

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



**“PROCESOS DE SEPARACION POR  
ÓSMOSIS INVERSA”**

**INFORME DE SUFICIENCIA**

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:**

**INGENIERO QUIMICO**

**POR LA MODALIDAD DE ACTUALIZACIÓN DE  
CONOCIMIENTOS**

**PRESENTADO POR:**

**WILFREDO MADERA MADERA**

**Lima - Perú**

**2002**

**A MIS PADRES:**

**JUAN DE DIOS**

**Y**

**LUISA**

## RESUMEN

La **ÓSMOSIS INVERSA (OI)** es el proceso de membrana utilizado comúnmente para el tratamiento del agua potable en muchos países, En el Perú encontramos lugares donde la población consume agua de baja calidad desde el punto de vista de sus contaminantes, razón por la cual esta tecnología relativamente moderna, se convierte en una alternativa, debido a que es posible rechazar contaminantes o partículas con diámetros tan pequeños como  $0,0001 \mu m$ . Asimismo la Osmosis Inversa ofrece grandes posibilidades en otros campos de la actividad humana tales como la industria, la agricultura etc., no solo en la purificación del agua, sino también en el campo de la concentración y recuperación de productos diversos

El presente informe trata del proceso de separación por **ÓSMOSIS INVERSA** para la producción de agua potable para el consumo humano. Las secciones principales de los diferentes capítulos describen a los contaminantes que pueden ser tratados ventajosamente por ósmosis inversa, la selección de la fuente de agua, el diseño de los procesos, las líneas maestras de operación y los costos que demanda la aplicación de esta tecnología.

Esperando que la presente obra pueda contribuir en la difusión de los procesos de separación por ósmosis inversa en nuestro país, dejo en vuestras manos este informe para su consideración

***Bach. Wilfredo Madera Madera***

## SIGLAS

3-D:	Tridimensional
AAH:	Ácido acético halogenado
AC:	Acetato de celulosa
ADE:	Ánodo dimensionalmente estable
ADN:	Ácido desoxirribonucleico
AE:	Arrollada en espiral
A HF:	Factor antihemofílico
ARN:	Ácido ribonucleico
ATP:	Adenosina 5'-trifosfato
BEO:	Baño o bombeo electrosmótico
BHC:	Hexacloruro de benceno
BME:	Biorreactor de membrana extractiva
BRM:	Biorreactor de membranas
BTX:	Benceno, tolueno y xileno
CA:	Corriente alterna
CC:	Corriente continua
CD:	Conteo de destellos
CFE:	Compuesto de fondo equivalente
CF.M:	Caminos del flujo de las membranas
CG:	Cromatografía de gas
CGA:	Carbono granular activado
CLP:	Controlador lógico programable
COA:	Carbono orgánico asimilable
COD:	Carbono orgánico disuelto
COS:	Compuestos orgánicos sintéticos
COT:	Carbono orgánico total.
COV:	Compuestos orgánicos volátiles
CPA:	Carbono en polvo activado
CPG:	Cromatografía de permeación de gel
CT:	Concentración x tiempo
CTC:	Cloruro de 5-ciano-2,3-ditolil tetrazolio
CTF:	CTC - formazán
CTM:	Coefficiente de transferencia de masa
CU:	Unidades de color
CV:	Compresión de vapor
D:	Derivado
DAPI:	2,4-diamida-2-fenilindol
DBO:	Demanda biológica de oxígeno
DBS:	Dodecil-bencenosulfato
DC:	Densidad de corriente
DCF:	Detector de corriente de flujo
DDT:	Diclorodifeniltricloroetano
DE:	Diámetro exterior

