esto permite analizar problemas. Los datos que permiten un análisis correcto de problemas son:

- presión de entrada
- presión diferencial
- cantidad y calidad del producto por tubo
- temperatura
- pH del agua de alimentación

13.- No debe cerrarse nunca la válvula de rechazo para tratar de compensar pérdidas de productividad, pues ésto puede ocasionar daños irreperables a las membranas. Si la productividad de la planta baja, esto se debe quizás a que la temperatura del agua ha bajado también. Por cada grado centígrado de descenso de la temperatura, la productividad disminuye 4%. Para obtener más productividad, se abre la válvula de alimentación en la descarga de la bomba. Si ya está la válvula toda abierta, se puede obtener más presión montando una bomba de ayuda más grande. No debe excederse el límite de presión de los sellos de la bomba, o el de las membranas. Si la productividad ha bajado más del 10%

a una presión y temperatura constantes, o si se ha tenido que su  
bir la presión 10% para mantener la productividad y no se han de  
tectado cambios en la temperatura del agua, esto es señal de que  
se tienen problemas de ensuciamiento, y la planta debe parar pa-  
ra poder limpiar las membranas a la brevedad posible. Los pará-  
metros:

productividad,  
presión de operación y  
presión diferencial

es muy importante que sean vigilados.

#### 14.- Paros.

Si la planta va a parar por más de una hora, se apaga primero  
la bomba de alta presión y después se enjuaga el sistema por  
5 minutos con la presión de la línea de entrada. No debe descuide  
darse el pH. El enjuague barre la salmuera sobresaturada del  
sistema y evita precipitación de sales cuando el hexametafosfato  
pierde su potencia a la hora de estar estacionado en la salmuera  
estancada. Si se va a parar el sistema por más de tres días y  
se tienen membranas de acetato, el sistema se debe llenar con  
una solución de formol al 1% de concentración.

Si las membranas son de poliamida, se arranca el sistema por  
unos minutos cada 3 días eliminando así altas concentraciones de  
bacterias. El agua debe tener el pH correcto, ya que las membrana  
s de acetato se pueden dañar rápidamente si se almacenan en  
agua cruda de alto pH normal.

#### PROBLEMAS DE PERDIDA DE RECHAZO O DE FLUJO

Las membranas de acetato pueden perder su habilidad para rechazar  
sales si se hidrolizan al exponerse a pH o temperatura inadecuada  
o si sufren ataques bacteriales. Esto se refleja normalmente en

un aumento en productividad, disminución de la presión de operación y en una calidad de producto que empeora rápidamente. Las membranas de poliamida pueden ser atacadas por oxidantes, como el cloro, deteriorándose igualmente. De ocurrir esto, es importante determinar la dirección y velocidad del deterioro tomando muestras diarias del producto por tubo, y midiendo la conductividad.

Los ataqués químicos y bacteriológicos comienzan normalmente en los elementos ubicados en el extremo de alimentación del sistema y se extienden afectando a los de atrás. Si es necesario, se desconecta la manguera de producto insertando una manguera pequeña en el interior del tubo central de las membranas espirales. Si se mueve esta manguera hasta el final y se mide la conductividad del producto según se va removiendo, puede obtenerse una idea de la condición de cada elemento. Deben anotarse estos datos para investigar las condiciones de pretratamiento. Si las membranas son de acetato y la planta está en una zona desértica, existe un tipo de bacteria que las ataca, sobre todo si el agua tiene hierro y demasiado cloro; esto se soluciona modificando el pretratamiento.

Los problemas de ataque bacterial o química a las membranas repercuten en aumento de flujo y caída de la presión de operación; a éstos los acompaña un deterioro en la calidad del agua, según hemos visto. El otro tipo de problema que puede ocurrir es el contrario: cuando se pierde calidad del producto, pero acompaña por menor flujo del mismo o presiones de operación más altas. Este hecho se debe al taponamiento o incrustación de las membranas con las impurezas del agua. Cuando la presión de entrada aumente 10%, o la productividad baje 10% a una temperatura constante, o cuando la presión diferencial de las membranas aumente más de 10%, la planta debe parar para lavar las membranas, según recomendación de Fluid Systems; Filmtec recomienda algo parecido

que los elementos sean limpiados siempre y cuando la productividad normalizada caida un 10%, el contenido de sales en el producto aumente notablemente o la presión diferencial se incremente 15% de las condiciones de referencia. Asimismo se debe corregir cualquier falla en el pretratamiento o en la operación que esté ocasionando el ensuciamiento.

Debe aclararse que la productividad puede decaer si la temperatura de alimentación decrece. Esto es normal y no indica taponamiento. Un mal funcionamiento en el pretratamiento, control de presión o bombeo pueden producir un decaimiento en la presión de alimentación, flujo de alimentación, flujo producto, o un incremento en el paso de sales. Si algún problema es observado, estas causas deben ser consideradas. Los elementos pueden no requerir limpieza.

Los lavados de membranas, a la larga, las envejecen y desgastan, por lo que se deben limpiar lo menos posible. No obstante es fundamental limpiarlas antes de que el ensuciamiento obstruya los canales hidráulicos, ya que si esto ocurre, limpiarlas resulta casi imposible por ello, es muy bueno tomar en cuenta la regla del 10% anterior, pues evita que el taponamiento o incrustación obstruya los canales hidráulicos. Si el problema es coloidal como sucede con el agua del río Colorado en México, y se tienen membranas en espiral, la experiencia indica que las membranas se recuperan 100% con un lavado correcto aunque estén ca si totalmente taponeadas.

#### Limpieza de Membranas.-

La experiencia ha demostrado que las membranas del tipo espiral, en la mayoría de los casos, se lavan y regresan al 100% de su capacidad de diseño, mientras que las del tipo de fibra hueca nunca regresan al 100% y van perdiendo productividad porque tie nen áreas hidráulicamente muertas a las que no llega la solución

de lavado.

Para limpiar las membrans se requiere un sistema de limpieza que consiste en un tanque de fibra de vidrio, un filtro de cartucho de plástico de 25 micrones, una bomba centrífuga de plástico o inoxidable, una válvula de control, un rotámetro de plástico, una maguera para conectar a las membranas y otra de retorno.

Tanque de mezclado.

El tanque de mezclado debe ser construido de polypropyleno o fibra de vidrio reforzado con plástico. El tanque debe estar provisto de una cubierta removible y un medidor de temperatura.

El procedimiento de limpieza es más efectivo cuando se aplica a elevada temperatura y se recomienda que la solución sea mantenida a 45 a 50° C (máximo) a pH de 2 a 10; 35°C a pH de 10 a 11 y 30° C a pH de 11 a 12. No se recomienda una temperatura de limpieza menor de las sustancias químicas de lavado, tales como el sulfato de sodio pueden precipitar a baja temperatura. Para el dimensionamiento del tanque, Filmtec recomienda una regla un tanto burda usando el volumen del tubo de presión vacío y después añadir el volumen de alimentación y retorno en tuberías. Veamos un ejemplo.

PROBLEMA.

Tanque para limpiar ocho tubos de presión de 8 pulgadas de diámetro con seis elementos por tubo.

A. Volumen de los tubos

$$V = r \times L$$

$$= 3.14 \frac{(4 \text{ in})}{(144 \text{ in/ft}^2)} (20 \text{ ft}) (7.48 \text{ gal/ft}^3)$$

$$V = 52 \text{ galones por tubo}$$

$$V_8 \text{ tubos} = 52 \times 8 = 416 \text{ galones}$$

B. Volumen en tuberías asumiendo 50 pies de longitud total

$$V_T = \pi r^2 L$$

$$= 3.14 \frac{(1.91 \text{ in})^2}{(144 \text{ in}^2/\text{ft}^2)} (50 \text{ ft}) (7.48 \text{ gal/ft}^3)$$

$$= 30 \text{ galones}$$

$$\text{Volumen total } V = V_8 + V_T = 416 + 30 = 446$$

De aquí que el tanque de limpieza debe tener aproximadamente 450 galones.

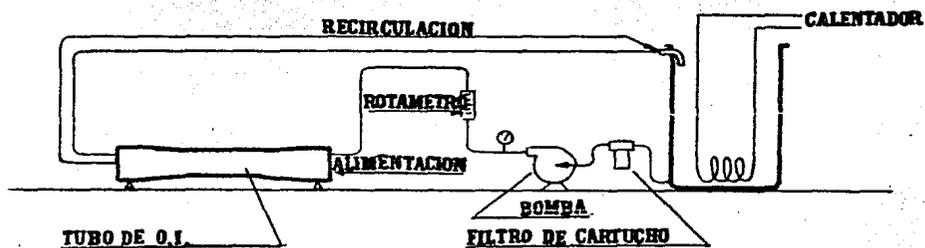
#### Bomba Centrífuga

La bomba de limpieza debe dimensionarse para los flujos y presiones dados en la tabla V.1. La bomba debe estar fabricada de 316 SS o compuestos poliesters no metálicos. Al usar la tabla V.1 debe darse una tolerancia por caídas de presión en tuberías y a través del filtro de cartucho.

Un sistema típico de lavado se esquematiza a continuación.

Fig. V.1 Esquema recomendado por Fluid Systems Division de UOP.

Fig. V.2 Esquema recomendado por Filmtec, subsidiaria de Dow Chemicals Company.

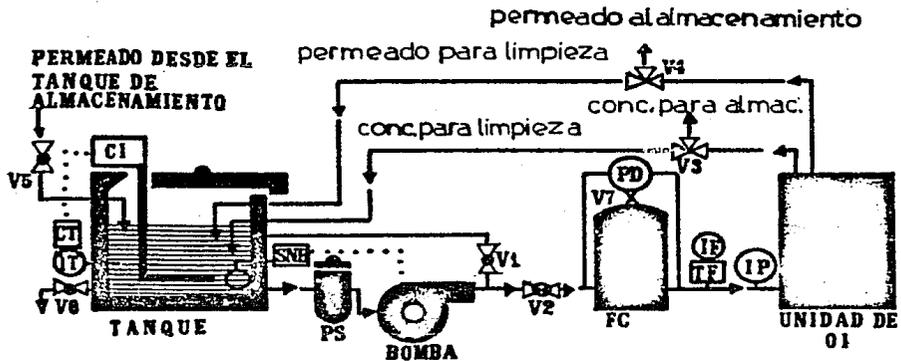


**FIG. V.1.**

Sistema de limpieza de membranas. (Dis-  
Hado por Fluid Systems de UOP)

Fig. V.2 Diagrama del sistema de limpieza recomendado por FILMTEC

TANQUE	Tanque de mezclado químico fabricado de polipropileno o fibra de vidrio
CI	Calentador de inmersión
IT	Indicador de temperatura
CT	Control de temperatura
SNB	Interruptor para detener la bomba en el nivel bajo
PS	Pantalla de seguridad
Bomba	Bomba de baja presión fabricada con piezas no metálicas
FC	Filtro de cartucho
PD	Medidor de presión diferencial
IF	Indicador de flujo
TF	Transmisor de flujo
IP	Indicador de presión
V1	Válvula para recirculación
V2	Válvula para control de flujo
V3	Válvula del concentrado
V4	Válvula del permeado
V5	Válvula de entrada del permeado (CPVC)
V6	Válvula de desfogue del tanque, PVC o CPVC
V7	Válvula de purga, PVC o CPVC



Presión de alimentación* (psi)	Diámetro del elemento (pulgadas)	Ámbito del flujo de alimentación por tubo de presión (Gal/min)
20-60	2.5	3 - 5
20-60	4	8 - 10
20-60	6	16 - 20
20-60	8	30 - 4
20-60	11	60 - 80

Lo más importante para el lavado de las membranas es tener una bomba de limpieza que dé el flujo correcto para alimentar a cada tubo. El flujo debe ser lo suficientemente alto para barrer las impurezas, hecho que se verifica en forma económica con un pequeño rotámetro en la línea. Se podrá lavar un banco completo o tubo por tubo, dependiendo de la capacidad de la bomba. Así por ejemplo, con membranas espiral, por cada tubo de 8 pulgadas se requiere un flujo de 35 gpm, mientras que por cada tubo de 4 pulgadas se requiere un flujo 8 gpm. La presión de lavado debe ser menor de 60 psi pero ésta no es muy importante en el caso de elementos en espiral, siempre que la presión pueda contra la obstrucción de las impurezas. No sucede lo mismo en el caso de membranas de fibra hueca, las cuales tienen que lavar se a un rango de 60 a 75 psi por su gran caída de presión hidráulica.

La temperatura de lavado es muy importante, pues los lavados son más eficaces a temperaturas elevadas. Esta temperatura máxima de lavado de las membranas son proporcionadas en el instructivo del fabricante; el agua se calienta a la temperatura máxima

\*Depedende del número de elementos en el tubo de presión.

que las membranas toleren. Muchos sistemas de lavado están equipados con calentadores eléctricos del tipo residencial.

Después de la temperatura, ajustar el pH de la solución de lavado a nivel correcto es fundamental, ya que las membranas de acetato tienen una vida que se mide en horas a pH extremo, mientras que las de poliamida normalmente toleran pH de 2 a 11.

#### Solución de lavado.

No existen dos aguas con condiciones idénticas, por lo que cada planta tiene que encontrar su solución de lavado óptima, además, la disponibilidad de reactivos varía en cada caso. Sin embargo, es posible establecer ciertas reglas.

- Si en una planta se levantan las membranas más de cuatro veces al año, es indispensable tratar de mejorar el pretratamiento. Lavar las membranas es costoso, se interrumpe la producción y se acorta la vida de las membranas.
- Los reactivos que recomiendan los fabricantes son los más adecuados para cada tipo de membrana.
- Para problemas de ensuciamiento con hierro se recomienda un lavado con solución del 2% de ácido cítrico, a la cual se le ajusta el pH a 4.0 con amoníaco (solución acuosa de hidróxido de amonio).
- Si se tiene problema de incrustación de estroncio, bario o sulfato de calcio, se lavan con la misma solución de 2% de ácido cítrico, pero ajustando el pH a 8.0 con amoníaco.
- Al lavado con ácido cítrico le sigue inmediatamente un lavado con detergente. Cuando el problema es de materia orgánica o materia coloidal, no se necesita lavar con ácido cítrico.

co; sólo con detergente.

• Cuando se tiene materia coloidal en membranas de acetato, éstas se pueden lavar con una solución al 1% de detergente comercial que no tenga blanqueador de hipoclorito. Se puede usar un detergente como Ariel al 0.5%, pero debemos cerciorarnos que el detergente sea del tipo de alto fosfato, ya que por ejemplo el Ariel se vende en tres concentraciones que varían entre 0.5% y 17.6% de fósforo. Sólomente esta última es eficaz para membranas. Ajuste el pH de la solución con ácido. Se puede lavar con hexametáfosfato ajustando el pH a 7.5.

• Cuando se tiene materia coloidal en membranas de poliamida, no se recomienda el detergente porque puede contener blanqueador que dañe las membranas. Se puede usar hexametáfosfato.

• Si se tienen que lavar las membranas de acetato de celulosa menos de cuatro veces al año pero se tienen depósito de materia orgánica que sean tenaces, se puede probar el lavado con Edta de sodio a pH de 10.0 por 45 minutos. No se recomiendan estos lavados más de cuatro veces al año; sólo cuando se tengan serios problemas de materia orgánica. El Edta, aunque muy caústico, es una molécula grande que difícilmente penetra la membrana. Algo menos fuerte para lavado frecuente es el 1% de hexametáfosfato mezclado en enzimas.

• Los problemas de bacterias en membranas de acetato se resuelven esterilizando con 0.5 mg/L de cloro o de yodo. Con cualquier tipo de membrana se puede esterilizar con 1% de formol. Después de lavar con formol, es conveniente hacer un lavado con detergente fosfatado cerciorándose que al arrancar la planta se deseche el producto por dos horas.

• Con membranas de poliamida, la sílice se puede lavar con hidróxido a pH 11 al cual se le añade 0.5 % de hexametáfosfato. Con membranas de acetato el pH no puede ser tan alto. Puede intentarse 7.5 o llamar al distribuidor de membranas.

Las membranas de acetato no se deben lavar con soluciones caústicas inorgánicas a pH 10, pues esto puede hacerse con EDTA. El EDTA es una molécula grande que no penetra la membrana, la sosa sí la penetraría dañándola en cuestión de minutos.

• Los lavados se efectúan por 45 minutos.

• La solución de lavado se debe preparar con permeado, para membranas que manejen agua salobre. La solución de lavado para plantas que manejen agua de mar se debe preparar con agua de mar. Si se preparara la solución con agua dulce, la presión osmótica del residuo de agua de mar en las membranas puede causar el fenómeno que se conoce como burbujas osmóticas, las cuales dañan a las membranas.

• Si la planta tiene membranas de acetato de celulosa y el rechazo ha disminuido a menos del 90%, puede ser restaurado añadiendo un polímero coloidal parecido al que se usa en los radiadores de los coches.

• Con elementos en espiral, las sales pueden re-disolverse pasándoles un goteo de permeado continuamente por semanas. Los sulfatos son más solubles en agua fría y en presencia de alta concentración de otros iones, como el cloruro.

Si siguiendo las recomendaciones de este capítulo, se puede operar cualquier planta con éxito evitando así problemas y fracasos.

B I B L I O G R A F I A

Manual Práctico de Osmosis Inversa  
Robert L. Riley, Gonzalo G. Piqué  
Fluid Systems; Division de UOP. 1985

Film Tec  
Technical Bulletin  
Film Tec Corporation, a subsidiary of the  
Dow Chemical Company. 1986.

## VI. PERSPECTIVAS A LARGO PLAZO Y APLICACIONES EN MEXICO

La Osmosis Inversa constituye una tecnología de avanzada, que desde principios de esta década ha ido tomando una creciente participación en la solución de los problemas de suministro de agua potable y control de la contaminación del agua que aquejan a las sociedades modernas.

En México, como en el resto del mundo, la extensión de esta tecnología es un hecho irreversible. Pese a lo costoso de ésta, la ósmosis inversa ha tenido una amplia difusión en México por su versatilidad y alta eficiencia y ha venido a resolver problemas de suministro de agua en muchas localidades en las que no ha habido mejor remedio que usar métodos avanzados de tratamiento. Por otra parte, gracias a que esta tecnología permite obtener agua prácticamente pura a partir del agua residual, el reuso de estos recursos hídricos, hasta hoy inaprovechados, es una realidad que incluso podrá proteger la ecología de otras cuencas cuan

do dejemos de importar los enormes volúmenes de agua que sustraemos para el consumo en las ciudades. Este ha sido el caso de ciudades como Monterrey y el Distrito Federal. Así por ejemplo, los planes para suministrar agua potable a la ciudad de México con 30 millones de habitantes en el año 2000, son la conducción de agua desde fuentes externas al valle de México. Sistema Cutzamala, que provee 20 m<sup>3</sup>/s; Sistema Tecolutla que suministra un gasto de 40 m<sup>3</sup>/s y el Sistema Amacuzac, que producirá alrededor de 13 m<sup>3</sup>/s y que se concluirá durante esta década. Las implicaciones de estas soluciones no son de carácter meramente económico, a esto hay que agregar el costo del deterioro ecológico que sufren los sitios de extracción y el problema político que ha surgido con los habitantes de los sitios de donde hay que traer el agua como en el caso de la región del Río Lerma. Por lo anterior, el reuso del agua en México es una necesidad inaplazable, incluyendo el uso potable, y aquí la Osmosis Inversa es altamente competitiva. A continuación se ilustrará con algunos ejemplos las aplicaciones que, de la ósmosis inversa, se han tenido en México y que se refieren precisamente a la urgencia de resolver los problemas antes mencionados de suministro y reuso del agua. Uno es la aplicación clásica de la ósmosis inversa para la desalación de agua de mar en la central termoeléctrica ubicada en Rosarito, BCN y los esfuerzos para el mismo fin en Mexicali efectuados por la empresa Pita S.A.; por otra parte como ejemplo del tratamiento de aguas residuales, nos referiremos a los experimentos que ha venido desarrollando la DGCOH con ósmosis inversa en este campo.

#### OSMOSIS INVERSA PARA LA DESALACION DE AGUA DE MAR EN LA CENTRAL TERMoeLECTRICA DE ROSARITO, B.C.N.

Ubicada en Rosarito, a 20 kilómetros al sur de Tijuana, la central termoeléctrica tiene una capacidad instalada de 310 megavatios. La Comisión Federal de Electricidad (CFE) bajo un acuerdo

con el municipio de Tijuana, se comprometió a que la Termoeléctrica de Rosarito suministre no solo energía eléctrica para satisfacer la creciente demanda de este centro industrial y turístico, sino que también debe proveer agua potable para los consumidores de la zona.

La razón por la que surgió este acuerdo es que de cualquier forma, en la central termoeléctrica se tiene que desalar agua pues se requiere agua ultrapura para las calderas de alta presión.

Pero el clima en la planicie costera del Pacífico en Baja California es desértico; la precipitación promedio es menor de 25 cm por año y la única fuente potencial de agua es el mar. El Océano Pacífico representa un recurso de agua prácticamente ilimitado.

Los ingenieros de la CFE instalaron hace más de 20 años, plantas de evaporación para proveer agua para sus calderas y agua potable para la ciudad de Tijuana. Era la tecnología más moderna y probada en aquel tiempo, para la desalación de agua de mar. Pero estos grandes equipos sufren de incrustaciones en las superficies de transferencia de calor al envejecer, además de los problemas de corrosión que, en conjunto, disminuyen su confiabilidad y disponibilidad en línea.

Para reparar las evaporadoras se requieren muchos meses pues los tubos son fabricados con aleaciones costosas y de suministro difícil que retrasan su cambio, para el cual, además, se requiere una grúa de 70 toneladas y personal especializado para soldadura y montaje. Todo esto hizo a las evaporadoras una tecnología poco competitiva para suplir las necesidades de CFE en Rosarito.

Al inicio de 1979, la CFE decidió evaluar nuevas tecnologías factibles de aplicar en Rosarito llegando a la conclusión de que la

ósmosis inversa era la más prometedora para la desalación del agua de mar.

La Comisión Federal de Electricidad ha sido la empresa pionera en México para la desalación de aguas salobres para alimentar calderas de alta presión. Bajo la dirección del Departamento Químico, los ingenieros de la CFE han operado plantas de ósmosis inversa desde mediados de la década de los setenta. En la actualidad la CFE cuenta con siete plantas de ósmosis inversa para desmineralizar aguas salobres antes del pulido con resinas. En la mayoría de estos sistemas, se usan membranas tipo espiral. Algunas de estas plantas de ósmosis inversa, tal como la de Nachicom en Mérida, Yucatán, han operado por cinco años con las membranas originales.

Mientras que la desalación de aguas salobres con membranas de ósmosis inversa ya tenía más de 20 años de ser comercial, las membranas para agua de mar apenas tenían cinco años de instalarse en plantas a escala industrial. La DIGASES en ese entonces había instalado más de una docena de plantas de ósmosis inversa para la desalación de agua de mar, con buenos resultados.

En 1981 la CFE convocó a un concurso internacional para el diseño y construcción de la planta de ósmosis inversa para desalar agua de mar más grande de México, para producir 700 m<sup>3</sup> por día.

La planta consiste en cuatro módulos iguales de 175 m<sup>3</sup> por día, cada uno de los cuales está equipado con una bomba Wheatley de alta presión para producir 93 GPM a una presión de 800 a 100 psi. Cada módulo consta de 10 permeadores B-10 (fabricados por Dupont) en paralelo, operando al 30% de conversión. El agua producto de estos módulos tiene una calidad promedio de 2000 micromohs. Este producto se envía a una segunda etapa dividida en tres módu—

los, la cual está equipada con membranas B-9. La calidad del agua del segundo paso es de aproximadamente 100-200 micromohs. Este producto se pasa por un pulidor antes de alimentarse a las calderas de alta presión.

La empresa que ofreció el más bajo precio en el concurso, propu so tomar agua de la misma toma abierta de agua de mar que sumi- nistra a los condensadores. Esta agua sería filtrada y pretra- tada para adecuarla a la cantidad nítida que requieren los per- meadores DUPONT de primera generación propuestos. Los permeado- res de fibra hueca delgada según recomienda la DUPONT no son los más acertados para su aplicación en aguas superficiales di- fíciles. El agua de la toma abierta de Rosarito contiene algas, bacterias, crustáceos, moluscos, hidrocarburos y materia coloi- dal.

Con el fin de adecuar esta agua a la calidad que requieren los permeadores de fibra hueca delgada, se instaló el siguiente pre tratamiento:

1. Dosificación de cloro en la toma abierta para controlar vida marina.
2. Dosificación de sulfato férrico como coagulante.
3. Dosificación de hipoclorito de calcio para oxidar el ión fé rrico.
4. Filtros multimedio microfloc cargados con arena sílica/an- tracita.
5. Dosificación con ácido a pH 6.5, esto convierte los carbona- tos a bicarbonatos evitando así la incrustación de carbona- tos.
6. Dosificación de Hexametáfosfato de sodio 5-8 ppm (anti-incrus- tante).

7. Remoción de cloro con metabisulfito de sodio.
8. Esterilización con lámparas ultravioleta.
9. Filtros de cartucho de 5 micras.