DEG:	Dietilenglicol
DIA:	Diálisis
DM:	Destilación de membrana
DN:	Desnitrificación
DPM:	Desintegración por minuto
DQO:	Demanda química de oxígeno
DT:	Disco-tubo
ED:	Electrodiálisis
EDCS:	Electrodiálisis de celda sellada
EDI:	Electrodiálisis inversa
EDTA:	Acido etilen-diamino-tetracético
EEM:	Evaporación de efectos múltiples
EG:	Etilen-glicol
ELD:	Electrodesionización
EMI:	Evaporación multietapa instantánea
ERI:	Elementos reflexivos internos
FCT:	Factor de corrección de temperatura
fem.:	Fuerza electromotriz
FFH:	Fibra fina hueca
FP:	Factor de polarización
FPTHM:	Formación potencial de trihalometanos
FTP:	Fibra tejida de poliéster
FTP:	Filtrado tubular a presión
GS:	Grado de sustitución
I:	Integral
IDS:	índice de densidad de sal
IEM:	índice de ensuciamiento modificado
II:	Intercambio iónico
IL:	índice de Langelier
IR:	Infrarrojo
LEIS:	Limpieza de electrodos in situ
LIS:	Limpieza in situ
LDM:	Limpieza directa con membranas
MA:	Microscopia atrónica
MEB:	Microscopia electrónica de barrido
MEDX:	Microanálisis por energía dispersiva de rayos X
MEE:	Módulo enrollado en espiral
MET:	Microscopia electrónica de transmisión
MF:	Microfiltración
MFE:	Membranas de forro exterior
MFEC:	Microfiltración de extremo ciego
MFFC:	Microfiltración de flujo cruzado
MFI:	Membranas de forro interior
MFI:	Modulo de flujo interno
MFT:	Módulo de flujo transversal
MH:	Membranas hoja

<b>MIFC:</b>	<b>Mini-índice del factor de cegado</b>
<b>MOD:</b>	<b>Materia orgánica disuelta</b>
<b>MON:</b>	<b>Materia orgánica natural</b>
<b>MPA:</b>	<b>Membrana permeable aniónica</b>
<b>MPC:</b>	<b>Membrana permeable catiónica</b>
<b>NAP:</b>	<b>Niveles altos de presión</b>
<b>NF:</b>	<b>Nanofiltración</b>
<b>NMC:</b>	<b>Niveles máximos de contaminantes</b>
<b>NTU:</b>	<b>Unidades de turbidez nefelométrica</b>
<b>O y M:</b>	<b>Operación y mantenimiento</b>
<b>OD:</b>	<b>Oxígeno disuelto</b>
<b>OI:</b>	<b>Ósmosis Inversa</b>
<b>OMNC:</b>	<b>Objetivo de máximo nivel contaminante</b>
<b>OMS:</b>	<b>Organización Mundial de la Salud</b>
<b>P:</b>	<b>Proporcional</b>
<b>PA:</b>	<b>Poliámida</b>
<b>PAN:</b>	<b>Poliacrilonitrilo</b>
<b>PBI:</b>	<b>Potencial bi-iónico</b>
<b>PC:</b>	<b>Policarbonato</b>
<b>PCL:</b>	<b>Pérdida de carga longitudinal</b>
<b>PDI:</b>	<b>Proceso y diagrama de instrumentación</b>
<b>PDMS:</b>	<b>Poli(dimetil siloxano)</b>
<b>PE:</b>	<b>Polietileno</b>
<b>PEG:</b>	<b>Polietilenglicol</b>
<b>PEI:</b>	<b>Polietilenimina</b>
<b>PES:</b>	<b>Polietersulfona</b>
<b>PF:</b>	<b>Polímero fluorado</b>
<b>PFC:</b>	<b>Película fina composite</b>
<b>PG:</b>	<b>Permeado gaseoso</b>
<b>PI:</b>	<b>Proporcional-integral</b>
<b>PID:</b>	<b>Proporcional-integral-derivado</b>
<b>PM:</b>	<b>Peso molecular</b>
<b>PMC:</b>	<b>Peso molecular de corte</b>
<b>PMN:</b>	<b>Presión motriz neta</b>
<b>PP:</b>	<b>Polipropileno</b>
<b>PSA:</b>	<b>Polisulfona aminada</b>
<b>PSBM:</b>	<b>Polisulfona bromometilada</b>
<b>PSf:</b>	<b>Polisulfona</b>
<b>PSS:</b>	<b>Sulfuro de polifenileno</b>
<b>PTFE:</b>	<b>Poli-tetrafluoretileno</b>
<b>PV:</b>	<b>Pervaporación</b>
<b>PVDF:</b>	<b>polifluoruro de vinilideno</b>
<b>PVOH:</b>	<b>Polivinil alcohol</b>
<b>RAA:</b>	<b>Recuperación del agua de alimentación</b>
<b>Redox:</b>	<b>óxido-reducción</b>
<b>SDBS:</b>	<b>Dodecil-bencenosulfato sódico</b>