Pese a este intenso pretratamiento, el agua de la toma de mar, difícilmente cubre los requisitos de buena alimentación que requieren las membranas de fibra hueca delgada. Durante el invierno, las tormentas del pacífico enturbian el agua y, en el verano, la contaminación fecal proveniente del centro urbano del norte, incrementa el contenido de materia orgánica y bacterias. En ocasiones, el índice de ensuciamiento (SDI) en el agua de la toma es superior a 50, mientras que las membranas de fibra hueca no toleran más de un SDI de 3. Durante estos períodos, la operación de los filtros multimedio por más de unas horas, se hace muy difícil.

Pese a dichas adversidades, los operadores de la planta de ósmosis inversa de Rosarito, han logrado con el tiempo, dominar el pretratamiento y obtener una operación exitosa de la planta. Sin embargo, tan sólo por reactivos el costo del metro cúbico de producto es de más de 0.30 dólares. A esto hay que agregar el costo de los filtros de cartucho y de la mano de obra para efectuar y supervisar el pretratamiento.

No obstante la buena operación de la CFE, no se logró solucionar el problema del ensuciamiento extremo de los permeadores de fibra hueca B-10 de DUPONT. Estos tienen que ser limpiados con reactivos cada 6 a 8 semanas llevándose esta operación aproximadamente 18 horas. Como consecuencia, las membranas B-10 pierden su habilidad para desalar agua cuando hay cambios de pH, cuando hay sales metálicas en el agua y cada vez que se lavan con detergentes alcalinos. Las membranas se rejuvenecen con ácido tánico (PTB); por él recuperan su habilidad para el rechazo de

sales. Este proceso aumenta el costo y tiempo de limpieza.

Al norte de Rosarito, en Chula Vista, California, la empresa Fluid Systems ha estado operando plantas piloto para desalar agua de mar con membranas de tercera generación. Una de éstas opera desde septiembre de 1983 produciendo agua potable con 210 ppm de STD partiendo de agua de mar con 36 000 ppm de STD en una sola etapa. El agua de alimentación de la planta de Chula Vista proviene de un pozo playero de 40 metros de profundidad. Este pozo fue probado a una capacidad de más de 60 litros por segundo de agua de mar. El costo de este pozo completo fue de menos de 20 000 dólares, o sea, aproximadamente un décimo del costo de pretratamiento químico y filtración de Rosarito. El pozo de Chula Vista está equipado con unos 20 metros de rejilla Johnson inoxidable, con el fin de obtener un agua super clara con un SDI menor de 0.5 sin pretratamiento. En efecto, la playa y la rejilla Johnson constituyen el pretratamiento.

Ya que el agua del pozo profundo es estéril, el único pretratamiento químico requerido es la adición de ácido sulfúrico a pH 6.5 a 7.5 para evitar incrustación de carbonato de calcio. Por consiguiente, el costo de reactivos es un 10% de lo que se ha requerido en Rosarito.

Aunado a la pulcritud del agua del pozo, las bondades de la membrana tipo espiral permiten operar esta planta dos años y la membrana se limpia una sola vez en este tiempo. No se requieren reactivos especiales para restaurar el rechazo.

Un grupo de ingenieros de la CFE evaluó la operación de la planta de Chula Vista, comparándola con la de Rosarito en 1984. En resumen, se concluyó que la planta de Rosarito podría simplificar tremendamente la operación de la ósmosis inversa, y cortar a la mitad el costo de producir cada metro cúbico de agua, al

adaptar a sus necesidades algunos de los conceptos demostrados en Chula Vista.

Así, la CFE perforó un pozo playero en la orilla del mar de 35 m de profundidad que provee agua estéril para la planta de ósmosis, y cambió sus membranas al tipo espiral, que les permiten cuadruplicar la calidad del producto, a un costo económico.

El montaje de los módulos de la FASE I se efectuó en menos de 80 horas de trabajo-hombre. Debido a la escasez de agua en Rosarito, el cambio se efectuó de tal manera que la productividad de los módulos convertidos se perdió por menos de un turno.

La primera fase de conversión a membranas tipo espiral, se terminó a mediados de agosto de 1985. Esta fase reemplaza la mitad de los permeadores B-10 (DUPONT) (20 de ellos). Estos se sustituyen con cinco recipientes de presión, cada uno con seis elementos 2021 SS de Fluid Systems. La capacidad de esta fase es de más de 350 m<sup>3</sup> por día de producto, con calidad mejor de 500 micromohs. El producto de esta planta se envía a la planta de segunda etapa para obtener agua de 40 micromohs.

DESCRIPCION DEL SISTEMA DISEÑADO POR PITA, S.A. Y FLUID SYSTEMS  
PARA LA DESALACION DE AGUA SALOBRE POR OSMOSIS INVERSA EN  
MEXICALI, B.C.N.

Ubicada en la región más árida y calurosa del país, Mexicali, Baja California, con 600 000 habitantes es una de las ciudades más jóvenes con el mayor crecimiento de las últimas décadas, que ha tenido que enfrentarse a los grandes problemas que presenta el suministro de agua potable.

El suministro de agua adecuado, con la oportunidad que requiere su creciente población, ha sido para la ciudad el más grande de

los retos. Las fuentes principales son el río Colorado que, por su alto grado de concentración de sales, únicamente ha sido utilizado para servicios doméstico e industrial, y los pozos de Ocotillo, localizados a 30 millas de los EE.UU., proveedores tradicionales de agua para consumo humano.

Son muchos los problemas que presentan estas circunstancias: el abatimiento del acuífero de Ocotillo, los constantes aumentos en el costo del transporte y los grandes incrementos en el diferencial del peso mexicano frente al dólar. Encontrar nuevas alternativas de solución a la oferta de agua para consumo humano es una necesidad.

Tratar el agua que proviene del río Colorado por métodos convencionales, como son el uso de suavizadores e intercambio iónico, resulta en un alto costo que los deja fuera del mercado, además de que no se alcanza la calidad necesaria.

A partir de 1978, como resultado de las investigaciones patrocinadas por la OWRT de los EE.UU. y la DIGAASES de México, la ósmosis inversa surge como una gran alternativa para Mexicali, tomando en cuenta el avance tecnológico del método y las experiencias comerciales en otros países.

Estimulados por los esfuerzos pioneros de la DIGAASES en Mexicali, nació la empresa Purificación Integral en el Tratamiento del Agua (PITA, S.A.) con el objetivo de abastecer la demanda de agua para consumo humano.

Los ingenieros de PITA, S.A. estudiaron las dos configuraciones comerciales de membranas de ósmosis inversa: fibra hueca y tipo espiral. Tomando en consideración que el agua cruda tiene un alto nivel de fino sedimento coloidal y otros materiales en suspensión, fueron seleccionadas las membranas tipo espiral, pues pre-

sentan menos posibilidad de taponamiento por los sólidos finos contenidos en el agua, facilitando su eliminación mediante simples lavados en caso de que esto ocurra.

Atendiendo a que las nuevas membranas fabricadas con poliamida a pesar de permitir un mayor nivel de producción de agua, son susceptibles al cloro presente en el agua de la ciudad que fluctúa entre 0.5 a 1.5 mg/litro. PITA, S.A. decidió usar membranas de acetato de celulosa (ROGA de Fluid Systems), que toleran en promedio, cloro concentrado hasta 1 mg/litro aceptando concentraciones superiores ocasionales.

La experiencia de PITA, S.A. en el proceso de ósmosis inversa ha sido excelente. Durante los primeros meses de operación las sales removidas fueron más de 90%, ocasionando que el agua producto fuera insípida para el paladar del consumidor mexicalense. Se resolvió mezclar el agua filtrada, sin pasar por membranas, con la del producto de ósmosis inversa hasta alcanzar un sabor agradable.

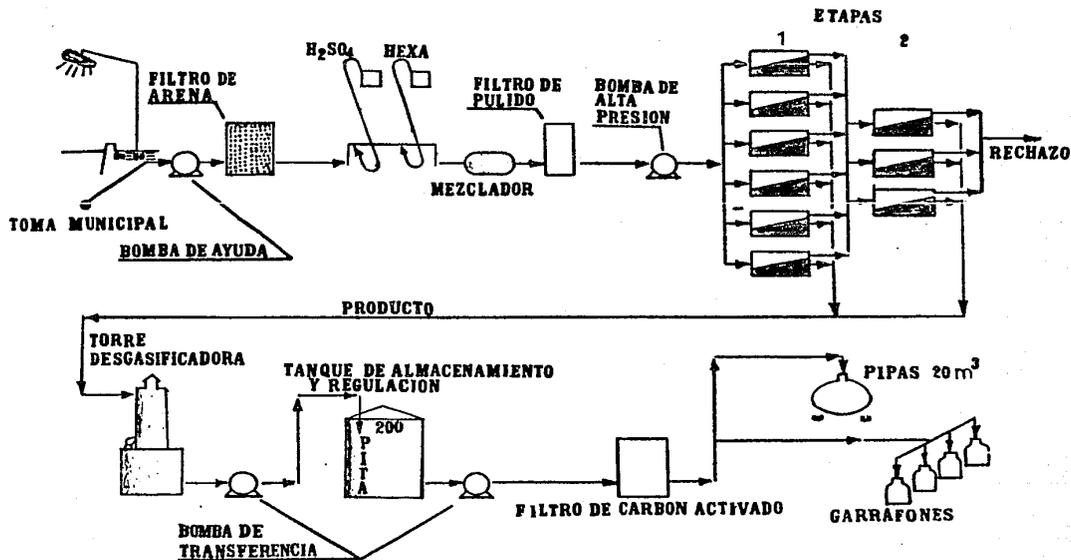
PITA, S.A., satisface el 30% de la demanda de Mexicali, produciendo agua de buena calidad y sabor, a costos razonables.

De acuerdo al diagrama siguiente, la planta consta de:

1. Toma de la red municipal, tubería 2" de diámetro.
2. Bomba de ayuda.
3. Filtro de arena 36" de diámetro.
4. Bomba de inyección de ácido sulfúrico.
5. Bomba de inyección de hexametáfosfato de sodio.
6. Filtro de cartucho de 20 micrones.
7. Bomba de alta presión Goulds MB 4560-55
8. Nueve tubos de presión.
9. 54 membranas ROGA 41605

FIG. VI.1.

Sistema diseñado por Fluid Systems y  
PITA, S.A. en Mexicali, Baja California.  
(Diagrama Esquemático).



10. Descarbonatador (para remover  $\text{CO}_2$ ).
11. Estabilizador de pH.
12. Tanque de almacenamiento.
13. Filtro de carbón activado 36" de diámetro.
14. Bomba de transferencia.

SISTEMA PILOTO DE OSMOSIS INVERSA PARA EL PULIMIENTO DEL EFLUENTE SECUNDARIO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL EN CERRO DE LA ESTRELLA, OPERADA POR LA DIRECCION GENERAL DE CONSTRUCCION Y OPERACION HIDRAULICA DEL DEPTO. DEL DISTRITO FEDERAL

El reuso de las aguas residuales ha sido, desde hace muchos años, una parte integral de la política hidráulica de la Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica (DGCOH) del Departamento del Distrito Federal; de hecho, la DGCOH ha sido pionera en el país en el campo del reuso de aguas residuales. En el recientemente adoptado "Plan Maestro de Tratamiento y Reuso", es de interés particular extender las posibilidades de reuso a un campo más amplio, más allá de los tradicionales reusos en riego de áreas verdes y llenado de lagos recreativos. Para ello será necesario incrementar el nivel del tratamiento que ofrecen las plantas con las que actualmente cuenta el DDF y construir nuevas plantas haciendo uso de tecnología avanzada de tratamiento.

Actualmente el DDF cuenta con nueve plantas de tratamiento de aguas residuales, todas ellas de nivel secundario y con unidades de lodos activados en diversas variantes. Se espera incrementar a corto plazo los caudales de agua producida, lo que permitirá desde un punto de vista cuantitativo, incrementar la oferta de agua tratada a un sinnúmero de nuevos usos, lo que requiere tecnologías avanzadas de tratamiento para satisfacer los requisitos de calidad.

Ante esta situación la DGCOH consideró conveniente contar con un sistema de dispositivos experimentales de tratamiento avanzado (a los que denominó DETA), que le permitieran comparar y evaluar diversas alternativas de tratamiento y generar datos experimentales en los cuales fundamentar el diseño de cada uno de los procesos involucrados. Con el fin de reducir en lo posible el costo de los DETA, se consideró conveniente que, además de satisfacer las necesidades funcionales de experimentación para las cuales

se han diseñado los DETA, deberían ser fácilmente transportables para poder ser usadas en el estudio de las aguas de las diversas plantas del DDF. En sus alcances funcionales se consideró necesario que los DETA permitieran modelar como mínimo los siguientes procesos de tratamiento:

1. Espumación para la remoción de detergentes.
2. Tratamiento químico incluyendo los procesos unitarios de preparación y dosificación de reactivos, mezcla rápida, floculación y sedimentación.
3. Remoción de amoníaco en columnas de intercambio con aire a contracorriente.
4. Recarbonatación.
5. Filtración en lechos de medios múltiples.
6. Adsorción en carbón activado.
7. Ozonación.
8. Osmosis Inversa.
9. Desinfección con cloro.
10. Descarbonatación.
11. Espesamiento de lodos.

Los objetivos de estos procesos, (a ves más de uno) ya sea en forma independiente o combinada, se muestran en la tabla VI-1, así como una posible secuencia de dichos procesos en el tren de tratamiento. Con los procesos incluidos en los DETA se puede diseñar un gran número de posibles combinaciones de tratamiento; en la tabla IV-2 se muestran 5 posibles alternativas que incluyen a todos los procesos unitarios de que constan los DETA. En estas 5 alternativas, los primeros ocho procesos unitarios son comunes; en la alternativa 1, la remoción de trazas orgánicas se logra por medio de oxidación con ozono seguida de desinfección

Tabla VI-1\*

SELECCION Y SECUENCIA DE PROCESOS DE TRATAMIENTO

Objetivos del Tratamiento                      Procesos de Tratamiento

Tratamiento de Agua

I.- Remoción de detergentes	1.- Espumación
II.- Tratamiento químico para remoción de P, turbiedad, color aparente y sólidos suspendidos	2.- Dosificación de reactivos 3.- Mezcla rápida 4.- Floculación 5.- Sedimentación
III.- Remoción de amoníaco	6.- Intercambiador de $NH_3$ 7.- Recarbonatación
IV.- Remoción de sólidos suspendidos	8.- Filtración en lechos duales
V.- Remoción de color real y trazas orgánicas	9.- Adsorción en carbón 10.- Ozonación 11.- Osmosis inversa 12.- Descarbonatación
VI.- Remoción de sólidos disueltos	11.- Osmosis inversa 12.- Descarbonatación
VII.- Desinfección	10.- Ozonación 13.- Cloración

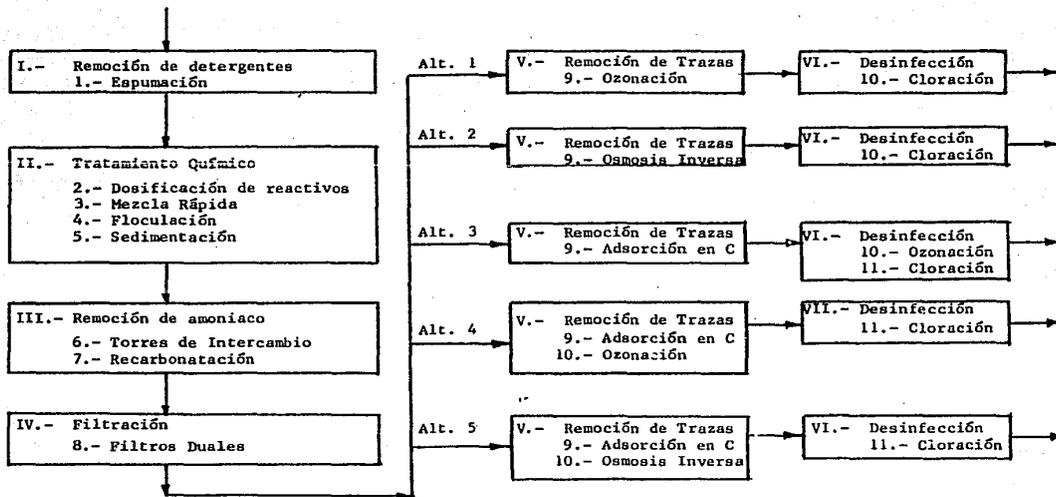
Tratamiento de lodos

VIII.- Reducción de volumen	14.- Espesamiento
-----------------------------	-------------------

\*FUENTE: DISPOSITIVOS EXPERIMENTALES DE TRATAMIENTO AVANZADO DE AGUAS RESIDUALES.  
Diseños Hidráulicos y Tecnología Ambiental, Contrato No. 3-33-1-494.

TABLA VI-2\*

ESQUEMA DE ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO



\*FUENTE: DISPOSITIVOS EXPERIMENTALES DE TRATAMIENTO AVANZADO DE AGUAS RESIDUALES.  
DITA.

con cloro; en la segunda alternativa, la remoción de trazas, tanto orgánicas como inorgánicas se logra con ósmosis inversa y la desinfección con cloro; en la alternativa 3, las trazas orgánicas se remueven por adsorción en carbón activado y la desinfección se logra en 2 etapas, la primera con ozono y la segunda con cloro para protección en la red; la cuarta se diferencia de la tercera en el hecho de que en esta alternativa el ozono es empleado como un agente oxidante de las trazas orgánicas, lo que implica distintas dosis. En la última alternativa mostrada se emplean la adsorción en carbón activado para remoción de trazas orgánicas, ósmosis inversa principalmente para control de sales disueltas y cloro para desinfección, esquema que, casualmente es el empleado en la planta de tratamiento avanzado del condado de Orange, California llamada Factory 21 descrita en el capítulo IV. Debido al alto costo de los equipos del proceso y de operación, el proceso de ósmosis inversa es generalmente empleado en el tratamiento de aguas residuales, como un proceso de pulimento de aguas que han sido previamente tratadas con métodos convencionales de tratamiento como floculación, filtración, clarificación, etc.

Como gasto de diseño para la selección del equipo de ósmosis inversa de los DETA, se escogió un gasto de 0.2 l/s que permite operar un rango de porcentajes de recuperación de agua de 35 a 90% con gastos de entrada de 0.57 y 0.22 l/s, respectivamente. Para la selección del sistema piloto de ósmosis inversa, se pidieron proposiciones de equipo a 3 distribuidores: Millipore de México, que maneja membranas producidas por la casa Dupont; Elemsa de México, que maneja membranas producidas por Fluid systems de los EUA y Saltech de Texas que también maneja membranas de Fluid Systems. Las proposiciones recibidas fueron las siguientes:

Millipore.

Un sistema a base de fibras huecas con una producción de 0.28 l/s con membranas de poliamida y un precio base de \$ 6 062 749.00. La

recuperación, en función de la presión de 25 a 50 %.

#### Elemsa.

Un sistema a base de membranas en espiral de acetato de celulosa con 12 pasos en serie y un precio de \$ 7 745 000.00. La recuperación es de 72%, sin recirculación. La producción de agua es de 0.24 l/s.

#### Saltech.

Un sistema a base de membranas en espiral de acetato de celulosa con 4 pasos en serie, una producción de 0.20 l/s y un precio base de \$ 20 000 más gastos de importación y de equipo complementario disponible en el mercado mexicano para un costo estimado total en México de \$ 5 000 000.00. La recuperación es de 35% a 90%, dependiendo de la recirculación empleada.

Aplicando las ecuaciones básicas del cuadro IV.2, se analizaron las posibles condiciones de operación de los esquemas experimentales propuestos por Saltech y Elemsa, con los resultados que se muestran en las figuras VI-2 a VI-5 y el cuadro VI-3.

Del análisis de los datos presentados se concluye que el rango de experimentación permitido por el sistema de Saltech posibilitará el estudio de un amplio ámbito de condiciones de operación de las membranas gracias al rango mayor de recirculación posible; por esta razón se usó en los DETA.

Los componentes de la unidad de pretratamiento de ósmosis inversa incluyen una bomba para dosificación de ácido para control del pH, una bomba para inyección de dispersante, un filtro de cartucho de 25 micrones para protección de la bomba de alta presión. el pH es ajustado a un valor de 5 a 6 por inyección de ácido al flujo de alimentación. Si el pH sube de este nivel un indicador de emergencia se encenderá y el sistema se apaga automáticamente.

mente.

Los controles del pretratamiento incluyen medidores de presión, medidores de pH y conductividad, indicador de temperatura y sen sor de presión de baja succión. El panel de control incluye los instrumentos indicadores necesarios.

CUADRO IV.3

Recuperación de agua (%)	4 elementos ø 4"		12 elementos ø 2 1/2"		C <sub>n</sub> / C <sub>o</sub>	C <sub>1</sub> / C <sub>o</sub>	
	Q (l/seg)	r (l/seg)	Q (l/seg)	r (l/seg)		n=4	n=12
0.3439	0.58	0	-	-	1.3717	1.00	-
0.40	0.50	0.08	-	-	1.50	1.09	-
0.50	0.40	0.18	-	-	1.80	1.31	-
0.60	0.39	0.25	-	-	2.25	1.64	-
0.70	0.29	0.29	-	-	3.00	2.19	-
0.7176	0.28	0.30	0.32	0	3.187	2.33	1.00
0.75	0.27	0.31	0.31	0.01	3.60	2.62	1.14
0.80	0.25	0.33	0.29	0.03	4.50	3.28	1.40
0.85	0.24	0.34	0.27	0.05	6.00	4.37	1.86
0.90	0.22	0.36	0.26	0.06	9.00	6.56	2.80
0.95	0.21	0.37	0.24	0.08	18.00	13.12	5.61

$Q + r = 0.58 \text{ l/seg}$

$Q + r = 0.32 \text{ l/seg}$

Ecuaciones:  $R = (1 - 0.9^n) (1 + r/Q)$      $\therefore r/Q = \left[ \frac{R}{1 - 0.9^n} \right] - 1$

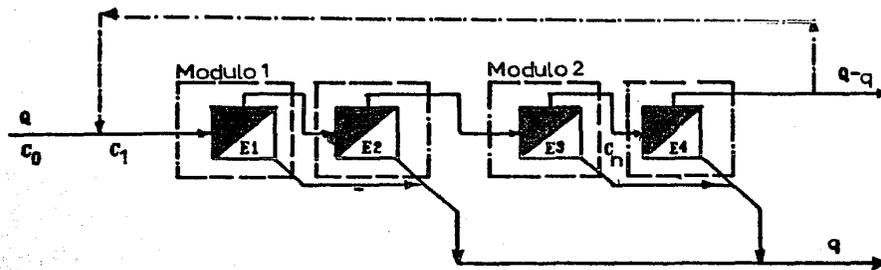
sin recirculación:  $R = 1 - 0.9^n$

$C_h / C_o = 0.9 / (1 - R)$

sin recirculación:  $C_h / C_o = 0.9^{1-n}$

$C_1 / C_o = 0.9^n / (1 - R)$

FIG. VI.2



Principales características

Dos módulos con cuatro elementos de membrana ROGA 416GS de  $\phi$  4" y rendimiento medio de 0.05 l/seg

Longitud de los módulos: 2.40 m (8')

Dimensiones aproximadas de la unidad: 3 m x 0.6 m x 1.5 m (10' x 2' x 5')

Peso aproximado: 275 kg (600 lb)

Gasto: (1) Producción (1) = 0.2 l/seg, (2) entrada al primer módulo (Q + r) = 0.58 l/seg

Recuperaciones: (1) mínima (R) = 35% (2) con recirculación: R = 60%  $\therefore$  r = 0.25 l/seg

R = 90%  $\therefore$  r = 0.36 l/seg

Bomba de alta presión: 420 psi, 5 Hp, 4.5 BHP, 460 V, 3  $\phi$ , 60 Hz

SISTEMA SALTECH

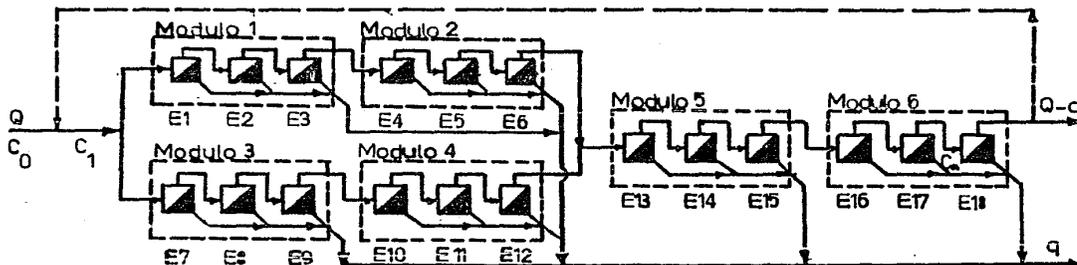


FIG. VI.3

Principales características

Seis módulos con 18 elementos de membrana tipo ROGA 4160 de  $\phi$  2.5" y rendimiento medio de 0.013 l/seg por elemento con 12 pasos ( $n=12$ )

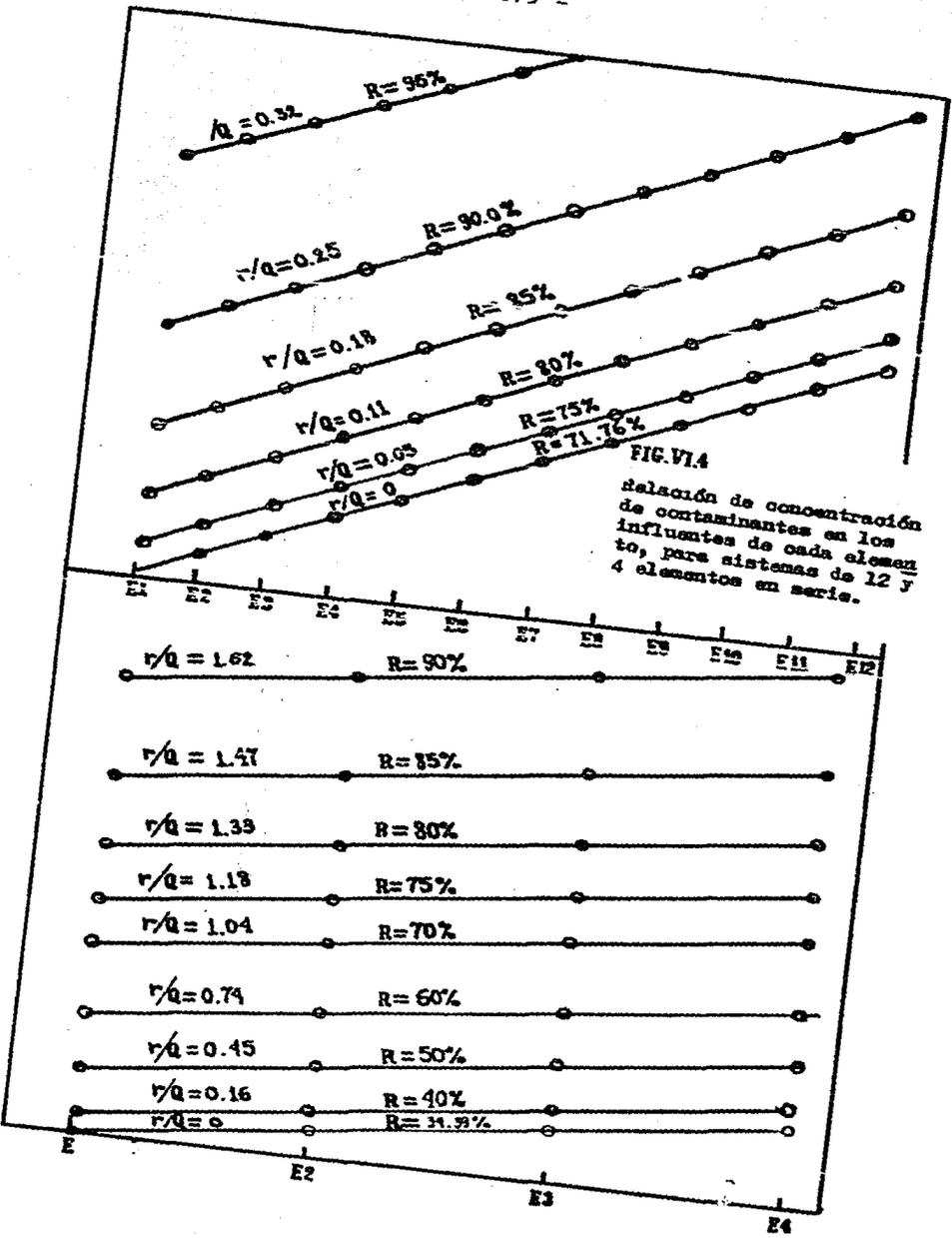
Longitud de los módulos: 3 m (10)

Gastos: (1) Producción ( $q$ ) = 0.237 l/seg, (2) entrada al primer módulo (QTR) = 0.315 l/seg

Recuperación: (1) mínima ( $R$ ) = 72%, (2) con recirculación:  $R = 80\%$  .'.  $r = 0.03$  l/seg  
 $R = 90\%$  .'.  $r = 0.06$  l/seg

Bomba de alta presión: 420 psi, 10 HP

SISTEMA ELEMSA



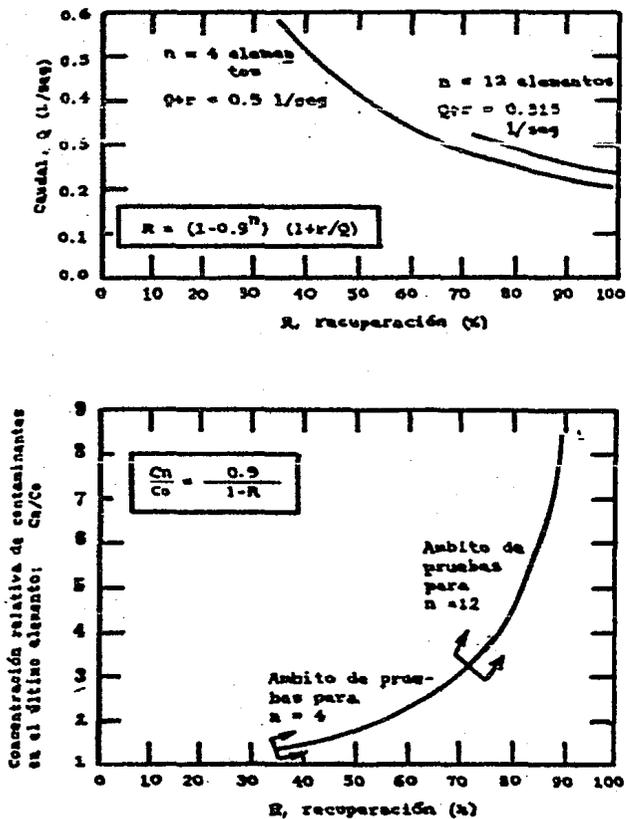


FIG. VI.5

RECUPERACION EN SISTEMAS DE  
CUATRO Y DOCE ELEMENTOS

Además de los tres ejemplos mencionados, existen otras experiencias exitosas de sistemas de ósmosis inversa en México operados no sólo por el sector público, sino que cada vez más, forma parte de procesos para la obtención de agua ultrapura en muchas industrias de la iniciativa privada, lo que demuestra que es una solución rentable.

Los siguientes son algunos ejemplos de sistemas funcionando hasta febrero de 1987.

- 1.- CFE. Planta de Mezquital, Monterrey, N.L.  
Para desalar agua salobre de pozo.  
Produce 1500 m<sup>3</sup>/día con membranas de Fluid Systems (FS) de acetato de celulosa.
- 2.- CFE. Planta Río Bravo, Tamaulipas.  
Para desalar agua salobre de río.  
Produce 1680 m<sup>3</sup>/día con membranas de Fluid Systems (FS) de acetato de celulosa.
- 3.- Hielera "La Sultana" en Pesquería, Nuevo León  
Para desalar agua salobre de pozo.  
Produce 60 m<sup>3</sup>/día con membranas de F.S. de película delgada compuesta.
- 4.- Conductores Monterrey, en Monterrey, N.L.  
Para desalar agua salobre de la red municipal.  
Produce 7.5 m<sup>3</sup>/día con membranas de F.S. de película delgada compuesta.
- 5.- Ensambladora, General Motors de Ramos Arizpe  
Para desalar agua salobre de pozo.  
Produce 3000 m<sup>3</sup>/día con membranas AJAX de acetato de celulosa. Las membranas se cambiarán a película delgada compuesta, durante 1987.

6.- Motores, General Motors de Ramos Arizpe

Para desalar agua salobre de pozo.

Produce 1800 m<sup>3</sup>/día. Esta planta fue convertida de membranas de fibra hueca al tipo espiral de acetato de celulosa, y durante 1987 se cambiarán al tipo de película delgada compuesta en espiral.

7.- Química del Rey en Laguna del Rey, Coahuila.

Para desalar agua salobre de pozo.

Produce 500 m<sup>3</sup>/día con membranas DuPont de poliamida que serán cambiadas a espirales de película delgada compuesta.

8.- Química del Rey, Laguna del Rey, Coahuila.

Para desalar agua salobre de pozo.

Produce 100 m<sup>3</sup>/día con membranas de F.S. de película delgada compuesta de baja presión.

9.- Coca-Cola, Campeche, Campeche.

Para desalar agua salobre de pozo.

Produce 454 m<sup>3</sup>/día con membranas de F.S. de película delgada compuesta.

10.- Coca-Cola, Cancún, Quintana Roo

Para desalar agua salobre de pozo.

Produce 227 m<sup>3</sup>/día con membranas de F.S. de película delgada compuesta.

11.- Famosa, Ensenada, B.C.

Para desalar agua salobre de pozo.

Produce 625 m<sup>3</sup>/día con membranas de F.S. de película delgada compuesta.

12.- AHMSA, en Monclova, Coahuila

Para desalar agua salobre de pozo.

Produce 4088 m<sup>3</sup>/día con membranas de F.S. de acetato de celulosa; se cambiarán a película delgada compuesta.

13.- AHMSA, en Monclova, Coahuila.

Para desalar agua salobre de pozo.

Produce 815 m<sup>3</sup>/día. Recientemente cambió sus membranas de fibra hueca delgada al tipo de película delgada compuesta de F.S.

14.- Sidermex - Hércules, Coahuila.

Para desalar agua salobre de pozo.

Produce 363 m<sup>3</sup>/día con membranas DuPont de poliamida (fibra hueca delgada) durante este año se convertirá a espiral de película delgada compuesta.

15.- CFE, Nachi-cocom, Mérida, Yucatán

Para desalar agua salobre de pozo

Produce 227 m<sup>3</sup>/día con membranas de F.S. de película delgada compuesta.

16.- CFE, Huinala, Nuevo León

Para desalar agua salobre de pozo

Produce 295 m<sup>3</sup>/día, recientemente sustituidas las membranas de fibra hueca delgada a espiral de película delgada compuesta.

17.- Industria del Alkali, S.A. Villa García, Nuevo León.

Para desalar agua salobre de pozo.

Produce 1250 m<sup>3</sup>/día con membranas de tipo espiral.

18.- Exportadora de Sal, S.A., Guerrero Negro.

Para desalar agua de mar.

Produce 180 m<sup>3</sup>/día con membranas de tipo espiral.

19.- Renault; planta motores, Gómez Palacio, Dgo.

Para desalar agua salobre de pozo.

Produce 380 m<sup>3</sup>/día con membranas tipo espiral.

Petróleos Mexicanos tiene más de una docena de plantas para desal

lar agua de mar en varias de sus plataformas marinas.

También se tienen plantas desaladoras de agua de mar en las Islas Isabel en el Pacífico, entre otras.

El incremento de la demanda de agua potable de buena calidad en ciudades, puertos y paraísos turísticos, las necesidades industriales, la necesidad de reusar las aguas y el control de la contaminación de los cuerpos receptores, son problemas que ahora pueden resolverse con ósmosis inversa, tecnología cuya extensión en México es un hecho irreversible.

B I B L I O G R A F I A

Dispositivos experimentales de tratamiento avanzado de aguas residuales  
Contrato No. 3-33-1-499. DGGOH, Diseños Hidráulicos y Tecnología Ambiental. 1983.

Manual Práctico de Osmosis Inversa  
Robert L. Riley, Gonzalo G. Piqué  
Fluid Systems, Division de UOP, 1985.

Desalación de agua de mar en CFE Rosarito  
Fluid Systems, Division de UOP. 1985.

Cinco años de operación exitosa demuestran que la ósmosis inversa es económica en México  
Folleto promocional: Fluid Systems, Division de UOP.

Agua Potable  
La revista de saneamiento ambiental en México  
Volumen 1, No. 10. 15/agosto/85.

Algunas referencias de experiencias exitosas de ósmosis inversa en México  
INOVA, S.A. Feb. 1987.

# **APENDICE A**

## **Membranas**

APENDICE A.  
M E M B R A N A S

Fluid Systems, División de UOP (Universal Oil Products).

La configuración de envase de membrana desarrollado y patentado por Fluid Systems en espiral que permiten gran área de membrana incorporada en un relativamente pequeño volumen:

Nota importante: Todos los datos de operación en las siguientes páginas se han ajustado a la temperatura estándar de 25 grados centígrados. A no ser que por casualidad el agua a tratar tenga esta temperatura, se debe ajustar la productividad o la presión de operación por el factor que se indica en la tabla de la página siguiente.

MEMBRANA MAGNUM. Es la membrana idónea cuando se tienen que tratar aguas negras, aguas biológicamente contaminadas o agua de la red municipal (pues tiene cloro). La membrana 8231 HR MAGNUM se ha utilizado últimamente en la planta de Orange County de potabilización de aguas negras con muy buenos resultados. Las ventas de la MAGNUM en esta aplicación son las siguientes:

- Gran productividad a baja presión. Con aguas residuales, el poder operar a baja presión es muy importante. La experiencia en Orange County y otros lugares demuestra que cuanto más baja sea la presión de operación, menos tendencia tienen las impurezas de comprimirse contra la membrana.
- Resistencia al cloro. Está comprobado que la dosificación de cloro para obtener un residual de 0.5 mg/l en la alimentación, reduce la tasa y la dificultad de remoción del ensuciamiento bacterial. Al mismo tiempo minimiza la probabilidad de daños

**FACTOR DE AJUSTE DE PRESION DE OPERACION  
O DE PRODUCTIVIDAD DE PLANTA  
SEGUN VARIA TEMPERATURA DE ALIMENTACION**

Values of  $Q_{tc}$  for ROGA<sup>®</sup> and IFC<sup>®</sup> Elements

Temperature °C	Temperature °F	ROGA <sup>®</sup> Models 4101, 4160S, 4160 HR	ROGA <sup>®</sup> Models 8150S, 8150HR	ROGA <sup>®</sup> Models 4200S, 8800S <small>(per cooling water flow)</small>	ROGA <sup>®</sup> Models 4200HR, 8800HR <small>(per cooling water flow)</small>	All IFC <sup>®</sup> Models
1	33.8	1.886	1.886	2.226	2.278	2.773
2	35.6	1.832	1.832	2.147	2.195	2.648
3	37.4	1.781	1.781	2.072	2.115	2.530
4	39.2	1.732	1.732	1.999	2.039	2.418
5	41	1.684	1.684	1.930	1.966	2.311
6	42.8	1.637	1.637	1.863	1.897	2.210
7	44.4	1.593	1.593	1.799	1.830	2.114
8	46.4	1.550	1.550	1.738	1.766	2.023
9	48.2	1.508	1.508	1.679	1.705	1.936
10	50	1.468	1.468	1.623	1.646	1.854
11	51.8	1.429	1.429	1.569	1.589	1.775
12	53.4	1.391	1.391	1.517	1.535	1.701
13	55.4	1.355	1.355	1.467	1.483	1.630
14	57.2	1.320	1.320	1.419	1.434	1.563
15	59	1.286	1.286	1.373	1.386	1.498
16	60.8	1.253	1.253	1.329	1.340	1.437
17	62.6	1.221	1.221	1.287	1.296	1.379
18	64.4	1.190	1.190	1.246	1.254	1.323
19	66.2	1.160	1.160	1.207	1.213	1.270
20	68	1.132	1.132	1.169	1.174	1.220
21	69.8	1.104	1.104	1.132	1.136	1.172
22	71.6	1.076	1.076	1.097	1.100	1.126
23	73.4	1.050	1.050	1.064	1.066	1.082
24	75.2	1.025	1.025	1.031	1.032	1.040
25	77	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
26	78.8	0.976	0.976	0.970	0.969	0.962
27	80.6	0.953	0.953	0.941	0.939	0.925
28	82.4	0.930	0.930	0.913	0.911	0.890
29	84.2	0.909	0.909	0.886	0.883	0.857
30	86	0.887	0.887	0.860	0.856	0.825
31	87.8	N/A	0.867	N/A	N/A	0.795
32	89.6	N/A	0.847	N/A	N/A	0.765
33	91.4	N/A	0.828	N/A	N/A	0.736
34	93.2	N/A	0.809	N/A	N/A	0.711
35	95	N/A	0.790	N/A	N/A	0.685
36	96.8	N/A	0.773	N/A	N/A	0.661
37	98.6	N/A	0.756	N/A	N/A	0.637
38	100.4	N/A	0.739	N/A	N/A	0.615
39	102.2	N/A	0.723	N/A	N/A	0.593
40	104	N/A	0.707	N/A	N/A	0.572
41	105.8	N/A	N/A	N/A	N/A	0.552
42	107.6	N/A	N/A	N/A	N/A	0.533
43	109.4	N/A	N/A	N/A	N/A	0.515
44	111.2	N/A	N/A	N/A	N/A	0.498
45	113	N/A	N/A	N/A	N/A	0.481
46	114.8	N/A	N/A	N/A	N/A	0.465
47	116.6	N/A	N/A	N/A	N/A	0.449
48	118.4	N/A	N/A	N/A	N/A	0.434
49	120.2	N/A	N/A	N/A	N/A	0.420
50	122	N/A	N/A	N/A	N/A	0.406

ALLEN BRISTOL Division, UOP INC., 101 E. Old Grove Road, San Diego, CA 92131, 619 685-3860, Telex 910 335-163, Inconcor 416-91 1996

al acetato por ataque de ciertas bacterias en aguas contaminadas. La MAGNUM tiene alta resistencia a estos niveles de cloro por más de cinco años.

- Costo sumamente atractivo. Cuatro elementos MAGNUM hacen el trabajo de seis elementos antiguos, con mucho mejor rendimiento.
- Gran rango eficaz de presión de operación. Los elementos MAGNUM tienen una presión de diseño de hasta 600 psi.

La 8221 HR MAGNUM dobla la calidad del producto con 20% menos de productividad. Si se requiere mayor recuperación, la MAGNUM permite hasta el 82% de conversión en solo dos pasos, y más de 90% en tres.

8231 S MAGNUM

Presión		PRODUCTIVIDAD	CALIDAD PRODUCTO	CAPACIDAD BOMBA
Bar	Psi	Gal/día	Mg/l	Gal/Min
10	150	17,000	180	20
12	180	21,000	155	24
14	210	24,700	130	29
16	240	28,600	115	33
18	270	32,400	105	38
20	300	36,300	95	42
22	330	40,100	85	46
24	360	44,000	76	50
26	390	48,000	72	55
28	420	51,600	65	60

en caso de que necesite menor cantidad de producto, utilice la MAGNUM tipo 4231S ó 4231 HR, las cuales tienen la misma construcción que las anteriores, pero con diámetro de 4". Las MAGNUM de 4" tienen un rendimiento de la cuarta parte de las de 8".

MEMBRANAS 8021LP TFC & 4021LP TFC. Estas membranas son idóneas para sistemas de baja presión que potabilizan aguas de fuentes altamente salobres, como son muchos pozos en el norte de México y en las Islas Canarias, y las del Lago Maracaibo. Para este tipo de agua, la membrana idónea es la 8021LP TFC y la 4021LP TFC. Hay varias razones que favorecen a estas membranas con aguas muy salobres. Normalmente este tipo de agua tiene alta dureza de sulfato de calcio así como sílice, hierro y otros minerales incrustantes. Estas membranas se pueden lavar a condiciones extremas de pH y de temperatura. También, por su excelente rechazo de sales, rinden buenisima calidad de producto.

partiendo de agua altamente salobre. La alta productividad a baja presión se traduce en ahorro de energía de bombeo. Este tipo de membrana se ha destacado operando en México con aguas saturadas en sulfato de calcio y más de 3.500 mg/l SDT, a temperaturas de hasta 45 grados C. A continuación se presentan datos operativos para una planta con agua de 2.000 mg/l a 25 grados C. la cual contiene un tubo con seis elementos 8021LP TFC a 55% de recuperación.

#### 8021LP TFC

PRESION		PRODUCTIVIDAD	CALIDAD PRODUCTO	CAPACIDAD BOMBA
Bar	Psi	Gal/día	mg/l	Gal/Min
10	150	26,200	50	33
12	180	32,000	42	40
14	210	37,700	35	48
16	240	43,300	30	55
18	270	50,000	28	63
20	300	56,500	26	70

Si las condiciones de agua permiten y demandan más recuperación, entonces, puede hacer un arreglo de dos pasos donde el número de tubos que forman el primer paso alimentan a un menor número de tubos de segundo paso. El número en el segundo paso es normalmente la mitad, con el fin de mantener velocidades cónstantes. Aquí se ilustra el comportamiento del simple arreglo 2-1 con 3 tubos y 18 elementos 8021LP TFC los cuales al operar al 75% de recuperación rinden como sigue:

PRESION		PRODUCTIVIDAD	CALIDAD PRODUCTO	CAPACIDAD BOMBA
Bar	Psi	Gal/día	Mg/l	Gal/Min
10	150	72,000	68	67
12	180	88,300	57	81
14	210	104,100	49	96
16	240	120,200	43	111
18	270	135,000	38	125
20	300	151,000	33	140

El consumo energético de este arreglo 2-1 utilizando una bomba eficiente, y operando a 80% de recuperación, puede ser menor de los 1.1 KWH/M3 de producto. Esto es 30% menos que la electrodiálisis con este tipo de agua, y cuanto más salada sea el agua, más ventajosa es la ósmosis. También el menor costo de inversión y su simplicidad electromecánica, favorecen a la ósmosis comparada con la electrodiálisis.

La bomba de presión para los sistemas con este tipo de membrana de baja presión puede ser de fabricación nacional. Debe especificarse que todas las piezas que estén en contacto con el agua sean de acero inoxidable 316, o de bronce-aluminio, o de plástico.

Para aguas salobres con alto calcio, hierro, u otras sales incrustantes, estas membranas son más recomendables que las de acetato o las de fibra hueca delgada porque toleran lavados a temperaturas muy eficaces de hasta 50 grados centígrados.

Un sistema que ha operado bien con otras membranas del tipo espiral, puede utilizar estas nuevas membranas con menos números de elementos y tubos en operación. Aunque el fabricante sólo las recomienda hasta 400 psi, nos consta que en México estas membranas están operando con agua de baja turbiedad a presio—

nes de más de 400 psi, con una productividad y calidad increíble. También son de aplicación indicada donde el agua de alimentación es fría y de otra manera la alta presión de diseño limitaría la eficiencia de la planta.

Un sistema más pequeño que las membranas de 4" de diámetro como la 4021LP tienen la cuarta parte de la productividad de las de 8" como la 8021LP. En algunos lugares donde el espacio está limitado se utilizan tubos más cortos de lo normal, los que miden 6 metros de largo y contienen seis elementos. Se fabrican tubos de un metro que contienen una sola membrana, de dos y de tres. Los de tres interconectados con mangueras o codos-U son muy populares para modificaciones de plantas de fibra hueca a membrana espiral.

MEMBRANAS 8600 TFC y 4600 TFC. Estos elementos fueron desarrollados en 1977 y tienen ocho años de estar operando en todo el mundo con resultados incomprables. El hecho de que estas membranas se recomienden para un rango de presión más alto, las hace idóneas para rehabilitar plantas existentes que tengan las muy problemáticas membranas del tipo B-9 y convertirlas al tipo espiral, ya que ambas son de poliamida, y las de TFC toleran hasta 600 psi y 50 grados C. Normalmente, plantas existentes están equipadas para operar con bombas de alta presión las cuales descargan su flujo entre 300 psi y 500 psi. Este es el rango óptimo de las serie 4600 y 8600 TFC.

La calidad de esta membrana se ha ido mejorando con los años. Hoy día el rechazo de sales de los elementos de este tipo que vende la Fluid Systems está por el 99%. La operación con este tipo de membrana en la planta de CODELCO en Chile, en Electricidad de Caracas, en CFE, Nachicom y Coca-Cola Campeche, ambas en México, y en la planta de los Moriscos en las Palmas, demuestran

tran que fácilmente pueden operar mucho más tiempo que el período de garantía de 3 años. En algunas de estas plantas las membranas han conservado su productividad y alto rechazo con siete años de operación continua. Como las membranas tienen solamente ocho años en el mercado se puede esperar que en muchos lugares excedan diez años de vida.

Basado en la misma agua de 2,000 mg/l a 25 grados C. que se utilizó para todas las tablas anteriores, estas membranas se comportan como sigue en un conjunto de seis elementos 8600 TFC:

8600 TFC

PRESION		PRODUCTIVIDAD	CALIDAD PRODUCTO	CAPACIDAD BOMBA
Bar	Psi	Gal/día	mg/l	Gal/min
20	300	33,200	34	42
22	330	36,700	30	46
24	360	40,000	27	50
26	390	43,700	25	55
28	420	47,000	23	60
30	450	50,000	21	65

Para plantas más pequeñas con la 4600 TFC simplemente se dividen todos los flujos por un valor de 4.

Si se requiere mayor recuperación, debe hacerse un arreglo de pasos múltiples. Con dos pasos puede llegarse al 75% de recuperación. Con tres pasos hasta el 87.5% de recuperación.

A partir de 1985, las membranas 8600 y 4600 ahora están disponibles con acoplamiento contiguo. Estos nuevos modelos se conocen como 8021MP y 4021MP respectivamente. Una de las ventajas del modelo nuevo es que tienen 10% de más de área superfi-

cial, por lo que producen 10% más de agua. No hay ninguna otra membrana en el mercado hoy día que tenga la trayectoria de éxito operacional y tolerancia de abusos que éstas tienen.

ELEMENTOS DESALAMAR 2021 SS y 1501 SS. Estas membranas son capaces de desalar agua de mar con 36,000 mg/l o más, y poder producir de ella agua potable con menos de 200 mg/l en una sola etapa de bombeo.

El costo de un elemento 2021 SS es menos de la mitad del costo de un permeador B-10 de la misma capacidad. Aun cuando se con-sidera el costo del recipiente de presión reusable que requie-ren las membranas del tipo espiral, el costo de inversión es sólo como \$ 0.90 por galón de producto por día. Esto es como 30% menos del costo inicial del B-10 y como los tubos de pre-sión son casi eternos en el caso de la espiral y prácticamente imposibles de re-utilizar en el caso de la B-10, el costo de reemplazo de la espiral es la mitad. Ultimamente la DUPONT ha sacado al mercado un kit de reemplazo de fibras. La experien-cia en el campo es que el reemplazo toma horas, requiere herra-mientas especiales, y el fabricante no da garantías por el alto riesgo que se corre de romper fibras. Sin embargo, la DESALAMAR se cambia en unos seis minutos por elemento sin herra-mientas especiales.

Un mito muy interesante que existe en el campo es aquel que dice que la fibra hueca delgada es superior porque los permeadores B-10 dan más productividad por un volumen dado. No es cierto. En Rosarito en México, se han cambiado permeadores DUPONT a razón de un tubo de 6 metros con seis 2021 SS c/u por cada CUATRO permeadores B-10 de 2 metros. En efecto, los elementos 2001 SS ocupan 33% menos de espacio. (Y PRODUCEN MAS AGUA DE CALIDAD MEJOR DE 390 MICROMOHS).

El rechazo natural de sales de los elementos 2021 SS Y 1501 SS es superior al 99.5%. Esto se logra con una capa ultradelgada homogénea altamente estable. Por esto se utilizan también para producir agua ultrapura de agua salobre con alto sílice. La membrana no necesita que se le condicione con productos químicos para cerrar los poros y los defectos como el PTB (ácido tánico) que utiliza la B-10 de DUPONT.

La gran ventaja de la DESALAMAR sobre la fibra hueca es la misma ventaja que incluso la DUPONT ahora admite en su literatura porque ya tiene espiral. Esta es, que la espiral puede trabajar con aguas mucho más turbias (que tengan SDI de hasta 5.0) que las de fibra hueca sin sufrir taponamiento excesivo. Igual tienen la ventaja de ser fácilmente lavables con ácido cítrico y detergente. Al lavarse, las espirales recuperan plenamente su productividad y rechazo. La B-10, está comprobado en CFE Rosarito, en CADAFE y en las plataformas de PEMEX que ni se recuperan totalmente al lavarse, y pierden su habilidad de rechazar sales cuando se lavan. Las bondades de la 2021 SS y las 1501 SS las hacen idóneas para el reemplazo de permeadores del tipo B-10 que existan en plantas con toma abierta de agua de mar, pero sobre todo en las plataformas marinas, donde no hay opción de pozo playero.

Igual está demostrado en la planta de Chula Vista, que cuando se instala una planta con estas membranas espiral alimentada por el tipo de pozo playero y equipada con una buena bomba de alta presión, las membranas DESALAMAR responden con productividad constante, y buenísima calidad de producto a bajo costo.

La planta prácticamente no requiere atención de operadores, más que una revisión semanal de los niveles de lubricantes y del tanque de ácido.

Con agua de más de 36,000 mg/l a 25 grados C., el conjunto de seis membranas 2021 SS tiene una producción superior a los 60 m<sup>3</sup>/día de agua potable partiendo de agua de mar en un solo paso. Como no hay que instalar restaurador de rechazo y como se puede diseñar la planta para que las membranas operen sin ácido ni anti-incrustante, esto las hace idóneas para el remplazo de B-10 en plataformas marinas. Simplemente debe cuidarse la recuperación para que sea menor del 25%. Si se requiere mayor recuperación se logra dosificando ácido de pH 6.6, o flocon. No recomendamos que operen los permeadores B-10, sin ácido, porque con el alto pH del agua pierden el ácido tánico y por ende pierden al poco tiempo de operación su habilidad de rechazar sales.

La plataforma marina de producción Edith, por ejemplo, en el mar territorial de la costa sur de California, tiene una planta de 80 m<sup>3</sup>/día con las membranas 1501. Aunque cuando hay tormentas las membranas tienden a ensuciarse; al darles un lavado con detergente de 45 minutos se reponen a su condición original.

Esta serie de membranas ha probado su durabilidad en la planta de Jeddha en Arabia Saudita. La planta de Jeddha fue construida en 1977 por la Fluid Systems utilizando la membrana 1501. Esta planta al construirse se convirtió en la planta de desalar agua de mar con ósmosis inversa más grande del mundo, con una capacidad de más de 12,000 m<sup>3</sup>/día. Esta sigue operando hoy exitosamente.

Durante los finales de la década de los 70, el gobierno Estadounidense se percató de la necesidad de construir plantas que pudieran potabilizar cualquier tipo de agua de charco o de mar disponible durante esfuerzos bélicos, incluso aquellas contaminadas con elementos radioactivos, o con tóxicos y gérmenes. El gobierno no condujo pruebas de laboratorio y en el campo con todo tipo de agua superficial contaminada. Se probaron varios tipos de membra

na de fibra hueca delgada y de membranas espiral. Al final de las pruebas surgió la membrana 1501 TFC como la única y exclusiva membrana aprobada por el ejército, ya que ésta comprobó ser la única lo suficientemente ruda para potabilizar todo tipo de aguas: saladas, salobres, fangosa y de pantanos después de tirárselas a las tropas en paracaídas.

Desde entonces, la empresa Fluid Systems ha seguido mejorando su control de calidad y ha logrado técnicas que resultan en una capa de rechazo de sales más homogénea y eficaz. Según se fue mejorando la 1501 de Jedha y del ejército con ocho años de experiencia de desarrollo y fabricación, su rechazo de sales se ha doblado y cuadruplicado.

ELEMENTOS 2021 HF. Estos elementos rinden 50% más de productividad que las membranas convencionales de agua de mar como la 2021 SS. O sea, rinden más de 90 m<sup>3</sup>/día por unidad de seis elementos. La tremenda productividad hace el costo de membranas, tubos, cabezales y módulo de desalación, un 50% más barato que las 2001 SS, y una fracción del costo de un módulo B-10.

La aplicación de estas membranas es en plantas que quieran obtener agua ultrapura para calderas o para proceso, partiendo de agua de mar. El costo del primer paso es mucho menos de la mitad del costo de un módulo con permeadores B-10. La calidad del agua, al nivel de 600 mg/l es comparable con la de casi todas las demás membranas en el mercado, excepto las 1501 SS y 2021 SS. Cuando se pasa este producto por una segunda etapa de membranas 8021MP TFC o 8021LP TFC se obtiene un producto de la planta de ósmosis con menos de 10 mg/l y, esta agua es idónea para calderas de alta presión.

Su distribuidor cuenta con muchos más datos sobre todas las mem

branas de la línea Fluid Systems. Simplemente por falta de espacio aquí nada más se mencionaron las más populares.

Precalear el agua de mar antes de alimentarla a la ósmosis es una aplicación muy interesante que ha sido implementada por la prestigiosa firma Bechtel. Se puede obtener un 4% de aumento de productividad por cada grado centígrado. Las membranas TFC tienen varios ejemplos de estar trabajando con precalentamiento a 45°C. Las posibilidades para termoeléctricas y otras plantas que tengan calor de desperdicio son muy interesantes.

Al precalentar el agua tendrá un descenso en la presión de operación, lo cual la experiencia ha demostrado resulta en operación más exitosa y membranas que no se ensucian tanto. Codelco es un buen ejemplo de este caso, ya que lograron extender el tiempo entre limpiezas por un factor de 4-6 al precalentar el agua. También obtuvieron un ahorro enorme en el consumo de energía eléctrica.

# FilmTec

INFORMACION TECNICA

# TESIS CON FALLAS DE ORIGEN

Water Treatment Technology

- 195 -

## FILMTEC® FT30 Membrane Description

7200 Ohms Lane  
Minneapolis, MN 55435 USA  
Telephone 612-835-5475  
TELEX 290099 FILMTEC EDNA  
TELEFAX 612-835-4999  
November 1988

FilmTec has developed and commercialized a thin-film composite reverse osmosis membrane that gives excellent performance for a wide variety of applications including low-pressure tapwater use, single-pass seawater desalination, chemical processing, and waste treatment. This membrane, designated FT30, is a significant improvement over conventional cellulose acetate types and other commercial thin-film composites in terms of flux, salt rejection, and microbiological resistance. FT30 elements can operate over a pH range of 2 to 11, are resistant to compaction, and are suitable for temperatures up to 45°C.

FilmTec spiral-wound elements of FT30 membrane have been extensively used since 1980 both in the United States and abroad. In numerous trials under actual seawater conditions, FT30 elements have provided salt rejections of better than 99 percent and fluxes of 20 gfd. On a 0.2 percent salt solution at 200 psi, rejections of 96 percent and fluxes of 22 gfd are routinely obtained.

Several long term tests have been completed. A continuous three year test operating at about 25°C and 350 psi on 3000 ppm feed did not show any membrane compaction or deterioration in salt rejection. Elements have also operated in shipboard seawater systems with normal intermittent use for over three years with no serious loss in performance. Total installed capacity has now exceeded 50 million gallons per day.

### Thin-Film Composite Configuration

The membrane composite consists of three layers: a polyester support web, a microporous polysulfone interlayer, and an ultrathin barrier coating on the top surface.



A schematic diagram of the membrane is shown above.

### Description of the FT30 Membrane

The major structural support is provided by the nonwoven web, which has been calendared to produce a hard, smooth surface free of loose fibers. Since the polyester web is too irregular and porous to

provide a proper substrate for the salt barrier layer, a microporous layer of engineering plastic (Udel polysulfone) is cast onto the surface of the web. The polysulfone coating is remarkable in that it has surface pores controlled to a diameter of approximately 150 angstroms. The FT30 barrier layer, about 2000 angstroms thick, can withstand high pressures because



of the support provided by the polysulfone layer. Because it is thicker than the other thin-film composites, FT30 is more resistant to mechanical stresses and chemical degradation.

#### **Biological Protection and Disinfection**

Various storage tests have been conducted at FilmTec on FT30 elements to determine biological protection procedures. The best procedure for storage is to soak the element in an aqueous solution with 20 percent by weight glycerine and 1.0 percent sodium bisulfite. The glycerine also prevents freeze damage. For short term storage (up to a week) only the bisulfite is needed to prevent biological growth. This treatment maintains initial membrane flux and performance.

Disinfection with chlorinating agents can be practiced within limits, but is not generally recommended. The FT30 membrane is resistant to chloramine, chloramine-T, N-chloroisocyanurates such that these mild agents can be used, but their disinfectant properties are not very great. Pure chlorine dioxide can be used successfully at 500 ppm concentration if the storage period is less than one week, but it is not an effective biocide for longer periods. Chlorine dioxide that is generated on site from chlorine and sodium chlorate is always contaminated with free chlorine, which attacks the membrane. The FT30 membrane is permeable to chloramine and to chlorine dioxide. Either of these will pass through the membrane, providing a small residual disinfectant in the permeate.

The membrane has only limited resistance to free chlorine. The rate of chlorine attack is dependent on pH and salinity levels.

Chlorine attack is most rapid at lower salt concentrations, occurring fastest in deionized water and slowest in seawater. Chlorine attack is slowest at neutral and acidic pH levels and fastest at alkaline pH levels. It is noteworthy, however, that short-term exposure of the membrane to chlorine does not destroy the membrane. Thus, it can be used effectively in installations where system upsets may result in temporary exposure of the membrane to free chlorine.

Alternative disinfectants that may be used are formaldehyde, hydrogen peroxide, and peracetic acid. Formaldehyde may be used after the element has been flushed out for at least six hours. Thereafter, using formaldehyde at 0.5 to 3.0 percent is feasible, but will result in a temporary flux loss. After rinse out of formaldehyde, permeate flow will return to our rated value as specified in our warranty. Hydrogen peroxide or peracetic acid can be used as specified in our warranty. Hydrogen peroxide or peracetic acid can be used at concentrations up to 0.2 percent at 25°C, but not at higher temperatures. Continuous exposure to hydrogen peroxide at this concentration will damage the membrane.

Copper sulfate can be used to control algae growth. Iodine, quaternary germicides, and phenolic compounds should not be used as tests show that all of these agents cause flux losses.

#### **Cleaning**

Because of the FT30 membrane's combination of pH stability and temperature resistance, cleaning can be done very effectively. Both acidic and alkaline cleaners can be used at temperatures to 50°C. Acid cleaning to remove mineral scale is best done at pH 2 with

phosphoric, hydrochloric, sulfamic or nitric acid. Citric acid can also be used. Alkaline cleaning to remove organic fouling is generally done with sodium hydroxide and sodium lauryl sulfate. Various combinations of agents such as sodium EDTA, sodium tripolyphosphate, and trisodium phosphate can also be used.

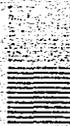
Generally, anionic surfactants can be used for alkaline cleaning. Cationic surfactants cause an irreversible flux loss and must be avoided. Nonionic surfactants can sometimes be used, but they must be used sparingly and thoroughly rinsed out before the membrane is pressurized. Do not use any chemical which is not approved in writing by FilmTec. Commercial laundry detergents cannot be approved because the specific chemical constituents are unknown.

See FilmTec bulletins *Cleaning Procedures and Biological Protection and Disinfection* for further information.

**FILMTEC****Reverse Osmosis Membrane  
Biological Protection and Disinfection**

7200 Orms Lane  
Minneapolis, MN 55435 USA  
Telephone 612-835-5475  
TELEX 840899 FILMTEC EDNA  
TELEFAX 612-835-4996

March 1988



Various storage tests have been conducted at FilmTec on FT-30 elements to determine biological protection procedures. The best procedure for storage is to soak the element in an aqueous solution with 20 percent, by weight, glycerine and 1.0 percent, by weight, sodium bisulfite. The glycerine also prevents freeze damage. For short-term storage (up to one week) only the bisulfite is needed to retard biological growth. This treatment maintains initial membrane flux and performance.

The membrane has only limited resistance to free chlorine. The rate of chlorine attack is dependent on pH and salinity levels. Chlorine attack is slower at neutral and acidic pH levels and faster at alkaline pH levels. Chlorine attack is also faster in the presence of heavy metals, such as iron, which catalyze the reaction. It is noteworthy, however, that short-term exposure to chlorine does not destroy the membrane. Thus, it can be used effectively in installations where system upsets may result in temporary exposure to free chlorine. Short-term exposure results in degradation after about 200-1000 hours at one mg/l concentration.

Disinfection with chlorinating agents such as combined chlorine can be practiced within limits, but is not recommended. Generally, FT-30 is resistant to

mild chlorinating agents, but at concentrations too low to be effective in disinfection. These agents include chloramine, chloramine-T, and N-chloroisocyanurates. These agents slowly damage the membrane, because they are always in equilibrium with a small amount of free chlorine.

Pure chlorine dioxide can be used successfully at 500 PPM concentration for element storage of up to one week, but is not effective for longer periods. In FilmTec's experience, chlorine dioxide is a good bacteriostat, but is not a good sterilant under typical conditions. When its concentration drops below 10 ppm (which occurs in one week or less during storage) microbiological growth rapidly rebounds. Chlorine dioxide that is generated on site from chlorine and sodium chlorate is always contaminated with free chlorine, which attacks the membrane. The FT-30 membrane is permeable to chloramine and chlorine dioxide, so these pass through the membrane and provide a small residual disinfectant in the permeate.

Alternative disinfectants that may be used are formaldehyde, hydrogen peroxide, and peracetic acid. Formaldehyde may be used after the element has been flushed out for at least six hours. Thereafter, using formaldehyde at 0.5 to 3.0 percent is feasible, but will result in a temporary flux loss. After rinse out of formaldehyde,

permeate flow will return within 2-4 hours to our rated value as specified in our warranty. A one-time, permanent flux loss of 5 to 10 percent is likely to occur after the first use of formaldehyde, but subsequent applications will not result in an additional decrease. Hydrogen peroxide or peracetic acid can be used at concentrations up to 0.2 percent at 25°C, but not at higher temperatures. Continuous exposure to hydrogen peroxide at this concentration will damage the membrane.

Copper sulfate can be used to control growth of algae if the pH is low enough to prevent copper hydroxide precipitation. Typically, copper sulfate is fed continuously at 0.1 to 0.5 PPM.

Iodine, quaternary germicides, and phenolic compounds cause flux losses, and should not be used.

FilmTec Corporation sells small packages of "Membrane Preservative" which is mixed with water to make a storage solution. For more information, please contact our Customer Service Department.

# FILMTEC

## Reverse Osmosis Membrane Design Guidelines

7200 Ohms Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612-836-5475  
 TELEX 290890 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4905  
 November 1988



The factor which has the greatest influence on the RO unit design is the fouling tendency of the feed water. Membrane fouling is caused by particles and colloidal material which are present in the feed water and are concentrated at the membrane surface. The concentration of the fouling materials at the membrane surface increases with increasing permeate flux and increasing element recovery. A system designed with high permeate flux rates is therefore likely to experience higher fouling rates and more frequent chemical cleaning.

The Silt Density Index (SDI) value of the pretreated feed water correlates fairly well with the amount of fouling material present.

Only experience can set the limits on permeate flux and

element recovery for different types of waters. When designing an RO unit for a specific feed water, it is advantageous to know the performance of other RO units operating on the same water. However, quite often there are no other RO units to compare with and then the guideline below should be followed.

Permeate flux: permeate flow rate per unit membrane area.  
 Element recovery: ratio of permeate flow rate to feed flow rate for a single element.

### Design Guidelines

Feed Source	RO Permeate	UF Permeate	Well Water/ Softened Supply	Softened Surface Supply	Surface Supply	Filtered Tertiary Effluent	Seawater
Feed							
Silt Density Index	SDI<1	SDI<1	SDI<3	SDI 3-5	SDI 3-5		SDI<5
Max. Permeate Flux U.S. GFD (l/m <sup>2</sup> /h)	38 (65)	35 (60)	28 (48)	21 (36)	19 (32)	13 (22)	20 (34)
Max. Element Recovery % 40" (1 m) Long Element	40	25	19	17	15.5	10	10
Max. Permeate Flow Rate Per Element* GPD (m <sup>3</sup> /d)							
30-8040	12000 (45)	10900 (41)	8700 (33)	6500 (25)	5900 (22)	4000 (15)	6000 (22)
30-4040	3000 (11)	2700 (10)	2200 (8.2)	1600 (6.1)	1500 (5.6)	1000 (3.8)	1500 (5.6)
30-2540	1000 (3.8)	900 (3.4)	700 (2.7)	500 (2.0)	500 (1.9)	300 (1.3)	500 (1.9)
Max. Feed Flow Rate Per Element* U.S. GPM (m <sup>3</sup> /h)							
30-8040	70 (16)	70 (16)	62 (14)	60 (14)	55 (12)	50 (11)	60 (14)
30-4040	16 (3.6)	16 (3.6)	16 (3.6)	16 (3.6)	16 (3.6)	16 (3.6)	16 (3.6)
30-2540	6 (1.3)	6 (1.3)	6 (1.3)	5 (1.3)	6 (1.3)	6 (1.3)	6 (1.3)

\*SW30 elements for seawater column  
 BW30 elements for all other columns

**FILMTEC****FT30 Reverse Osmosis Membrane Specifications**

7200 Ohms Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612-835-5475  
 TELEX 200990 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-635-4990

May 1988

The FT30 reverse osmosis membrane gives excellent performance for a wide variety of applications including low pressure tapwater purification, single pass seawater desalination, chemical processing, and waste treatment. This membrane exhibits high rejection at low pressures with very stable long-term operation.

Solute Rejection (Approximate) 2000 PPM Solute, 225 PSI (1.6 MPa), 77°F (25°C), pH7 (unless otherwise noted).

Solute	MW	Rejection (%)
Sodium fluoride NaF <sup>1</sup>	42	98
Sodium cyanide NaCN	49	95
Sodium chloride NaCl	58	98
Silica SiO <sub>2</sub> (50 PPM)	60	98
Sodium bicarbonate NaHCO <sub>3</sub>	84	98
Sodium nitrate NaNO <sub>3</sub>	85	93
Magnesium chloride MgCl <sub>2</sub>	95	98
Calcium chloride CaCl <sub>2</sub>	111	99
Magnesium sulfate MgSO <sub>4</sub>	120	99
Nickel sulfate NiSO <sub>4</sub>	155	99
Copper sulfate CuSO <sub>4</sub>	160	99
Formaldehyde	30	35
Methanol	32	25
Ethanol	46	70
Isopropanol	60	90
Urea	60	70
Lactic acid (pH 2)	90	94
Lactic acid (pH 5)	90	99
Glucose	180	98
Sucrose	342	99
Chlorinated pesticides	-	99

**Operating Conditions**

Membrane Type	Thin-Film Composite Polyamide
Maximum Operating Pressure	1000 PSI (6.8 MPa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Free Chlorine Tolerance	<0.1 PPM
pH Range:	
Continuous operation	2-11
Short-term (30 min.) cleaning	1-12

<sup>1</sup> Fluoride rejection is strongly pH dependent (about 75% at pH 5, 50% at pH 4, 30% at pH 3.5, and 0% below pH 3). All FT30 membrane is available in a wide variety of spiral wound configurations. For more information, please contact Film Tec Corporation, Marketing Department.

**Important Operating  
Information**

- 200 -



**FilmTec Corporation**

A subsidiary of The Dow Chemical Company

7200 Orms Lane  
Minneapolis, MN 55435 USA  
Telephone 612-835-5475  
TELEX 290898 FILMTEC EDNA  
TELEFAX 612-835-4996

1. Keep elements moist at all times.
2. If operating specifications given in this Technical Bulletin are not strictly followed, the warranty will be null and void.
3. Permeate obtained from first hour of operation should be discarded.
4. Elements must be in use for at least 6 hours before formaldehyde is used as a biocide. If the elements are exposed to formaldehyde before being in use for this period of time a severe loss in flux may result.
5. To prevent bacterial growth and help maintain flux, it is recommended that elements be immersed in a preservative solution whenever the system is not in use for a period longer than one week. See Film Tec Technical Bulletin "Biological Protection and Disinfection" for further details.
6. The membrane shows some resistance to short-term attack by chlorine (hypochlorite). Continuous exposure, however, may damage the membrane and should be avoided.
7. The customer is fully responsible for the effects of unapproved chemicals on FilmTec elements. Their use will void the element warranty.

**FILMTEC**

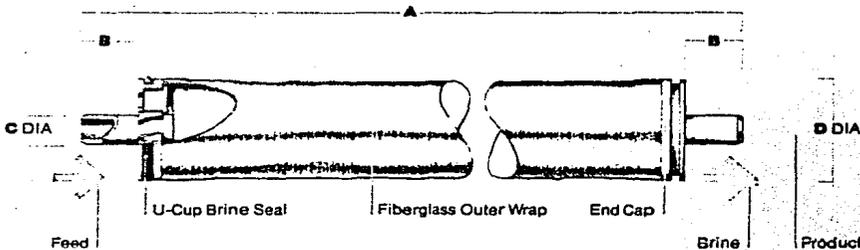
2.5" Seawater RO Element Specifications

7200 Ohms Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612-835-5475  
 TELEX 290899 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4996  
 May 1988



	Product Water Flow Rate GPD (m <sup>3</sup> /D)	Minimum Salt Rejection CF (%)	Average Salt Rejection CF (%)
SW30-2514	100 (0.38)	98.6	99.1
SW30-2521	200 (0.76)	98.6	99.1
SW30-2540	500 (1.9)	98.6	99.1

1. Permeate flow and salt rejection based on the following conditions: 2000 ppm seawater, 200 PPM (2.46%) TDS (35°C), and recovery as indicated below. 2. Flow rates for individual elements may vary ±15%.



**Operating Conditions**

Membrane Type	Thin-Film Composite
Maximum Operating Pressure	1000 PSI (6.8 MPa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Feed Turbidity	1 NTU
Free Chlorine Tolerance	<0.1 PPM
pH Range	
Continuous operation	2-11
Short-term (30 min.), cleaning	1-12
Maximum Feed Flow	6 GPM (23 LPM)
Maximum Feed Silt Density Index	SDI 5
Maximum Pressure Drop Across 40" Element	20 PSI

**Single Element Recovery (Permeate Flow to Feed Flow)**

	Recovery	Dimensions (Inches)			
		A	B	C	D
SW30-2514	0.035	14.0	1.1	0.75	2.4
SW30-2521	0.05	21.0	1.1	0.75	2.4
SW30-2540	0.1	40.0	1.1	0.75	2.4

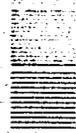
3. Consult Filmtec Design Guidelines (bulletin #4004A) for multiple element applications and seawater feed sources. 4. Contact Filmtec Corporation, Marketing Department, before operating elements outside Design Guidelines or these specifications.

5. Element to fit 2.45 inch I.D. pressure vessel

FILMTEC-3000A

7200 Ohms Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612-835-5475  
 TELEX 290909 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4996

May 1988

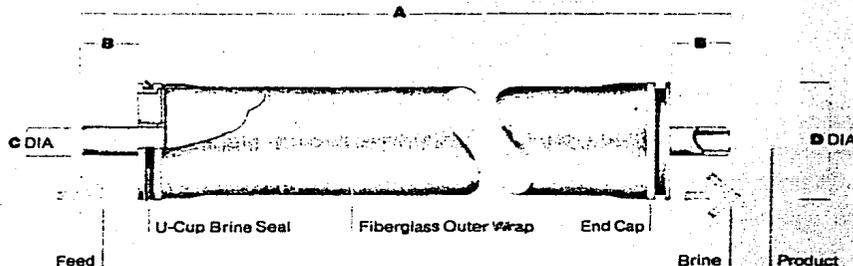


# FILMTEC®

## 4" Seawater RO Element Specifications

Product	Minimum Salt	Average Salt
	Rejection (%)	Rejection (%)
Permeate Flow Rate GPD (m <sup>3</sup> /D)	98.6	99.1
SW30-4014	300 (1.1)	98.6
SW30-4021	600 (2.3)	98.6
SW30-4040	1500 (5.7)	98.6

1. Permeate flow and salt rejection based on the following conditions: 35000 PPM Seawater, 800 PSI (5.7 M Pa), 77°F (25°C), pH9 and recovery as indicated below. 2. Flow rates for individual elements may vary ±10%.



### Operating Conditions

Membrane Type	Thin-Film Composite
Maximum Operating Pressure	1000 PSI (6.8 M Pa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Feed Turbidity	1 NTU
Free Chlorine Tolerance	<0.1 PPM
pH Range:	
Continuous operation	2-11
Short-term (30 min.), cleaning	1-12
Maximum Feed Flow	16 GPM (60 LPM)
Maximum Feed Silt Density Index	SDI 5
Maximum Pressure Drop Across 40" Element	20 PSI

### Single Element Recovery (Permeate Flow to Feed Flow)

Product	Recovery	Dimensions (inches)			
		A	B	C	D
SW30-4014	0.035	44.0	1.1	0.75	3.9
SW30-4021	0.05	44.0	1.1	0.75	3.9
SW30-4040	0.1	44.0	1.0	0.75	3.9

3. Consult FilmTec Design Guidelines (bulletin #4004A) for multiple element applications and various feed sources. 4. Contact FilmTec Corporation, Marketing Department, before operating elements outside Design Guidelines or these specifications.

5. Element to fit 4.00 inch I.D. pressure vessel

FILMTEC-3003A

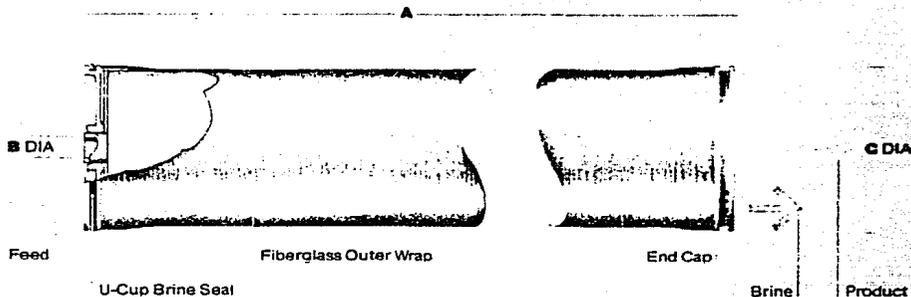
7200 Ohms Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612 835-5475  
 TELEX 290899 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4996  
 May 1988

# FILMTEC

## 8" Seawater RO Element Specifications

	Product Water Flow Rate GPD (m <sup>3</sup> /D)	Minimum Salt Rejection CF (%)	Average Salt Rejection CF (%)
SW30-8040	6000 (23)	98.6	99.1

1. Permeate flow and salt rejection based on the following conditions: 35000 PPM Seawater, 600 PSI (5.7 M Pa), 77°F (25°C), pH8 and recovery as indicated below. 2. Flow rates for individual elements may vary ±15%.



### Operating Conditions

Membrane Type	Thin-Film Composite
Maximum Operating Pressure	1000 PSI (6.8 M Pa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Feed Turbidity	1 NTU
Free Chlorine Tolerance	<0.1 PPM
pH Range:	
Continuous operation	2-11
Short-term (30 min.), cleaning	1-12
Maximum Feed Flow	60 GPM (230 LPM)
Maximum Feed Silt Density Index	SDI 5

### Single Element Recovery (Permeate Flow to Feed Flow)

	Recovery	Dimensions (Inches)		
		A	B	C
SW30-8040	0.10	40.0	1.125	7.9

3. Consult Filmtec Design Guidelines (bulletin #4004A) for multiple element operation and support lead forces. 4. Contact Filmtec Corporation, Marketing Department, before operating elements outside Design Guidelines or these specifications.

5. Element to fit 8.00 inch I.D. pressure vessel.

FILMTEC-3002A

# FILMTEC<sup>®</sup>

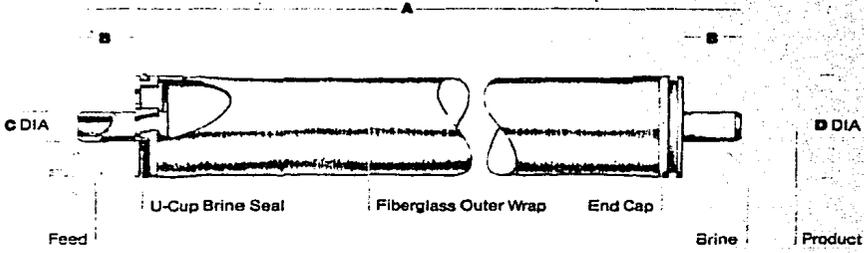
## 2.5" Seawater High Rejection Element Specifications

7200 Ohms Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612-835-5475  
 TELEX 290996 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4996  
 August 1988



	Product Water Flow Rate GPD (m <sup>3</sup> /D)	Minimum Salt Rejection (%)	Average Salt Rejection (%)
SW30HR-2514	65 (0.25)	99.2	99.5
SW30HR-2521	130 (0.50)	99.2	99.5
SW30HR-2540	320 (1.3)	99.2	99.5 </tr

1. Permeate flow and salt rejection based on the following conditions: 35000 PPM Seawater; 800 PSI (5.7 M Pa), 77°F (25°C) pH8 and recovery as indicated below. 2. Flow rates for individual elements may vary ±15%.



**Operating Conditions**

Membrane Type	Thin-Film Composite
Maximum Operating Pressure	1000 PSI (6.8 M Pa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Feed Turbidity	1 NTU
Free Chlorine Tolerance	< 0.1 PPM
pH Range:	
Continuous operation	2-11
Short-term (30 min.), cleaning	1-12
Maximum Feed Flow	6 GPM (23 LPM)
Maximum Feed Silt Density Index	SDI 5
Maximum Pressure Drop Across 40" Element	20 PSI

**Single Element Recovery (Permeate Flow to Feed Flow):**

	Recovery	Distances (inches)			
		A	B	C	D
SW30HR-2514	0.035	14.0	1.1	0.75	2.4
SW30HR-2521	0.05	21.0	1.1	0.75	2.4
SW30HR-2540	0.1	40.0	1.1	0.75	2.4

3. Consult FilmTec Design Guidelines (bulletin #4004A) for multiple element applications and various feed sources. 4. Contact FilmTec Corporation, Marketing Department, before operating elements outside Design Guidelines or these specifications.

B. Element to fit 2.5 inch I.D. pressure vessel

# FILMTEC®

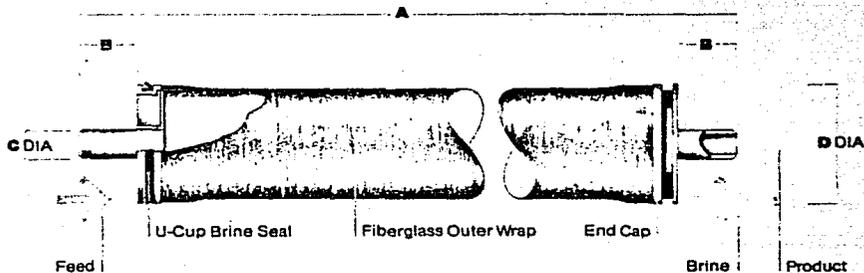
## 4" Seawater High Rejection Element Specifications

7200 Ohms Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612-835-8475  
 TELEX 200590 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4998  
 August 1988



	Permeate Water Flow Rate GPD (m <sup>3</sup> /D)	Minimum Salt Rejection (%)	Average Salt Rejection (%)
SW30HR-4014	200 (0.7)	99.2	99.5
SW30HR-4021	400 (1.5)	99.2	99.5
SW30HR-4040	1000 (3.8)	99.2	99.5

1. Permeate flow and salt rejection based on the following conditions: 35000 PPM Seawater, 800 PSI (5.7 MPa), 77°F (25°C), pH8 and recovery as indicated below. 2. Flow rates for individual elements may vary ±15%.



### Operating Conditions

Membrane Type	Thin-Film Composite
Maximum Operating Pressure	1000 PSI (6.8 MPa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Feed Turbidity	1 NTU
Free Chlorine Tolerance	<0.1 PPM
pH Range:	
Continuous operation	2-11
Short-term (30 min.), cleaning	1-12
Maximum Feed Flow	16 GPM (60 LPM)
Maximum Feed Silt Density Index	SDI 5
Maximum Pressure Drop Across 40" Element	20 PSI

### Single Element Recovery (Permeate Flow to Feed Flow)

	Recovery	Dimensions (inches)			
		A	B	C	D
SW30HR-4014	0.035	14.0	1.1	0.75	3.9
SW30HR-4021	0.05	21.0	1.1	0.75	3.9
SW30HR-4040	0.1	40.0	1.0	0.75	3.9

3. Consult FilmTec Design Guidelines (bulletin #4004A) for multiple element applications and various feed sources. 4. Contact FilmTec Corporation, Marketing Department, before operating elements outside Design Guidelines of these specifications.

5. Element to fit 4.00 inch I.D. pressure vessel

FILMTEC-3005A

# FILMTEC<sup>®</sup>

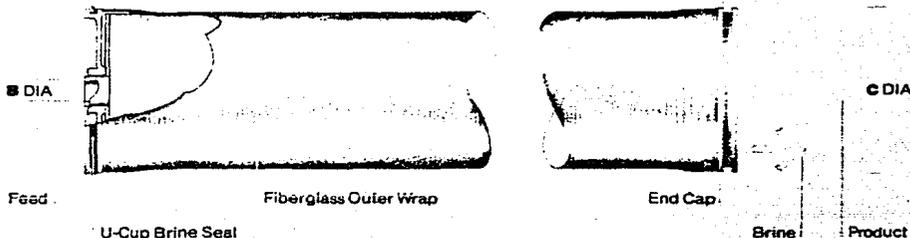
## 8" Seawater High Rejection Element Specifications

7200 Ohms Lane  
 Minneapolis, MN 55438 USA  
 Telephone 612-835-6475  
 TELEX 290999 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4986  
 August 1988



	Product Water Flow Rate GPM (m <sup>3</sup> /D)	Minimum Salt Rejection CF (%)	Average Salt Rejection CF (%)
SW30HR-8040	4000 (15)	99.2	99.5

1. Permeate flow and salt rejection based on the following conditions: 35000 PPM Seawater, 800 PSI (5.7 M Pa), 77°F (25°C), pH8 and recovery as indicated below. 2. Flow rates for individual elements may vary ±15%.



### Operating Conditions

Membrane Type	Thin-Film Composite
Maximum Operating Pressure	1000 PSI (6.8 M Pa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Feed Turbidity	1 NTU
Free Chlorine Tolerance	<0.1 PPM
pH Range:	
Continuous operation	2-11
Short-term (30 min.) cleaning	1-12
Maximum Feed Flow	64 GPM (240 LPM)
Maximum Feed Silt Density Index	SDI 5
Maximum Pressure Drop Across 40" Element	20 PSI

### Single Element Recovery (Permeate Flow to Feed Flow)

	Recovery	Dimensions (Inches)		
		A	B	C
SW30HR-8040	0.10	40.0	1.125	7.9

3. Consult Filmtac Design Guidelines (bulletin #4004A) for multiple element applications and various feed sources. 4. Contact Filmtac Corporation Marketing Department before operating elements outside Design Guidelines or these specifications.

5. Element to fit 8.00 inch I.D. pressure vessel.

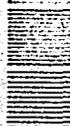
# Technical Bulletin

- 207 -

## FILMTEC®

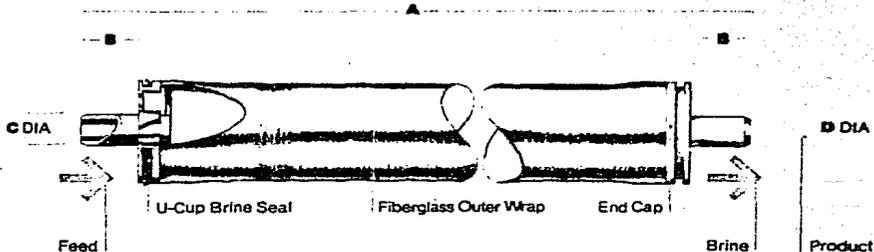
### 2.5" Brackish Water RO Element Specifications

7200 Ohms Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612-835-5475  
 TELEX 290899 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4996  
 May 1988



	Product Water Flow Rate GPD (ml/min)	Minimum Salt Rejection (%)	Average Salt Rejection (%)
BW30-2514	150 (0.6)	96	98
BW30-2521	250 (0.95)	96	98
BW30-2540	600 (2.3)	96	98

1. Permeate flow and salt rejection based on the following test conditions: 2000 PPM NaCl, 225 PSI (1.6 MPa), 77°F (25°C), pH 8, and recovery as indicated below. 2. Flow rates for individual elements may vary ±15%.



#### Operating Conditions

Membrane Type	Thin-Film Composite
Maximum Operating Pressure	600 PSI (4.1 MPa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Feed Turbidity	1 NTU
Free Chlorine Tolerance	< 0.1 PPM
pH Range:	
Continuous operation	2 - 11
Short-term (30 min.), Cleaning	1 - 12
Maximum Feed Flow	6 GPM (23 LPM)
Maximum Feed Silt Density Index	SDI 5

#### Single Element Recovery (Permeate Flow to Feed Flow):

	Recovery	Dimensions (Inches)			
		A	B	C	D
BW30-2514	0.05	14.0	1.1	0.75	2.4
BW30-2521	0.08	21.0	1.1	0.75	2.4
BW30-2540	0.15	40.0	1.1	0.75	2.4

3. Consult FilmTec Design Guidelines (bulletin #4004A) for multiple element applications and various feed sources. 4. Contact FilmTec Corporation, Marketing Department, before operating elements outside Design Guidelines or these specifications.

5. Element to fit 2.45 inch I.D. pressure vessel.

FILMTEC-1002A

# Technical Bulletin

- 208 -

## FILMTEC®

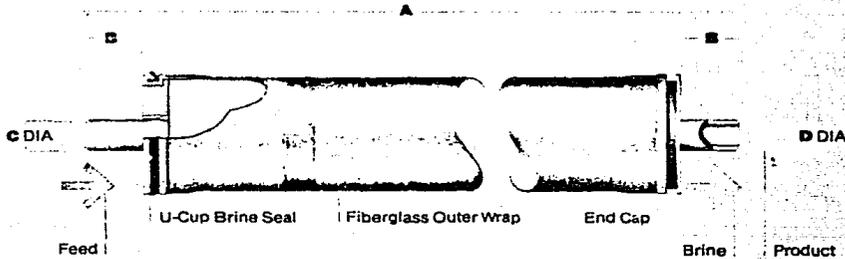
### 4" Brackish Water RO Element Specifications

7200 Chris Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612-835-5475  
 TELEX 290899 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4996  
 May 1988



	Product Water Flow Rate GPD (m <sup>3</sup> /D)	Minimum Salt Rejection (%)	Average Salt Rejection (%)
BW30-4014	450 (1.7)	96	98
BW30-4021	800 (3.0)	96	98
BW30-4040	1800 (6.8)	96	96

1. Permeate flow and salt rejection based on the following test conditions: 2000 PPM NaCl, 225 PSI (1.6 MPa), 77°F (25°C), pH 8, and recovery as indicated below. 2. Flow rates for individual elements may vary ±15%.



#### Operating Conditions

Membrane Type	Thin-Film Composite
Maximum Operating Pressure	600 PSI (4.1 MPa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Feed Turbidity	1 NTU
Free Chlorine Tolerance	< 0.1 PPM
pH Range:	
Continuous operation	2 - 11
Short-term (30 min.), Cleaning	1 - 12
Maximum Feed Flow	16 GPM (60 LPM)
Maximum Feed Silt Density Index	SDI 5

#### Single Element Recovery (Permeate Flow to Feed Flow)

	Recovery	Dimensions (inches)			
		A	B	C	D
BW30-4014	0.05	14.0	1.1	0.75	3.9
BW30-4021	0.08	21.0	1.1	0.75	3.9
BW30-4040	0.15	40.0	1.0	0.75	3.9

3. Consult FilmTec Design Guidelines (bulletin #4004A) for multiple element applications and various feed sources. 4. Contact FilmTec Corporation, Marketing Department, before operating elements outside Design Guidelines of these specifications.

5. Element to fit 4.00 inch I.D. pressure vessel.

FILMTEC-1001A

# Technical Bulletin

## FILMTEC®

### 8" Brackish Water RO Element Specifications

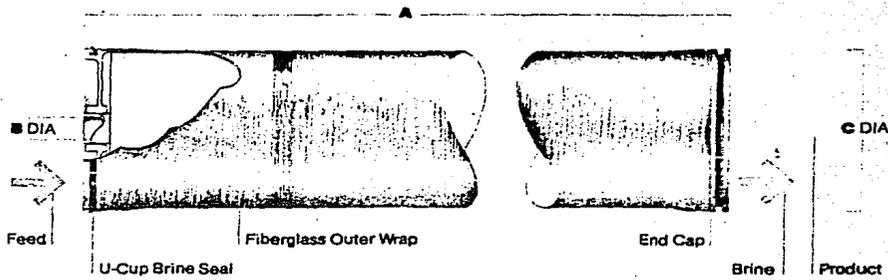
- 209 -

7200 Ohms Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612-835-5475  
 TELEX 290899 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4998  
 May 1986



	Product Water Flow Rate GPD (m <sup>3</sup> /D)	Minimum Salt Rejection (%)	Average Salt Rejection (%)
BW30-8040	7500 (28)	95	95

1. Permeate flow and salt rejection based on the following test conditions: 2000 PPM NaCl, 225 PSI (1.6 MPa), 77°F (25°C), pH 6, and recovery as indicated below. 2. Flow rates for individual elements may vary ±15%.



#### Operating Conditions

Membrane Type	Thin-Film Composite
Maximum Operating Pressure	600 PSI (4.1 MPa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Feed Turbidity	1 NTU
Free Chlorine Tolerance	< 0.1 PPM
pH Range:	
Continuous operation	2 - 11
Short-term (30 min.), Cleaning	1 - 12
Maximum Feed Flow	70 GPM (265 LPM)
Maximum Feed Silt Density Index	SDI 5

#### Single Element Recovery (Permeate Flow to Feed Flow)

	Recovery	Dimensions (Inches)		
		A	B	C
BW30-8040	0.15	40.0	1.125	7.9

3. Consult FilmTec Design Guidelines (bulletin #4004A) for multiple element applications and various feed sources. 4. Contact FilmTec Corporation, Marketing Department, before operating elements outside Design Guidelines or these specifications.

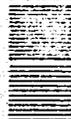
5. Element to fit 8.00-inch I.D. pressure vessel

FILMTEC-1008A

# FILMTEC

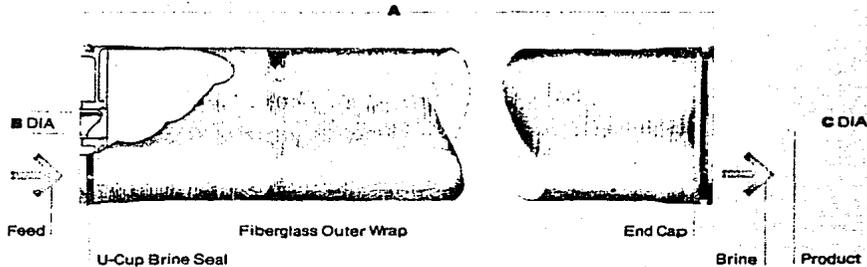
## 11" Brackish Water RO Element Specifications

7200 Ohms Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612-835-5475  
 TELEX 290699 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4998  
 May 1988



Product	Minimum Salt Rejection CF (%)	Average Salt Rejection CF (%)
BW30-11040	15,000(56)	96 98

1. Permeate flow and salt rejection based on the following test conditions: 2000 PPM NaCl, 225 PSI (1.6 M Pa), 77°F (25°C), pH 8, and recovery as indicated below. 2. Flow rates for individual elements may vary ±15%.



### Operating Conditions

Membrane Type	Thin-Film Composite
Maximum Operating Pressure	600 PSI (4.1 M Pa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Feed Turbidity	1 NTU
Free Chlorine Tolerance	<0.1 PPM
pH Range:	
Continuous operation	2-11
Short-term (30 min.) Cleaning	1-12
Maximum Feed Flow	130 GPM (492 LPM)
Maximum Feed Silt Density Index	SDI 5
Maximum Pressure Drop Across Element	12 PSI
Maximum Pressure Drop Across Any Vessel	60 PSI

### Single Element Recovery (Permeate Flow to Feed Flow)

Product	Recovery	Dimensions (Inches)		
		A	B	C
BW30-11040	0.15	40.0	2.000	10.9

3. Consult Filmtec Design Guidelines (Bulletin #40044) for multiple element applications and various feed sources. 4. Contact Filmtec Corporation Marketing Department before operating elements outside Design Guidelines or these specifications.

5. Element to 1/11 00 inch I.D. pressure vessel.

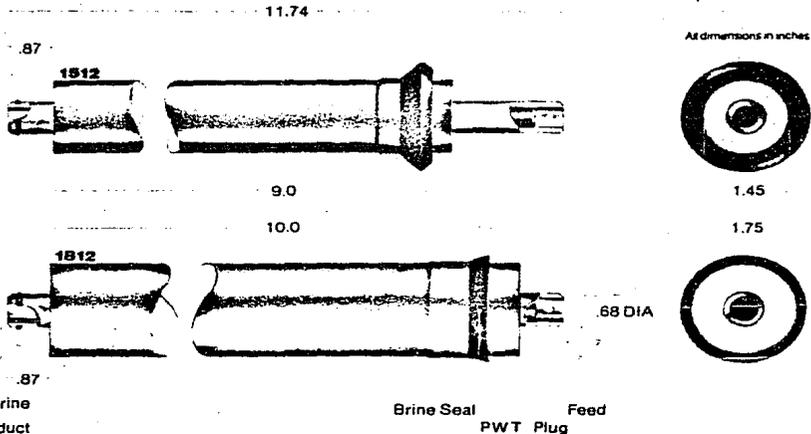
# FILMTEC®

## Home Drinking Water RO Element Specifications

7200 Ohms Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612-835-5475  
 TELEX 290899 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4996  
 May 1988

Product	Maximum Feed Water Flow Rate (GPD)*	Maximum Salt Rejection (%)**
TW30-1512	10±2	90
TW30-1812	16±3	90
TW30H-1812	24±4	90

1. Permeate flow and salt rejection based on the following conditions: 250 ppm tapwater, 50 PSI (3.4 MPa), 77°F (25°C), pH 8 and 15% recovery  
 2. Flow rates for individual elements may vary ±15%



### Operating Specifications

Maximum Operating Pressure	125 psi
Maximum Feed Flow Rate	2.0 gpm
Minimum Concentrate Flow Rate	4 x permeate flow
pH Range, Continuous	2-11
pH Range, Cleaning Cycle (30 min)	1-12
Maximum Operating Temperature	45° C
Maximum Feedwater Turbidity	1 NTU
Maximum Feedwater Silt Density Index	5 SDI
Chlorine Tolerance	0 ppm

3. For more information, contact FilmTec Corporation, Marketing Department

4. Element to fit 2" Schedule 40 pressure vessel

FILMTEC-1007B

# Technical Bulletin - 212 -

## FILMTEC®

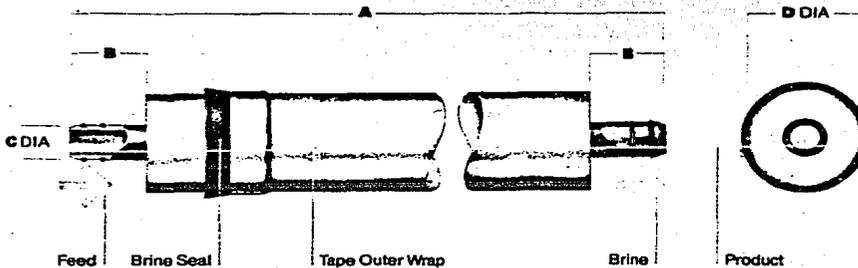
### 2" Tapwater RO Element Specifications

7200 Ohms Lane  
 Monroeville, PA 15146 USA  
 Telephone 612-835-5475  
 TELEX 290899 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4996  
 May 1988



Product	Permeate Water Flow Rate GPD (m <sup>3</sup> /D)	Minimum Salt Rejection (%)	Average Salt Rejection (%)
TW30-2013	100 (0.4)	96	98
TW30-2026	220 (0.8)	96	98

1. Permeate flow and salt rejection based on the following test conditions:  
 2000 PPM NaCl, 225 PSI (1.6 M Pa), 77°F (25°C), pH 8, and recovery as  
 indicated below. 2. Flow rates for individual elements may vary ±15%.



#### Operating Conditions

Membrane Type	Thin-Film Composite
Maximum Operating Pressure	300 PSI (2.1 M Pa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Feed Turbidity	1 NTU
Free Chlorine Tolerance	<0.1 PPM
pH Range:	
Continuous operation	2-11
Short-term (30 min.), cleaning	1-12
Maximum Feed Flow	3 GPM (11 LPM)
Maximum Feed Silt Density Index	SDI 5

#### Single Element Recovery (Permeate Flow to Feed Flow):

	Recovery	Dimensions (Inches)			
		A	B	C	D
TW30-2013	0.05	13.0	1.18	0.68	1.8
TW30-2026	0.1	26.0	1.18	0.68	1.8

3. For more information contact Film Tec Corporation Marketing Department.

4. Element to fit 2.12 inch I.D. pressure vessel.

FILMTEC-0068

# Technical Bulletin

- 213 -

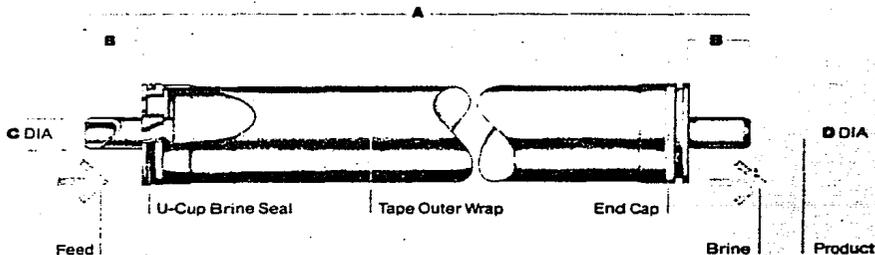
## FILMTEC<sup>®</sup>

### 2.5" Tapwater RO Element Specifications

7200 Ohms Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612-835-5475  
 TELEX 290899 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4996  
 May 1986

	Product Water Flow Rate CPM (L/Min)	Minimum Salt Rejection (%)	Average Salt Rejection (%)
TW30-2514	150 (0.6)	96	98
TW30-2521	250 (0.95)	96	98
TW30-2540	600 (2.3)	96	98

1. Permeate flow and salt rejection based on the following test conditions: 2000 PPM NaCl, 225 PSI (1.6 MPa), 77°F (25°C), pH 8, and recovery as indicated below. 2. Flow rates for individual elements may vary ±15%.



#### Operating Conditions

Membrane Type	Thin-Film Composite
Maximum Operating Pressure	300 PSI (2.1 MPa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Feed Turbidity	1 NTU
Free Chlorine Tolerance	<0.1 PPM
pH Range:	
Continuous operation	2 - 11
Short-term (30 min.), Cleaning	1 - 12
Maximum Feed Flow	3 GPM (11 LPM)
Maximum Feed Silt Density Index	SDI 5

#### Single Element Recovery (Permeate Flow to Feed Flow):

	Recovery	Dimensions (Inches)			
		A	B	C	D
TW30-2514	0.05	14.0	1.2	0.75	2.4
TW30-2521	0.08	21.0	1.2	0.75	2.4
TW30-2540	0.15	40.0	1.0	0.75	2.4

3. Consult Filmtec Design Guidelines (Bulletin #4004A) for multiple element applications and select feed sources. 4. Contact Filmtec Corporation, Marketing Department, before operating elements outside Design Guidelines or these specifications.

5. Element to fit 2.45 inch I.D. pressure vessel.

FILMTEC-1006A

# FILMTEC<sup>®</sup>

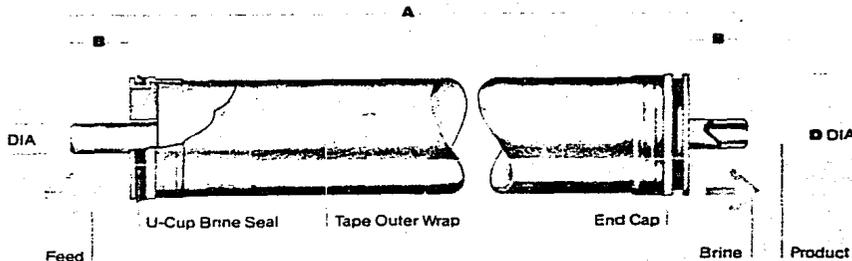
## 4" Tapwater RO Element Specifications

7200 Chms Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612-835-5475  
 TELEX 290899 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4996  
 May 1988



	Product Water Flow Rate GPD (m <sup>3</sup> /D)	Minimum Salt Rejection CF (%)	Average Salt Rejection CF (%)
TW30-4014	450 (1.7)	96	98
TW30-4021	800 (3.0)	96	98
TW30-4040	1800 (6.8)	96	98

1. Permeate flow and salt rejection based on the following test conditions: 2000 PPM NaCl, 225 PSI (1.6 M Pa), 77°F (25°C), pH 8, and recovery as indicated below. 2. Flow rates for individual elements may vary ± 15%.



### Operating Conditions

Membrane Type	Thin-Film Composite
Maximum Operating Pressure	300 PSI (2.1 M Pa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Feed Turbidity	1 NTU
Free Chlorine Tolerance	< 0.1 PPM
pH Range	
Continuous operation	2 - 11
Short-term (30 min.), Cleaning	1 - 12
Maximum Feed Flow	10 GPM (38 LPM)
Maximum Feed Silt Density Index	SDI 5

### Single Element Recovery (Permeate Flow to Feed Flow):

	Recovery	Dimensions (Inches)			
		A	B	C	D
TW30-4014	0.05	14.0	1.1	0.75	3.9
TW30-4021	0.08	21.0	1.1	0.75	3.9
TW30-4040	0.15	40.0	1.0	0.75	3.9

3. Consult Filmtec Design Guidelines (bulletin #4004A) for multiple element applications and various feed sources. 4. Contact Filmtec Corporation, Marketing Department, before operating elements outside Design Guidelines or these specifications.

5. Element to fit 4.00 inch I.D. pressure vessel.

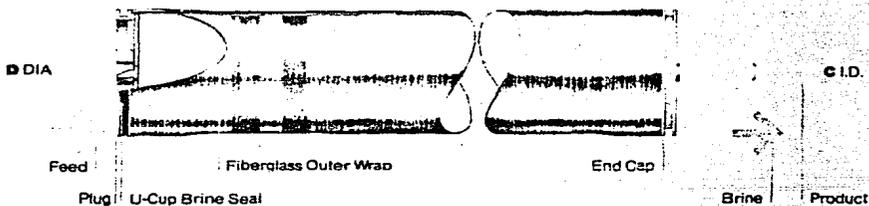
# FILMTEC®

## 4.6" Tapwater RO Element Specifications

7200 Chms Lane  
 Minneapolis, MN 55435 USA  
 Telephone 612-835-5475  
 TELEEX 290899 FILMTEC EDNA  
 TELEFAX 612-835-4996  
 May 1988

	Product Water Flow Rate GPD (m <sup>3</sup> /D)	Minimum Salt Rejection CF (%)	Average Salt Rejection CF (%)
TW30-4611	675 (2.5)	96	98
TW30-4619	1200 (4.5)	96	98
TW30-4641	2600 (9.8)	96	98

1. Permeate flow and salt rejection based on the following test conditions: 2000 PPM NaCl, 225 PSI (1.6 M Pa), 77°F (25°C), pH 8, and recovery as indicated below. 2. Flow rates for individual elements may vary ±15%.



### Operating Conditions

Membrane Type	Thin-Film Composite
Maximum Operating Pressure	600 PSI (4.1 M Pa)
Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
Maximum Feed Turbidity	1 NTU
Free Chlorine Tolerance	< 0.1 PPM
pH Range:	
Continuous operation	2 - 11
Short-term (30 min.), cleaning	1 - 12
Maximum Feed Flow	See Note 3
Maximum Feed Silt Density Index	SDI 5



To adapt to pressure vessel, one of two adaptors (pictured) will be required.

### Single Element Recovery (Permeate Flow to Feed Flow)

	Recovery	Dimensions (inches)			
		A	B	C	D
TW30-4611	0.05	11.4	-	0.53	4.6
TW30-4619	0.08	19.3	-	0.53	4.6
TW30-4641	0.15	41.3	2.19	0.53	4.6

3. Maximum Feed Flow: 10 GPM (38 LPM) for TW30-4611 and 15 GPM (57 LPM) for TW30-4619 and TW30-4641. 4. Consult Filmtec Design Guidelines (bulletin #4004A) for multiple element applications and various TAC sources. 5. Contact Filmtec Corporation Marketing Department before operating elements outside Design Guidelines or these specifications.

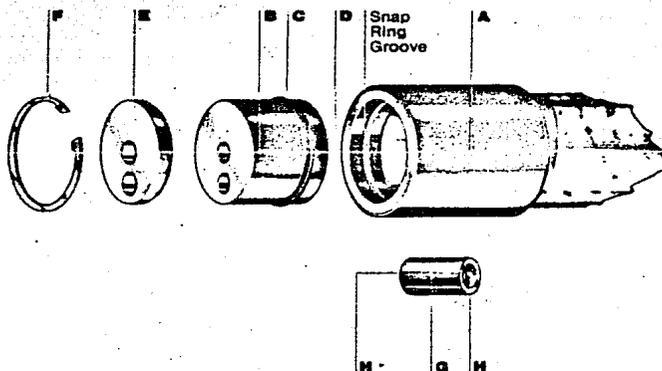
6. Element to fit 4.6 inch I.D. pressure vessel.

# FILMTEC

## 2.5" Pressure Vessel (Rated 1000 PSI) Assembly Instructions

7200 Ohms Lane  
Minneapolis, MN 55435  
Telephone 612-835-8475  
TELEX 290698 FILMTEC EDNA  
TELEFAX 612-835-1890

August 1985



### Single Element Assembly

1. Install o-rings (C,D) on each end plug (B). Lubricate lightly with glycerin.
2. Insert end plug (B) into one end of the vessel (A) until it is about  $\frac{1}{4}$ " past the snap ring groove.
3. Insert bearing plate (E), beveled side in, into the same end of vessel (A).
4. Install snap ring (F) into snap

ring groove making sure it is fully seated in groove. This is reject end of vessel.

5. Lubricate element u-cup brine seal with glycerin.
6. Insert element into other end of vessel (feed end) making sure u-cup brine seal flares toward feed end of vessel.
7. Install feed end plug assembly using steps 1-4.

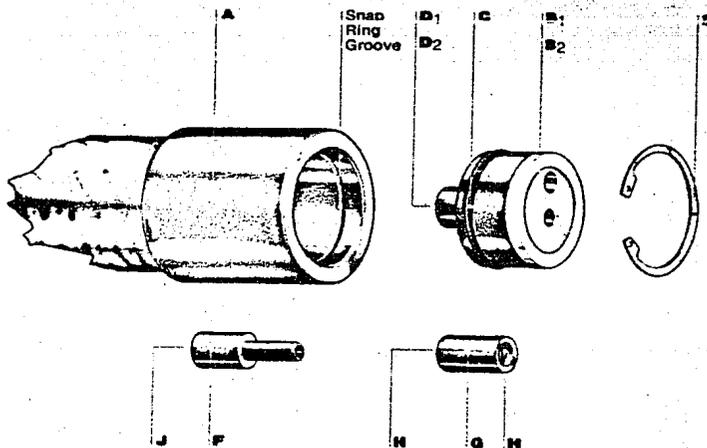
### Double Element Assembly

8. Follow steps 1-4.
9. Insert o-rings (H) into coupler (G). Lubricate lightly with glycerin.
10. Follow step 6 using coupler (G) to join elements as they are being inserted into vessel.
11. Follow step 7.

# FILMTEC

## 4" Pressure Vessel (Rated 600 PSI) Assembly Instructions

7200 Orms Lane  
Minneapolis, MN 55435  
Telephone 612-635-5475  
TELEX 200690 FILMTEC EDNA  
TELEFAX 612-635-4990  
August 1988



### Single Element Assembly

1. Install o-rings (C, D1) on each end plug (B1). Lubricate lightly with glycerin.
2. Insert end plug (B1) into one end of the vessel (A) until it is slightly past snap ring groove.
3. Install snap ring (E) making sure it is fully seated in snap ring groove. This is reject end of vessel.
4. Lubricate element u-cup brine seal with glycerin.

5. Insert element into other end of vessel (feed end) making sure u-cup brine seal flares toward feed end of vessel.
6. Install feed end plug assembly using steps 1-3.

### Multiple Element Assembly

7. Follow steps 1-3 using end plug B2 and D2.
8. Insert o-rings (J) into adaptor (F). Lubricate lightly with glycerin.
9. Place one adaptor (F) on

product water tube of first element opposite the end with the brine seal.

10. Insert o-rings (H) into coupler (G). Lubricate lightly with glycerin.
11. Follow steps 4-5 using coupler (G) to join elements as they are being inserted into vessel.
12. Place second adaptor on product water tube on brine seal end of last element.
13. Follow step 6 using end plug B2.

# Technical Bulletin

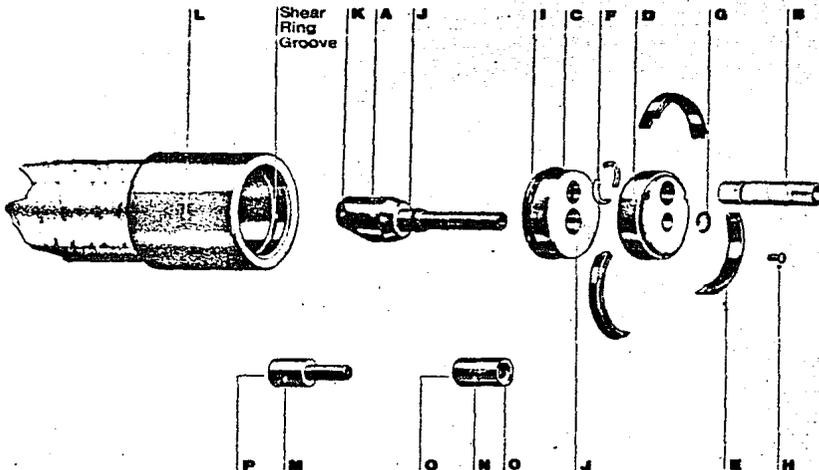
## FILMTEC

- 218 -

### 4" Pressure Vessel (Rated 1000 PSI) Assembly Instructions

7200 Ohms Lane  
Minneapolis, MN 55435  
Telephone 612-835-5475  
TELEX 200899 FILMTEC EDNA  
TELEFAX 612-835-4906

August 1988



#### End Plug Assembly

1. Install o-rings (I, J, K, O and P when applicable) into their respective places. Lubricate lightly with glycerin.
2. Install hub (A) through plug plate (C) until alignment pin is fully seated in alignment hole in plug.
3. Insert unthreaded end of titanium port (B) through bearing plate (D) from beveled side of plate. Place segmented retaining ring (F) into groove on port and pull back on port to seat retaining ring into bearing plate.
4. Slide plug plate (C) and bear-

ing plate (D) together so threaded end of hub protrudes far enough to expose snap ring groove on hub. Install snap ring (G) into groove.

#### Vessel Assembly

1. Insert assembled end plug into either end of vessel (L) about  $\frac{1}{4}$  inch past shear ring groove inside vessel.
2. Insert segmented shear ring (E) into groove so spaces between segments are aligned with holes in bearing place. Install three end plug screws (H) and tighten completely. This is reject end of vessel.
3. Insert element into the other end of vessel making sure u-cup brine seal flares outward toward feed end of vessel.
4. Install feed end plug assembly in the same manner as reject end plug and secure end plug screws.
5. For multiple element vessels, follow same assembly procedure except a slightly different hub (A) is used with adaptor (M) on both ends of vessel. Element product water tubes are joined with external coupler (N) as elements are inserted into vessel.

FILMTEC-8003

# APENDICE B

Bombas

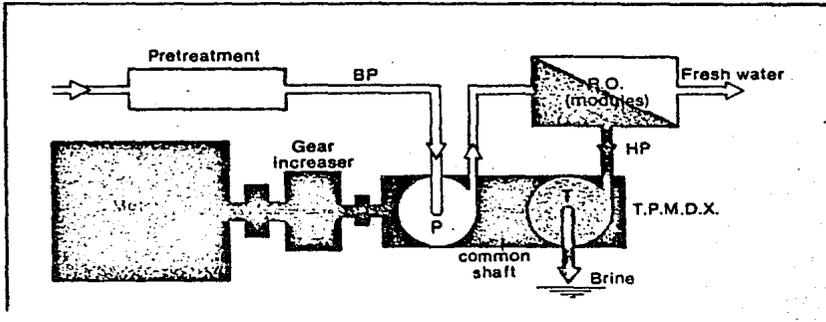
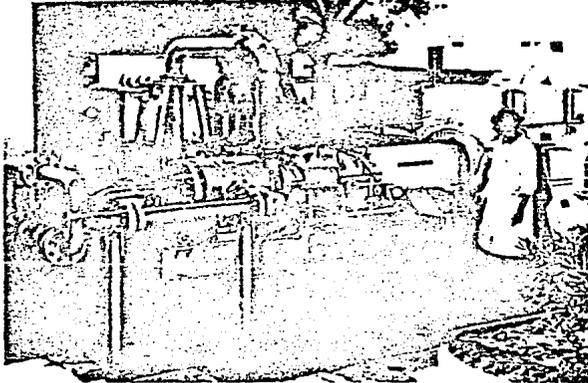
POMPES  GUINARD



# TPMDX

pompes guinard patent

the integrated turbo pump unit  
for sea water reverse osmosis desalination



**ECONOMICAL INFORMATIONS**

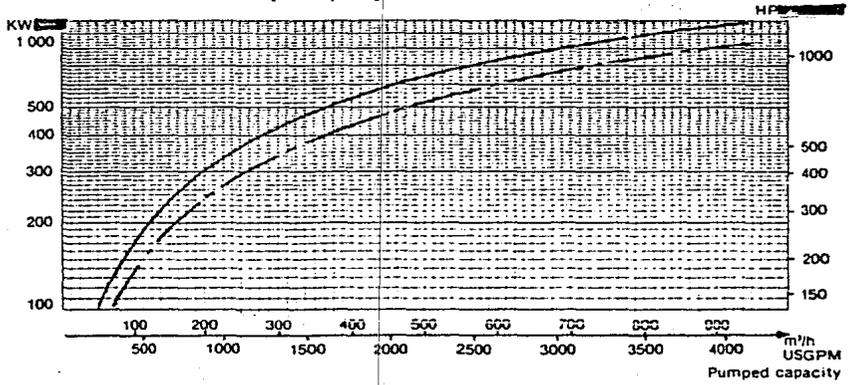
The following curves are based on general characteristics of Reverse Osmosis systems:

Reverse osmosis pressure : ——— 69 bars — 1000 PSI  
 - - - - - 56 bars — 815 PSI

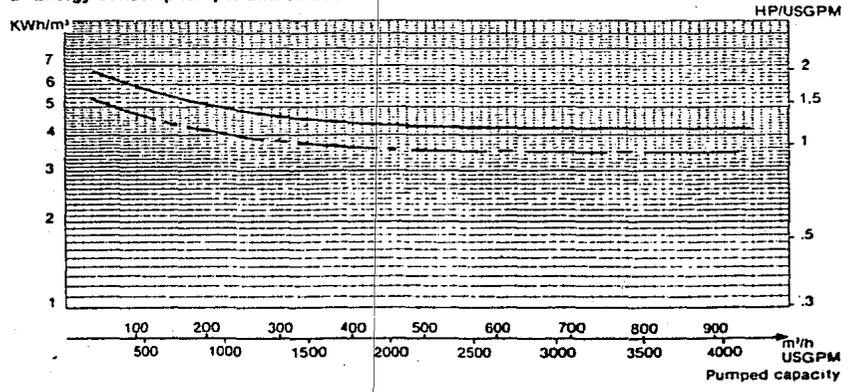
Conversion rate : 30 PCT

Membranes pressures losts : 4 bars — 50 PSI

**1 - Power on motor shaft / Pumped capacity**



**2 - Energy consumption per unit of fresh water**



## CONSTRUCTION

- 221 -

### 1 - General design

The complete TPMDX unit includes :

- the TPMDX
  - a gear increaser
  - a lubrication system
- } on a common base-plate

The integrated turbo-pump TPMDX is composed of a multi-stage pump and a multi-stage turbine back to back mounted on the same shaft and in the same casing, separated by a hydrostatic bearing.

### 2 - Materials

All casing parts	Z 2 CND 18-12
Hydraulics	Z 2 CND 18-12 with surface treatment
Wear rings	Z 5 CNDU 21-08 with surface treatment
Shaft	Z 5 CNDU 21-08
Labyrinth	Z 5 CNDU 21-08
Hydrostatic bearing	Z 2 CND 18-12 with stellite grade 6
Hydrostatic bearing sleeve	Z 2 CND 18-12 with stellite grade 12

### 3 - Reliability : Advantages

- Compactness
  - Hydrostatic bearing
- } - Critical speed at 120 PCT of running speed  
- Very low vibration level (up to less than 4µ)
- No mechanical seal
- Low maintenance cost
- Actual hydraulics of turbine
- } - Very high efficiencies  
- Low back pressure at turbine outlet
- Low liquid speed
- } - No risk of cavitation  
- No risk of erosion-corrosion

**THE TPMDX RANGE**

- 222 -

**1- Common dates**

Reverse osmosis pressure . . . . 70 bars - 1020 PSI  
 Turbine inlet pressure . . . . . 66 bars - 970 PSI  
 Gear increaser efficiency . . . . . 98 PCT

TPMDX Size	I	II	III	IV	V	VI
Speed (RPM)	9 300	8 400	7 700	7 400	6 200	5 200
Number of stages	5	5	4	3	3	3
Pump Turbine	5	4	3	2	2	2

Conversion rate	10 PCT	30 PCT				
Nominal pum (m <sup>3</sup> /h)	18	32	65	130	200	350
Capacity (USGPM)	79	141	286	572	880	1 540
Pump efficiency (PCT)	65	68	72	76	78	81
Turbine efficiency (PCT)	47	65	68	72	78	78
Power on motor shaft						
KW	48	69.5	130	231	327	507
HP	62	93	174	310	439	674
Equivalent pump efficiency (PCT)	75	68	96	108	117	129
Energy consumption per unit of fresh water						
KWh/m <sup>3</sup>	28.3	7.9	7.1	6.3	5.8	5.3
HP/GPM	8.6	2.4	2.1	1.9	1.7	1.6

Equivalent pump efficiency is a global efficiency of the TPMDX taking into account the power lost of:

- Hydrostatic bearing
- Balancing drum
- Gear increaser

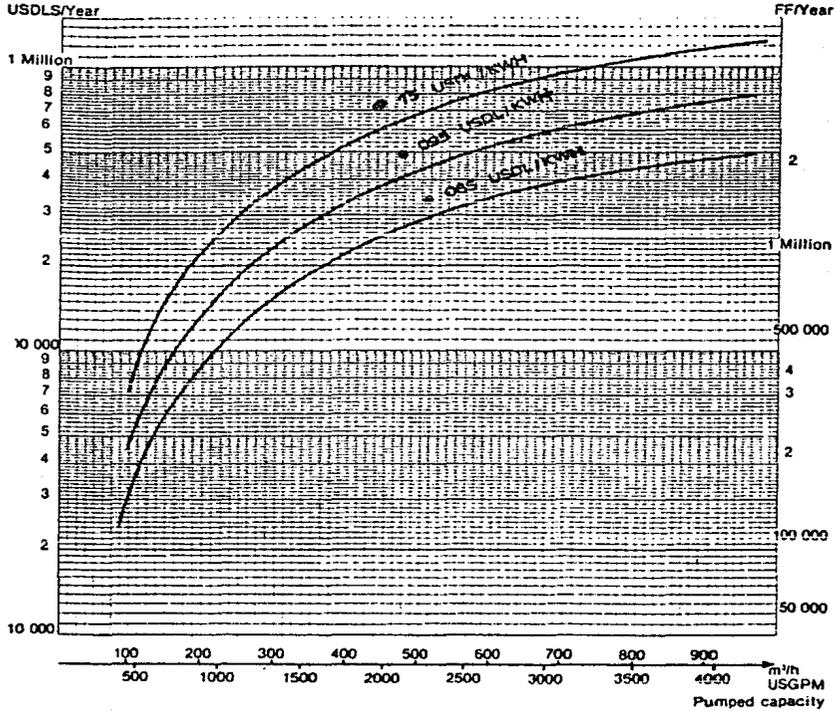
It is defined by:

$$\eta = \frac{\text{Hydraulic pump power}}{\text{Power on motor shaft}} = \frac{Q_p \times \Delta H_p \times 1.03}{\text{Power on TPMDX shaft} \times 367.2}$$

These values correspond to general characteristics. For different pressures, conversion rates or higher capacities, please consult us.

3 - Gain on running cost per TPMDX unit and per year of operation (8000 hours)

-223-



Generally and depending on the pumped capacity, osmosis pressure and conversion rate, the investment in pumping material is fully paid in less than one year and the difference of price between TPMDX unit and standard pump without energy recovery in a few months.

4 - Gain on investment cost

Because of its exclusive design, our TPMDX needs a motor power of about 60 PCT of those needed by the equivalent standard pump or the equivalent energy recovery systems with separated turbine. Therefore, the gain on motor price and all electrical equipment (transformer, cables, control cabinet...) is about 30 PCT.

Therefore, speaking of total price of complete system (electrical and pumping unit), the investment for TPMDX is less than this one of all the other systems.

During the operation of a Reverse Osmosis process, many factors affect the membranes characteristics (wearing out, temperature variation, salinity...) Therefore, a regulation is sometimes necessary and depending on the problem, several regulation systems can be made with one or two valves, to insure the best recovery on the turbine side.

3 - Protection of the turbine

The turbine and pump sides are separated by the hydrostatic bearing which is lubricated by the pumped fluid.

The leakage of this bearing is drained in the turbine side (3 to 6 m<sup>3</sup>/h depending on the size of the TPMDX).

In case of accident on the Reverse Osmosis process (break-down of the pipe between membranes and turbine for example), this leakage increases considerably and guarantees the turbine against any drying up.

Only the integrated conception of the TPMDX can improve such a security.

4 - Some technical advantages of the TPMDX

For the Reverse Osmosis Desalination with energy recovery, the TPMDX is the only one system which guarantees all the following advantages.

Only one turbo-pump for the two functions : pumping and energy recovery.

Bearings : 1 hydrostatic bearing, 1 oil lubricated bearing

⇒ { No external ball bearing  
Only one shaft end

Sealing : 1 labyrinth ⇒ No mechanical seal

No clutch

Water speed : Low water speed ( < 10 m/s)  
⇒ No erosion, no efficiency decrease

Turbine hydraulics : Reaction (Francis type)

Necessary place in plant : Less than 3 m<sup>2</sup> with motor (vertical design)

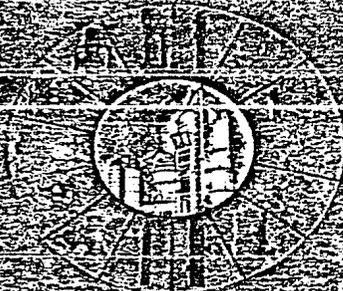
Brine evacuation : Pipe or external chanel without, retaking pump.



# Goulds Pumps... serving the world's industries

Goulds offers a wide range of products to meet the pumping requirements of industries around the world... pumps for chemical, pulp and paper, petroleum and allied, power, mining, food and beverage, primary metals, general industries and municipalities.

Over 100 Goulds branch sales offices and representatives are strategically located to serve these vital markets.



## Atlanta

## Boston

## Chicago

## Cincinnati

## Cleveland

## Dallas

## Denver

## Detroit

## Houston

## Los Angeles

## Memphis

## Minneapolis

## Miami

## New York

## Oak Brook

## Philadelphia

## Pittsburgh

## Riverside

## Salt Lake City

## San Antonio

## San Diego

## Seattle

## St. Louis

## Tampa

## Wichita

## Wilmington

## Yonkers

Atlanta, GA (404) 423-4900  
 Hunt Valley, MD (301) 666-7900  
 Baton Rouge, LA (504) 382-8770  
 Brentwood, TN (615) 832-2417  
 Birmingham, AL (205) 829-5523  
 Walsley Hills, W. VA (717) 211-1111  
 Chesapeake, VA (714) 524-3114  
 El Paso, TX (504) 722-4241

Charlotte, NC (704) 397-1111  
 Las Vegas, NV (702) 880-2800  
 Cincinnati, OH (513) 251-8887  
 Cleveland, OH (216) 635-2000  
 Richardson, TX (214) 234-3889  
 Englewood, CO (303) 781-4884  
 Southfield, MI (313) 337-4070  
 Houston, TX (713) 735-4990  
 Jacksonville, FL (904) 266-3333

Kansas City, MO (816) 842-4400  
 Wichita, KS (316) 892-8881  
 Memphis, TN (901) 787-2380  
 Mobile, AL (205) 342-0884  
 Minneapolis, MN (612) 825-1222  
 Salt Spring, PA (215) 847-4870  
 Pittsburgh, PA (412) 822-9160  
 Brentwood, GA (404) 842-7827  
 Lynnwood, WA (206) 775-4347  
 St. Louis, MO (314) 821-6000  
 Lafayette, CA (415) 283-3444  
 Tampa, FL (813) 835-1331  
 Tulsa, OK (918) 822-2400  
 Wichita, KS (316) 627-3170

## International Sales Offices

Atlanta, GA (404) 423-4900  
 Chicago, IL (312) 422-1111  
 Cincinnati, OH (513) 251-8887  
 Cleveland, OH (216) 635-2000  
 Dallas, TX (214) 234-3889  
 Denver, CO (303) 781-4884  
 Detroit, MI (313) 337-4070  
 Houston, TX (713) 735-4990  
 Jacksonville, FL (904) 266-3333  
 Kansas City, MO (816) 842-4400  
 Memphis, TN (901) 787-2380  
 Mobile, AL (205) 342-0884  
 Minneapolis, MN (612) 825-1222  
 Salt Spring, PA (215) 847-4870  
 Pittsburgh, PA (412) 822-9160  
 Brentwood, GA (404) 842-7827  
 Lynnwood, WA (206) 775-4347  
 St. Louis, MO (314) 821-6000  
 Lafayette, CA (415) 283-3444  
 Tampa, FL (813) 835-1331  
 Tulsa, OK (918) 822-2400  
 Wichita, KS (316) 627-3170

## Manufacturing Plants

Atlanta, GA (404) 423-4900  
 Chicago, IL (312) 422-1111  
 Cincinnati, OH (513) 251-8887  
 Cleveland, OH (216) 635-2000  
 Dallas, TX (214) 234-3889  
 Denver, CO (303) 781-4884  
 Detroit, MI (313) 337-4070  
 Houston, TX (713) 735-4990  
 Jacksonville, FL (904) 266-3333  
 Kansas City, MO (816) 842-4400  
 Memphis, TN (901) 787-2380  
 Mobile, AL (205) 342-0884  
 Minneapolis, MN (612) 825-1222  
 Salt Spring, PA (215) 847-4870  
 Pittsburgh, PA (412) 822-9160  
 Brentwood, GA (404) 842-7827  
 Lynnwood, WA (206) 775-4347  
 St. Louis, MO (314) 821-6000  
 Lafayette, CA (415) 283-3444  
 Tampa, FL (813) 835-1331  
 Tulsa, OK (918) 822-2400  
 Wichita, KS (316) 627-3170

## Field Offices

Atlanta, GA (404) 423-4900  
 Chicago, IL (312) 422-1111  
 Cincinnati, OH (513) 251-8887  
 Cleveland, OH (216) 635-2000  
 Dallas, TX (214) 234-3889  
 Denver, CO (303) 781-4884  
 Detroit, MI (313) 337-4070  
 Houston, TX (713) 735-4990  
 Jacksonville, FL (904) 266-3333  
 Kansas City, MO (816) 842-4400  
 Memphis, TN (901) 787-2380  
 Mobile, AL (205) 342-0884  
 Minneapolis, MN (612) 825-1222  
 Salt Spring, PA (215) 847-4870  
 Pittsburgh, PA (412) 822-9160  
 Brentwood, GA (404) 842-7827  
 Lynnwood, WA (206) 775-4347  
 St. Louis, MO (314) 821-6000  
 Lafayette, CA (415) 283-3444  
 Tampa, FL (813) 835-1331  
 Tulsa, OK (918) 822-2400  
 Wichita, KS (316) 627-3170

## Product Divisions

Atlanta, GA (404) 423-4900  
 Chicago, IL (312) 422-1111  
 Cincinnati, OH (513) 251-8887  
 Cleveland, OH (216) 635-2000  
 Dallas, TX (214) 234-3889  
 Denver, CO (303) 781-4884  
 Detroit, MI (313) 337-4070  
 Houston, TX (713) 735-4990  
 Jacksonville, FL (904) 266-3333  
 Kansas City, MO (816) 842-4400  
 Memphis, TN (901) 787-2380  
 Mobile, AL (205) 342-0884  
 Minneapolis, MN (612) 825-1222  
 Salt Spring, PA (215) 847-4870  
 Pittsburgh, PA (412) 822-9160  
 Brentwood, GA (404) 842-7827  
 Lynnwood, WA (206) 775-4347  
 St. Louis, MO (314) 821-6000  
 Lafayette, CA (415) 283-3444  
 Tampa, FL (813) 835-1331  
 Tulsa, OK (918) 822-2400  
 Wichita, KS (316) 627-3170

## Corporate Headquarters

Atlanta, GA (404) 423-4900  
 Chicago, IL (312) 422-1111  
 Cincinnati, OH (513) 251-8887  
 Cleveland, OH (216) 635-2000  
 Dallas, TX (214) 234-3889  
 Denver, CO (303) 781-4884  
 Detroit, MI (313) 337-4070  
 Houston, TX (713) 735-4990  
 Jacksonville, FL (904) 266-3333  
 Kansas City, MO (816) 842-4400  
 Memphis, TN (901) 787-2380  
 Mobile, AL (205) 342-0884  
 Minneapolis, MN (612) 825-1222  
 Salt Spring, PA (215) 847-4870  
 Pittsburgh, PA (412) 822-9160  
 Brentwood, GA (404) 842-7827  
 Lynnwood, WA (206) 775-4347  
 St. Louis, MO (314) 821-6000  
 Lafayette, CA (415) 283-3444  
 Tampa, FL (813) 835-1331  
 Tulsa, OK (918) 822-2400  
 Wichita, KS (316) 627-3170

## Atlanta

## Boston

## Chicago

## Cincinnati

## Cleveland

## Dallas

## Denver

## Detroit

## Houston

## Los Angeles

## Memphis

## Minneapolis

## Miami

## New York

## Oak Brook

## Philadelphia

## Pittsburgh

## Riverside

## Salt Lake City

## San Antonio

## San Diego

## Seattle

## St. Louis

## Tampa

## Wichita

## Wilmington

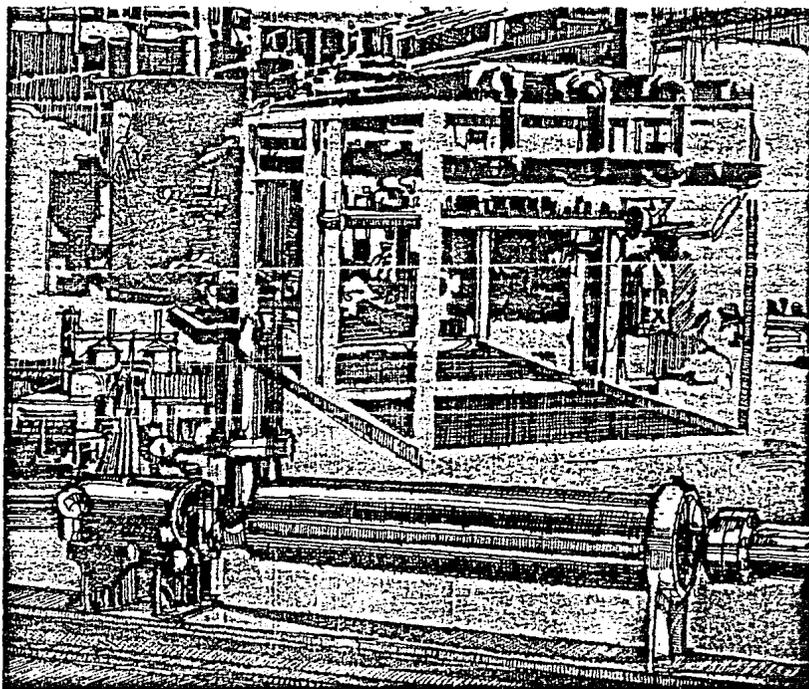
## Yonkers

**GOULDS PUMPS, INC.**  
 Printed in U.S.A.

# Low Flow/High Head Multi-Stage

# SECTION

# 10

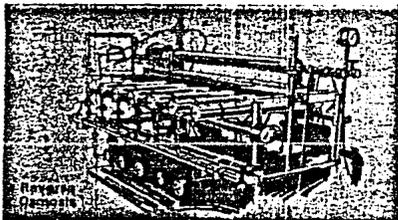
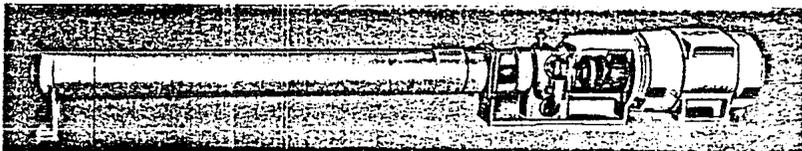


# Model 3333

## Series CB Multi-Stage Booster Pumps



LOW FLOW/  
HIGH HEAD



### Multi-Stage Centrifugal Diffuser Type For Low Flow— High Head Performance

- Capacities to 60 GPM (14m<sup>3</sup> h)
- Heads to 1730 feet (530m)
- Temperatures to 160 F (71 C)
- Working Pressure to 800 psi (5515 kPa) in standard construction, to 1100 psi (7600 kPa) in stainless construction.
- Suction Pressure to 100 psi (7 kg/cm<sup>2</sup>), to 300 psi (21 kg/cm<sup>2</sup>) with Tungsten Carbide Seal Faces, to 750 psi (52.5 kg/cm<sup>2</sup>) with balanced seal.

## Design Features

- High Efficiency
- Low Initial Cost
- Maintenance Free/Long Life
- Few Wearing Parts—Performance remains essentially the same throughout pump life.
- Steady Pressure—No accumulators required to remove pulsation.
- No Relief Valves Required
- Easy Flow Regulation—Simple Control Systems Required
- No Pulleys, Belts, Etc.
- Quiet Operation—Vibration Free.
- Steep performance curve for stable operation—excellent for parallel operation of two or more pumps.
- Simple Installation—no field alignment, no special foundation, skid, or grouting required.
- Space Saving

## Services

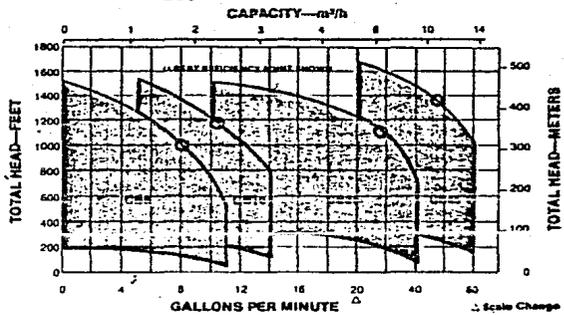
- Reverse Osmosis
- Descaling
- High Pressure Cleaning
- Transfer
- Process Water
- Hydraulic Systems
- Spraying Systems
- Pressure Booster for Hi-Rise Buildings
- All low flow applications where efficiency is critical.



High Pressure  
Cleaning



# Hydraulic Coverage 3500 R.P.M.



# Reliable Operation

## Efficient Design

The Boyle Model 3333 design of Boyle Series 3333 pumps affords efficiencies much higher than other conventional pumps that are designed for higher capacities.

The efficiency graph shows efficiency percentages on the y-axis (0-100) and capacity on the x-axis (0-60 GPM). Curve A (Positive Displacement) shows the highest efficiency, followed by B (Boyle Model 3333), C (Progressing Cavity), D (Regenerative Turbine), and E (Single Stage Conventional Centrifugal).

- A Positive Displacement (Piston, Plunger, Rotary, Gear, etc.)
- B Boyle Model 3333 Multi-Stage Progressive Cavity
- C Progressing Cavity Type
- D Regenerative Turbine (High Speed Single Stage Two Stage Conventional Centrifugal)
- E Single Stage Conventional Centrifugal

## Long Life/Low Maintenance

Boyle Model 3333 is designed for service normally assigned to positive displacement type equipment. The pump has performance and efficiencies comparable to positive displacement types, without the inherent disadvantages of these types.

The wear problems present with the close clearance positive displacement type pumps are eliminated by the centrifugal design of the Model 3333.

The bearings are designed for a minimum of 50,000 hours of continuous operation. Both the gear and bearings are easily replaced with minimum downtime—assuring low maintenance costs.

Low RPM is provided throughout the operating range eliminating wear from cavitation.

## Quiet-Smooth Performance

The centrifugal design of the Model 3333 assures quiet, vibration-free operation. It eliminates pressure surges inherent with reciprocating pumps and noise associated with ultra high speed pumps.

Hydraulic radial balance assures extremely low loads on steady bearings, resulting in low vibration and wear at a minimum.

Equal loads on impeller, pump and bearings.

# Parts List and Materials of Construction

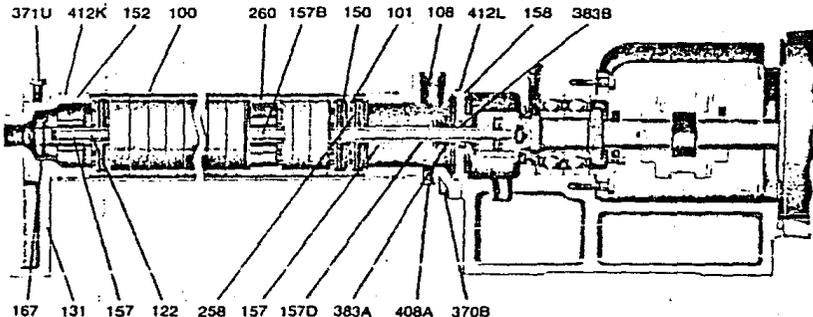
Power End									
Item No.	Part Name	Material	Grease Lubrication					Oil Lubrication	
			C	J	S	M	L	X	
109	Bearing End Cover	Cast Iron	—	—	—	—	—	—	—
109A	Bearing End Cover	Cast Iron	—	—	—	—	—	—	—
112	Ball Bearing—Thrust	Steel	—	3083ZJ	7305PDP	—	—	—	—
112A	Ball Bearing—Thrust	Steel	—	—	—	740B0T	740B0T	740B0T	—
113	Grease Relief Fitting	Steel/Clad Plate	—	—	S	—	—	—	—
113A	Breather	Steel	—	—	—	2A	L	X	—
123	Deflector (Not Shown)	Lam. Plastic	—	—	—	—	—	—	—
131	Pump Feet	Cast Iron	C	J	B	M	L	X	—
138	Bearing Lock Nut	Steel	—	—	—	—	—	—	—
166A	Ball Bearing Coupling End	Steel	—	—	—	40B3	40B3	40B3	—
183	Grease Fitting	Steel	—	—	S	—	—	—	—
F24	Frame—Oil/220 Lbs	Cast Iron	C	J	S	—	—	—	—
228A	Frame—Oil Lube	Cast Iron	—	—	—	M	L	X	—
233	Coupling Hub—Motor	Die Metal	—	J	S	M	L	X	—
271	Coupling Hub—Motor	Die Metal	—	—	—	M	L	X	—
273	Coupling Sleeve	Rubber	—	J	S	M	L	X	—
331	Sight Glass	Brass	—	—	—	M	L	X	—
332	Grease Seal—Bearing Cover	Buna-N	—	—	S	—	—	—	—
332A	Oil Seal—Bearing Cover	Buna-N	—	—	—	M	L	X	—
333	Grease Seal—Frame	Buna-N	—	—	S	—	—	—	—
333D	Oil Seal—Frame	Buna-N	—	—	—	M	L	X	—
334	Spacer Coupling	Steel	C	—	—	—	—	—	—
360	Gasket End Cover	Vulcanoid	—	J	S	M	L	X	—
361E	Retaining Ring—Bearing	Steel	—	J	—	—	—	—	—
370N	H-Cap Screw—End Cover	Steel	—	—	S	M	L	X	—
371	H-Cap Screw—Frame to Motor	Steel	C	J	S	M	L	X	—
371U	H-Cap Screw—Pump Foot Retaining	Steel	—	J	S	M	L	X	—
380	Shaft Seal	Steel	—	J	S	M	L	X	—
382	Bearing Lock Washer	Steel	—	—	—	—	—	—	—
400	Coupling Key	Steel	—	J	S	M	L	X	—
442	Bearing Spacer	Steel	—	—	—	M	L	X	—
578	Wire Washer	Steel	—	—	S	M	L	X	—

C Frame used motor bearings.

Liquid End			
Item No.	Part Name	Standard Connection	Specialty Connection
100	Casing	Carbon Steel	316 SS
101	Impeller with 316 SS shaft	Noryl	Noryl
108	Casing Adapter	Die-Cast Iron	316 SS
129	Shaft	316 SS	316 SS
150	Diffuser	Noryl	Noryl
157	Draining Head	Quacite Houghsburg Insert	316 SS
157	Spacer Sleeve	316 SS	316 SS
157B	Intermediate Bearing Shaft Sleeve	316 SS	316 SS
157D	Spacer Sleeve (Suction)	316 SS	316 SS
158	Stationary Seat Mount	316 SS	316 SS
157	Shaft Nut	316 SS	316 SS
258	Bowl	316 SS	316 SS
260	Intermediate Bearing	316 SS Buna Insert	316 SS Buna Insert
311	Shaft (Not Shown)	316 SS	316 SS
370B	H-Cap Screw—Casing to Adapter	Steel	Steel
363A	Rotary Element	316 SS	316 SS Buna
261B	Stationary Seat	Ceramic & Buna	Ceramic & Buna
406A	Pipe Plug—Drain	316 SS	316 SS
417A	O-ring Casing	Buna-N	Buna-N
417L	O-ring Stationary Seat Mount	Buna-N	Buna-N



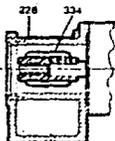
# Sectional View Model 3333



## Bearing Frames

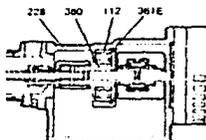
### C Frame

An adapter rather than a frame. For smaller CBS series pumps, the thrust load is carried by the motor bearings. NEMA motors through 2 HP TEFC can be mounted on this frame.



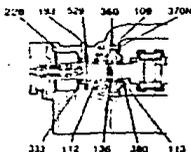
### J Frame

A greased-for-life medium duty Conrad bearing carries thrust loads developed by the low pressure BP20 series pumps. The maximum HP motor able to be mounted on the J frame is the NEMA 3 HP ODP.



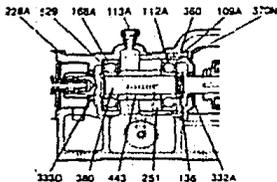
### S Frame

Two angular contact bearings mounted face-to-face carry low to medium duty thrust loads in this greaseable bearing frame. NEMA motors from 3 HP TEFC to 25 HP ODP can be mounted on this bearing frame.



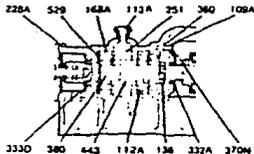
### M Frame

A single angular contact bearing carries medium to heavy thrust loads and provides oil lubrication for pumps requiring NEMA motors from 3 HP TEFC to 25 HP ODP.



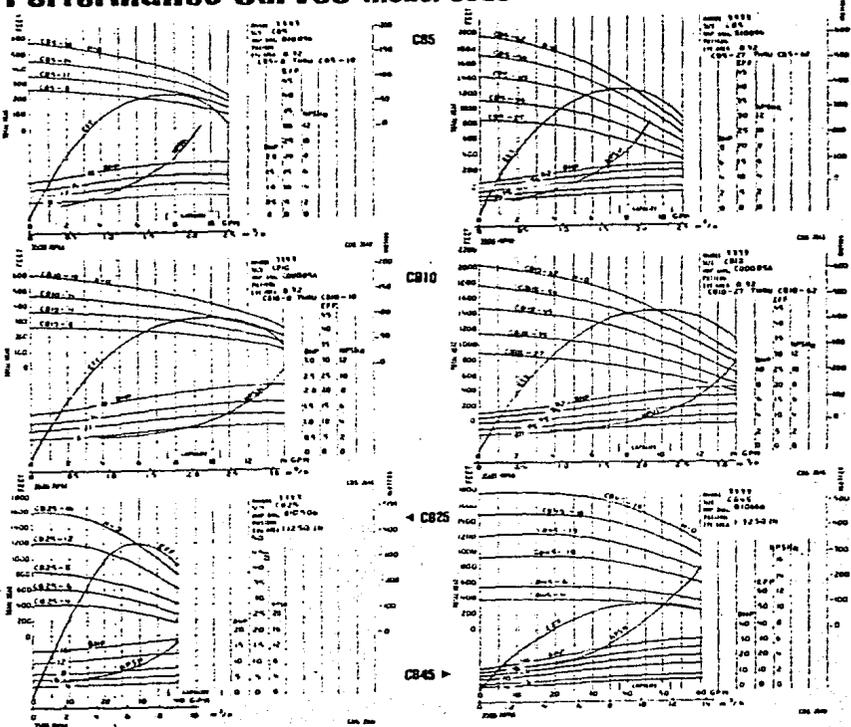
### L & X Frames

The oil lubricated L frame provides high thrust capability as encountered in high discharge pressure applications with tandem mounting of angular contact bearings. The L frame takes the same motor sizes as the S and M frames. On the X frame, an angular contact tandem bearing arrangement identical to the L frame carries high thrust loads and extends NEMA motor capability from 25 HP TEFC to 40 HP ODP.

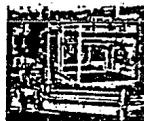




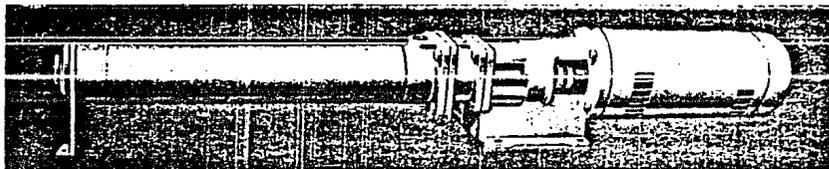
# Performance Curves Model 3333



## Model 3935 Series BP Multi-Stage Pumps



LOW FLOW/  
HIGH HEAD



### Centrifugal Diffuser Type for Wide Range of Low Flow, High Head Services

- Capacities to 140 GPM (32 m<sup>3</sup>/h)
- Heads to 2600 feet (792 m)
- Temperatures to 400°F (204°C) with cooling  
300°F (149°C) without cooling

## Features

High Efficiency  
Low NPSH Required  
Quiet Operation — Minimum Vibration and Low Maintenance  
Few Wearing Parts — Performance remains essentially the same throughout pump life.  
Steady Pressure — No accumulators required to remove pulsation.  
No Relief Valves Required  
Threaded Connections Standard — Flanged Construction Available  
Easy Flow Regulation — Simple control systems required.  
Steep performance Curve for Stable Operation  
Simple Installation  
Low Initial Cost  
Space Saving

## Services

Boiler Feed  
Reverse Osmosis  
Petrochemical and Hydrocarbon Services  
Transfer  
Hydraulic Systems  
Descaling  
Process Water  
Spraying Systems  
High Pressure/High Temperature Cleaning  
All Low Flow Applications Where Efficiency is Critical

# Model 3935 series BP Multi-Stage Pumps

Heavy Duty Design Features for Wide Range of Low Flow/High Head Services

## TAIL BEARING

Design allows for thermal expansion or high temperature services.

## PRECISION HONED CASING

30-25 RMS finish on casing ID assures bowl alignment and permits easy assembly. Convex metal seal on bowl surfaces and auxiliary O-ring prevent leakage. Barrel type casing with dry buttress thread for high pressure containment.

## SHAFT

Keyed alloy shaft, one piece thru-out pump. No internal couplings.

## MECHANICAL SEAL

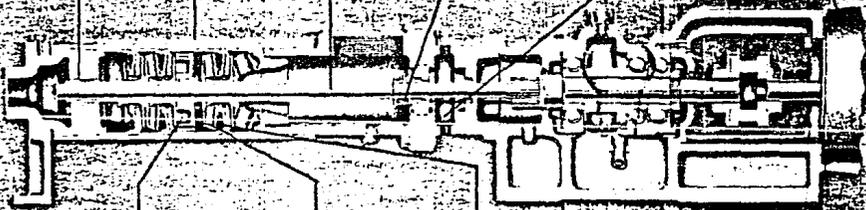
Standard mechanical seal is simple spring design providing positive drive while compensating for each face wear. Location of seal is in direct flow with pumpage providing flushing recommended by seal manufacturers for extended service life. Seal is recessed on the shaft requiring no external adjustment or measurement. Metal seal parts are stainless steel. Secondary sealing elements are Viton. Standard seal faces of carbon and ni-resist allow suction pressures to 100 psi. Carbon and tungsten carbide faces permit suction pressures to 400 psi. Other seals and arrangements are available.

## SEAL HOUSING AND COOLING JACKET

Installation of special seal arrangements and/or cooling flush systems. Precision machined between liquid and air power ends.

## MOTOR

Standard NEMA motor, factory built into pump and motor. No assembly required.



## STEADY BEARING

Intermediate carbon shaft bearing self-lubricated by pumpage and lock-fitted for accurate permanent alignment. Bearings spaced at 1 foot (0.3 meters) intervals.

## IMPELLER

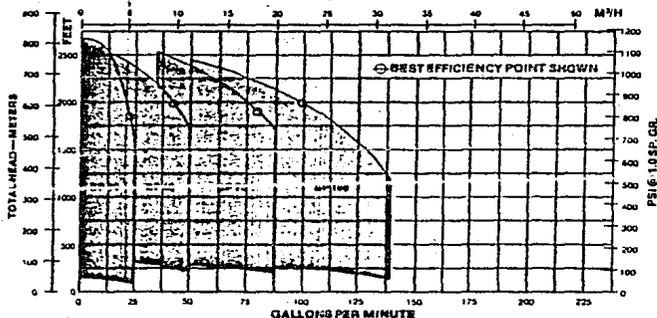
## DIFFUSER

## POSITIVE BOWL ALIGNMENT

Rabbit Ears provide positive alignment.



# 3500 R.P.M. Hydraulic Coverage



## Maximum Sealing Flexibility

**Double Unbalanced Seal**  
Used where it is feasible to keep elastomeric seal out of process. This arrangement can also be used on high pressure service where cooling is required.

**Cooling Chamber With Close Fitting Carbon Bushing**  
Used on hot services where pumping temperature exceeds the allowable limits of the mechanical seal.

**Low Pressure Cooling and/or Flush**  
Used mostly on high temperature heat transfer fluids operating at low suction pressures for very accurate cooling.

**Tandem Seal**  
Used on toxic and highly combustible services with or without compatible liquid buffer.

## Quiet - Smooth Performance

The centrifugal characteristics of Goulds Model 3935 assure quiet, smooth, low maintenance operation. High pitched noise inherent in high speed single stage designs and piston noise associated with reciprocating pumps are alleviated with the multi-stage design of the Model 3935. Therefore, the quiet, smooth running 3935 easily meets sound and vibration level requirements needed by today's applications.

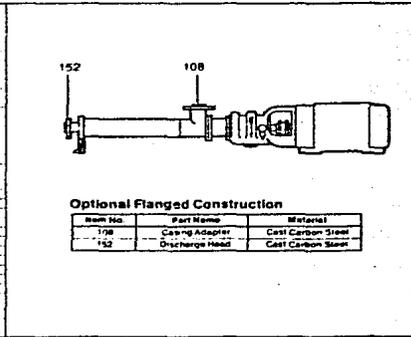
Radial Load On Impeller is Evenly Distributed and Balanced.

## Parts List and Materials of Construction

Power End		Grease Lubrication				Oil Lubrication			
Item No.	Part Name	Material	1	2	3	4	5	6	7
106	Retaining Ring Cover	Cast Iron	—	—	—	—	—	—	—
108A	Retaining End Cover	Cast Iron	—	—	—	—	—	—	—
109C	Retaining End Cover	Cast Iron	—	—	—	—	—	—	—
111	Ball Bearing	Steel	106529	1304P05	—	—	—	—	—
112A	Ball Bearing	Steel	—	—	10601	140601	140601	140601	111367
113	Grease Retent Covering	Steel, GAO Plate	—	—	—	—	—	—	—
113A	Brusher	Steel, 2mc Plate	—	—	—	—	—	—	—
113	Deflection (Not Shown)	Low Alloy Steel	—	—	—	—	—	—	—
131	Oil and Grease Seal Cover	Cast Iron	—	—	—	—	—	—	—
131	Frame (100 PSI version, 1000)	Cast Iron	—	—	—	—	—	—	—
136	Retaining Lock Nut	Steel	—	—	—	—	—	—	—
148	Ball Bearing	Steel	—	—	4045	4045	4045	4045	3118
149	Flange Frame	Steel, 2mc Plate	—	—	—	—	—	—	—
228	Frame - Grease Lubr	Cast Iron	—	—	—	—	—	—	—
228A	Frame - Oil Lubr	Cast Iron	—	—	—	—	—	—	—
232	Impeller Key (Not Shown)	Case Metal	—	—	—	—	—	—	—
733	Coupling Nut - Frame	Flu. Metal	—	—	—	—	—	—	—
124	Shafting Sleeve	Flu. Metal	—	—	—	—	—	—	—
281	Right Case	Met. Case	—	—	—	—	—	—	—
232	Grease Seal - Bearing	Steel	—	—	—	—	—	—	—
132A	Oil Seal - Bearing Cover	Flu. M.	—	—	—	—	—	—	—
133	Oil Seal - Seal Frame	Flu. M.	—	—	—	—	—	—	—
141D	Oil Seal - Seal Frame	Flu. M.	—	—	—	—	—	—	—
364	Oil Seal - Seal Frame	Flu. M.	—	—	—	—	—	—	—
361F	Retaining Ring - Bearing	Steel	—	—	—	—	—	—	—
370D	Adapter (Not Shown)	Steel	—	—	—	—	—	—	A V
370A	H Cap Screw - Frame to Seal	Steel	—	—	—	—	—	—	—
371	H Cap Screw - Frame to Seal	Steel	—	—	—	—	—	—	—
371V	H Cap Screw - Frame to Seal	Steel	—	—	—	—	—	—	—
370	Stud Bolt Assembly	Steel	—	—	—	—	—	—	—
362	Retaining Lock Washer	Steel	—	—	—	—	—	—	—
360	Motor Adapter (Not Shown)	Cast Iron	—	—	—	—	—	—	A V
421	Shafting Key	Steel	—	—	—	—	—	—	—
423	Retaining Washer	Steel	—	—	—	—	—	—	—
332	Stud Washer	Steel	—	—	—	—	—	—	—

### Liquid End

Item No.	Part Name	Material
100	Impeller	Carbon Steel
101	Impeller	Ni Resist Type 1
108	Coupling Adapter	Ni Resist Type 2
122	Shell	Ni Monel
120	Impeller	Ni Resist Type 2
120A	Impeller (Not Shown)	Ni Resist Type 2
151	Suction Diffuser	Ni Resist Type 2
152	Discharge Head	Ni Resist Type 2
162	Gasket Seal	316 SS
162B	Impeller Key (Not Shown)	316 SS
157C	1st Stage Seal Screw	316 SS
158	Stationary Seal Mount	Ni Resist Type 2
159	Seal Impeller	Ni Resist Type 2
178	Impeller Key (Not Shown)	Monel Alloy 400
180	Coupling Sleeve (Not Shown)	Ni Resist Type 2
201F	Impeller, First Stage	Ni Resist Type 1
280	Intermediate Bearing	Ni Resist Type 1 Carbon Insert
331	Impeller	316 SS
361	Retaining Ring Shaft	302 SS
361D	Retaining Ring Mach Spig	302 SS
370V	H Cap Screw - Adapter to Seal Housing	Steel
371C	H Cap Screw - Seal Housing to Frame	Steel
383A	Motor Coupling	18-8 SS Viton
383B	Stationary Seal (P/D)	Ni Resist / Viton
404A	First Pump Cover	Brass
112P	O Ring Coupling Jacket (Not Shown)	Viton
112Q	O Ring Coupling	Viton
112C	O Ring Stationary Seal Mount	Viton
473	Restricting Bushing	Carbon
372	Drive Coupler	316 SS
374	Spin Coupler	316 SS
318	Washer Bush	Clack Moly Teflon



Optional Flanged Construction

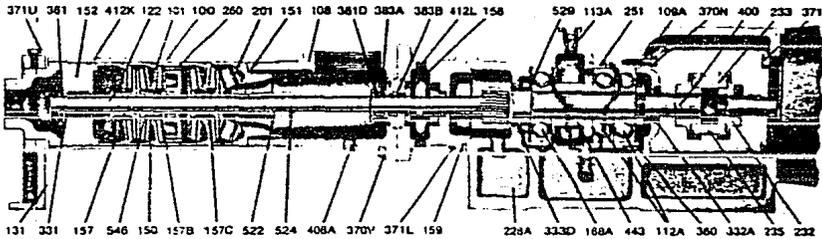
Item No.	Part Name	Material
152	Discharge Head	Cast Carbon Steel
108	Coupling Adapter	Cast Carbon Steel

Options: \* For 44TS and 4415 SC Motors Only 1 BP 40 TO & 100 Unit 2 Station V Frame

## Pressure/ Temperature Capability

Pressure	Working Pressure	1500 PSI Maximum (105 kg/cm <sup>2</sup> )
	Suction Pressure	400 PSI Maximum (28 kg/cm <sup>2</sup> )
Temperature	W O Seal Housing Cooling	Joint S Frames to 250 F (120 C) I Grease Lubr L 44 2 & V Frames to 300 F (148 C) Oil Lubr to 400 F (204 C)
	W Seal Housing Cooling	All Frames to 400 F (204 C)

## Sectional View Model 3935

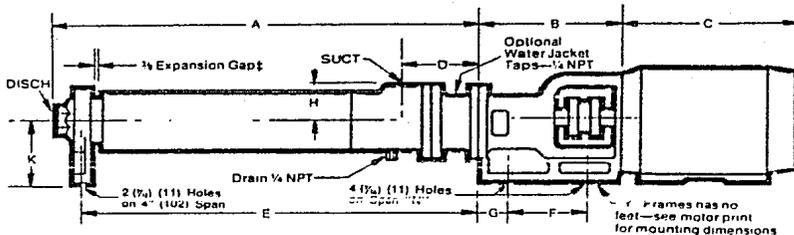


## Bearing Frames

<p><b>J Frame</b></p> <p>A greased-for-life medium duty Conrad bearing carries thrust loads required by the low pressure BP20 series pumps. The maximum HP motor able to be mounted on the J frame is the 3 HP ODP.</p>	<p><b>S Frame</b></p> <p>Two angular contact bearings mounted face-to-face carry low to medium duty thrust loads in the regreaseable bearing frame. Motors from 3 HP TEFC to 25 HP ODP can be mounted on this bearing frame.</p>	<p><b>M Frame</b></p> <p>A single angular contact bearing carries medium to heavy thrust loads and provides oil lubrication for pumps requiring motors from 3 HP TEFC to 25 HP ODP.</p>
<p><b>L &amp; X Frames</b></p> <p>The oil lubricated L frame provides high thrust capability as encountered in high discharge pressure applications with tandem mounting of angular contact bearings. The L frame takes the same motor sizes as the S and M frames. On the X frame, an angular contact tandem bearing arrangement identical to the L frame carries high thrust loads and extends motor capability from 25 HP TEFC to 40 HP ODP.</p>	<p><b>Y Frame</b></p> <p>Foot mounted industrial motors from 40 HP TEFC through 150 HP TEFC are mounted on the Y frame. The inherent high thrusts encountered in high pressure applications are carried by an angular contact tandem bearing arrangement. Pump mounting is accomplished by utilizing the motor feet rather than integral mounting pads on the bearing frame.</p>	

# Dimensions Model 3935

All dimensions in inches and (mm). Not to be used for construction.



MAXIMUM & MINIMUM DIMENSIONS DETERMINED PUMP*									
Pump		A	C	D	E	H	K	Suct.	Disch.
BP20	Min	16 1/4 (422)	11 (279)	3 1/4 (86)	15 1/4 (397)	2 1/2 (70)	4 1/2 (114)	1 1/2" NPT	1" NPT
	Max	101 (2565)	16 1/4 (418)	4 1/4 (125)	100 1/4 (2546)		7 (178)		
BP40	Min	23 1/4 (589)	11 1/4 (291)	6 (152)	22 1/4 (573)	3 1/4 (76)	6 1/4 (159)	3" NPT	1 1/2" NPT
	Max	69 1/4 (1760)	22 1/4 (565)	6 (152)	60 1/4 (1534)		11 (279)		
BP70	Min	24 1/4 (633)	13 1/4 (332)	6 (152)	24 1/4 (617)	3 1/4 (78)	6 1/4 (159)	3" NPT	1 1/2" NPT
	Max	84 1/4 (2153)	22 1/4 (565)	6 (152)	84 1/4 (2137)		11 (279)		
BP100	Min	28 1/4 (672)	13 1/4 (332)	6 (152)	25 1/4 (656)	3 1/4 (78)	6 1/4 (159)	3" NPT	1 1/2" NPT
	Max	98 1/4 (2498)	28 1/4 (676)	6 (152)	97 1/4 (2480)		11 (279)		

\* Pump length and number of stages varies with developed head at best efficiency point

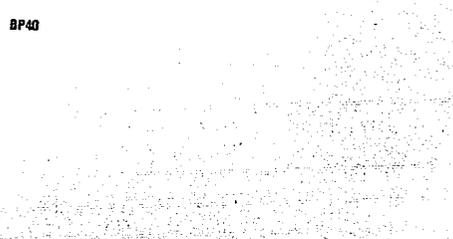
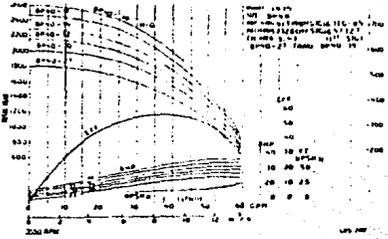
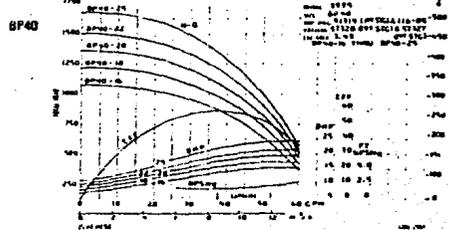
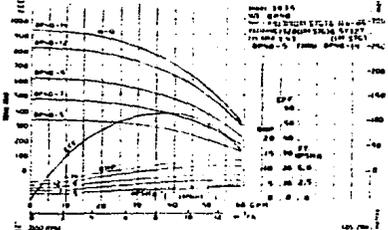
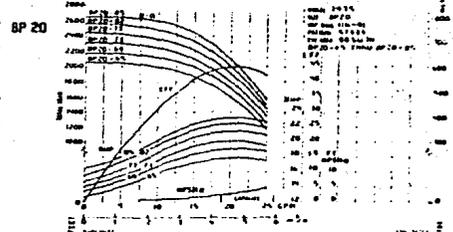
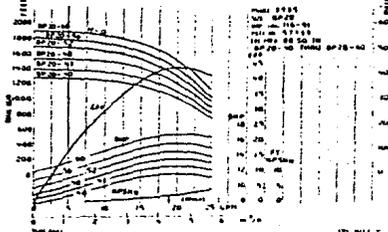
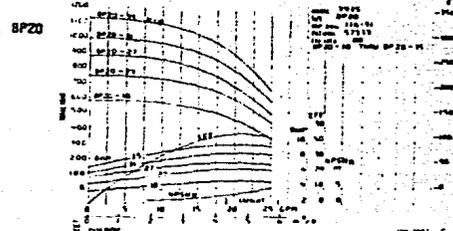
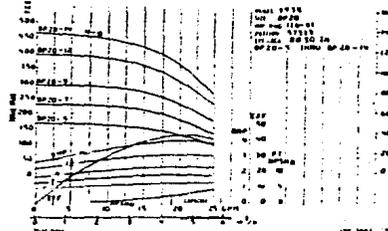
DIMENSIONS DETERMINED BY FRAME					
Frame	B	F	G	H	J
J	7 1/4 (191)	5 1/4 (133)	1 1/4 (29)	5 (127)	
S	12 1/4 (308)	8 1/4 (219)	1 1/4 (44)	4 (102)	
M & L	15 1/4 (403)	8 1/4 (219)	1 1/4 (44)	4 (102)	
X	15 1/4 (403)	8 1/4 (219)	1 1/4 (44)	4 (102)	
Y	19 1/4 (498)	NA	NA	NA	

t = Gap 1/8" on J frame only.

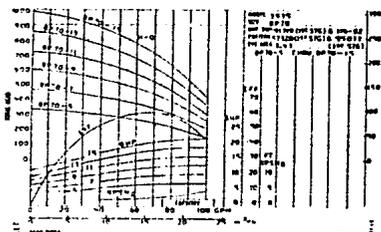
NOTES: All "C" dimensions are approximate for ODP motors.  
All "A" dimensions based on ambient temperature.

Flanged suction and discharge connections available. Flanges are ANSI 600 lb. standard (1/4" raised face) and will accept either 300 lb. or 600 lb. companion flanges (not illustrated above)

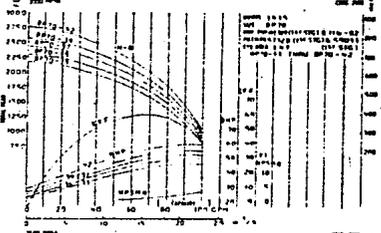
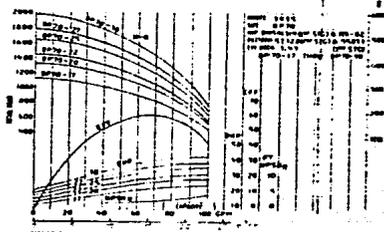
# Performance Curves Model 3935



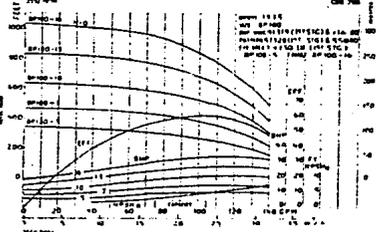
# Performance Curves Model 3935



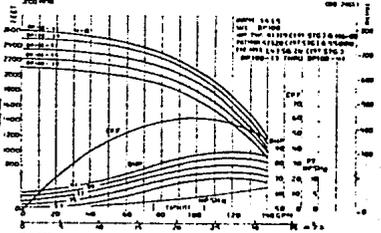
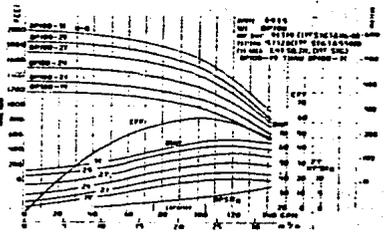
BP70



BP70



BP100



BP100



B I B L I O G R A F I A

Prospectiva del aprovechamiento hidráulico en México al año 2000

Ing. Ignacio Aguilar Alvarez  
Revista Ingeniería Civil (enero-febrero, 1974)  
No. 180

Raíces económicas del problema del medio ambiente,  
J. K. Galbraith  
Simposio sobre calidad de la vida y el medio ambiente,  
Deusto 1978.

Water Supply and Pollution Control  
Viessman (1971).

Environmental Engineering  
William T. Ingram  
Standard Handbook for Civil Engineers.  
E. Merrit Editor

Manual de factores ambientales  
Subsecretaría de Planeación (SARH). Dirección General  
de usos del agua y prevención de la contaminación

Fundamentos de Fisicoquímica  
Maron y Prutton, 1977.

Química Ambiental  
Georgina Fernández Villagómez  
DEPFI, 1986.

Principios de Química  
(Introducción a los conceptos teóricos)  
Paul Ander, Anthony Sonnessa; 1977.

Química, Principios y Aplicaciones  
Mitchell J. Sienko, Robert A. Plane (1985).

Control de la calidad del agua: Procesos Físico  
químicos  
Walter J. Weber Jr. 1979.

Biología  
Alvin Nason, 1974.

Osmosis Inversa  
Tratamiento de Agua y Efluentes  
Ing. Oscar R. Domínguez  
Revista Agua No. 10, 1976.

Manual Práctico de Osmosis Inversa  
Robert L. Riley, Gonzalo G. Piqué  
Fluid Systems, Division de UOP, 1985.

Water Reuse: Problems and Solutions  
Robert B. Dean, Ebba Lund, 1981.

Sulzer  
Reference list of SULZER water treatment plants  
Sulzer Group

"Membrane Processes" in water quality engineering  
Agardy, F.J.  
Ed. E. L. Thackston y W.W. Eckenfelder, Jenkins  
Publishing Co. Austin Texas.

Membrane Processes  
Sierka, R.A.  
Dept. of Civil Engineering, The University of  
Arizona, Tucson Arizona  
85721, 11 de noviembre de 1976.

Bombas  
Mattiessen - Fuchslocher

Bombas Centrífugas  
L. Quantz

Hidráulica  
George E. Russell

Catálogo de Bombas Goulds  
Sección 10, pág. 287.

Métodos Experimentales de Tratamiento Avanzado  
Contrato No. 3-33-1-494  
DGCOH - Diseños Hidráulicos y Tecnología  
Ambiental, S.A. 1983.

Una nueva era para el tratamiento de aguas  
Fluid Systems, Division de UOP  
(Folleto referente a la planta Factory 21).

Saltech  
Specialists in Water Technologies: Reverse  
Osmosis  
(Folleto sobre ósmosis inversa)

Film Tec  
Technical Bulletin  
Film Tec Corporation, a subsidiary of the Dow  
Chemical Company, 1986.

Desalación de agua de mar en CFE Rosarito  
Fluid Systems, Division de UOP, 1985.

Cinco años de operación exitosa demuestran que  
la ósmosis inversa es económica en México.  
Folleto promocional: Fluid Systems, Division  
de UOP, 1986.

Agua Potable  
La Revista del Saneamiento Ambiental en México  
Volumen 1, No. 10 15/agosto/85.

Algunas referencias de experiencias exitosas de  
Ósmosis inversa en México  
INOVA S.A. Feb. 1987.