SDS:	Dodecil-sulfato sódico
SHMP:	Hexametáfosfato sódico
SM:	Stripping de membrana
SMS:	Subproductos microbianos solubles
SPD:	Subproductos de desinfección
SPE:	Sustancias poliméricas extracelulares
SPP:	Subproductos precursores
SS:	Sólidos en suspensión
SSLM:	Sólidos en suspensión en el licor mezcla
SST:	Véase STS
STD:	Sólidos totales disueltos
STS:	Sólidos totales en suspensión
TAC:	Triacetato de celulosa
TCE:	Tricloro-etano
TCF:	2,4,6-triclorofenol
TD:	Tierra de diatomeas
TDE:	Tetracloro-difenil-etano
TDI:	Disocianato de tolueno
TF:	Teflon
THF:	Tetrahidrofurano
THM:	Tetrahidrometanos
TOX:	Haluros orgánicos
TPF:	Tiempo de paso de fango
TPH:	Tiempo de paso hidráulico
TRH:	Tiempo de retención hidráulica
TRS:	Tiempo de retención de sólidos en suspensión
TSAI:	Teoría de la solución adsorbida ideal
UE:	Unión Europea
UF:	Ultrafiltración
UFDA:	Ultrafiltración por digestión anaerobia
UPD:	Unidad de proceso de datos
USEPA:	United States Environmental Protection Agency (Agencia para la protección Ambiental estadounidense)
UV:	Ultravioleta
VFC:	Velocidad de flujo cruzado
VSS:	Versus o en función de
WNTP:	Planta de tratamiento de aguas residuales

# INDICE

<b>Capítulo</b>	<b>Pág.</b>
Dedicatoria	2
Resumen	
Siglas	4
<b>1.- Introducción</b>	
1.1 El proceso de separación por ósmosis inversa	10
1.2 Unidades de ósmosis inversa	11
1.2.1 Componentes de una Unidad	
1.2.2 Principales beneficios	
1.3 Contaminantes clasificados	13
<b>2.- Membranas de ósmosis inversa</b>	
2.1 Configuración de las membranas	15
2.1.1 Elementos de fibra fina hueca	
2.1.2 Elementos arrollados en espiral	
2.2 Materiales de la superficie activa	20
2.3 Selección	21
2.4 Control del ensuciamiento, mediante la modificación electrónica de las partículas y la carga superficial, de las membranas.	28
2.4.1 Ensuciamiento coloidal de las membranas	
2.4.2 Teoría de DLVO (Derjaguin, Landau, Verwey y Overbeek)	
2.4.3 Tecnología de Dispersión coloidal basada en capacitancia	
2.4.4 Aplicación de la tecnología basada en capacitores en las membranas de ósmosis inversa	
2.4.4.1 Revisión de los datos operacionales	
2.4.4.2 Seguimiento	



<b>3.- Sistemas de membranas en ósmosis inversa</b>	
3.1 Concentración de polarización	48
3.2 Condiciones Operativas del proceso	55
3.2.1 Efectos de la presión y recuperación	
3.2.2 Efectos hidrodinámicos	
<b>4.- Criterios de diseño en ósmosis inversa</b>	
4.1 Índices de ensuciamiento	62
4.1.1 Índice de densidad salina	
4.1.2 Índice de ensuciamiento modificado	
4.1.3 Mini-Índice de factor cegado	
4.1.4 Índice de líneas maestras	
4.2 Pretratamiento	67
4.2.1 Pretratamiento avanzado	
4.2.2 Control de incrustación	
4.2.3 Micro filtración estática	
4.3 Procedimiento de diseño	81
4.3.1 Consideraciones iniciales	
4.3.2 Diseño del Sistema de ósmosis inversa	
4.3.3 Programa de los fabricantes	
4.4 Postratamiento	100
4.4.1 Remoción de sulfuro de hidrógeno y desinfección	
4.4.2 Recuperación de alcalinidad	
4.4.3 Aereación y estabilización	
4.5 Estudio piloto	108
4.6 Controles y energía	111
4.6.1 Suministro de energía eléctrica	
4.6.2 Controles	
4.6.3 Bombas	
<b>5.- Parámetros de Control en Osmosis Inversa</b>	
5.1 Monitoreo	115
5.2 Cantidad	119

5.3 Calidad	121
5.4 Caudal	122
5.5 Vida de la membrana	122
5.6 Limpieza de las membranas	123
<b>6.- Eliminación del concentrado</b>	<b>124</b>
<b>7.- Costos en Osmosis Inversa</b>	<b>127</b>
<b>8.- Conclusiones y recomendaciones</b>	<b>131</b>
Bibliografía	138

# CAPITULO 1

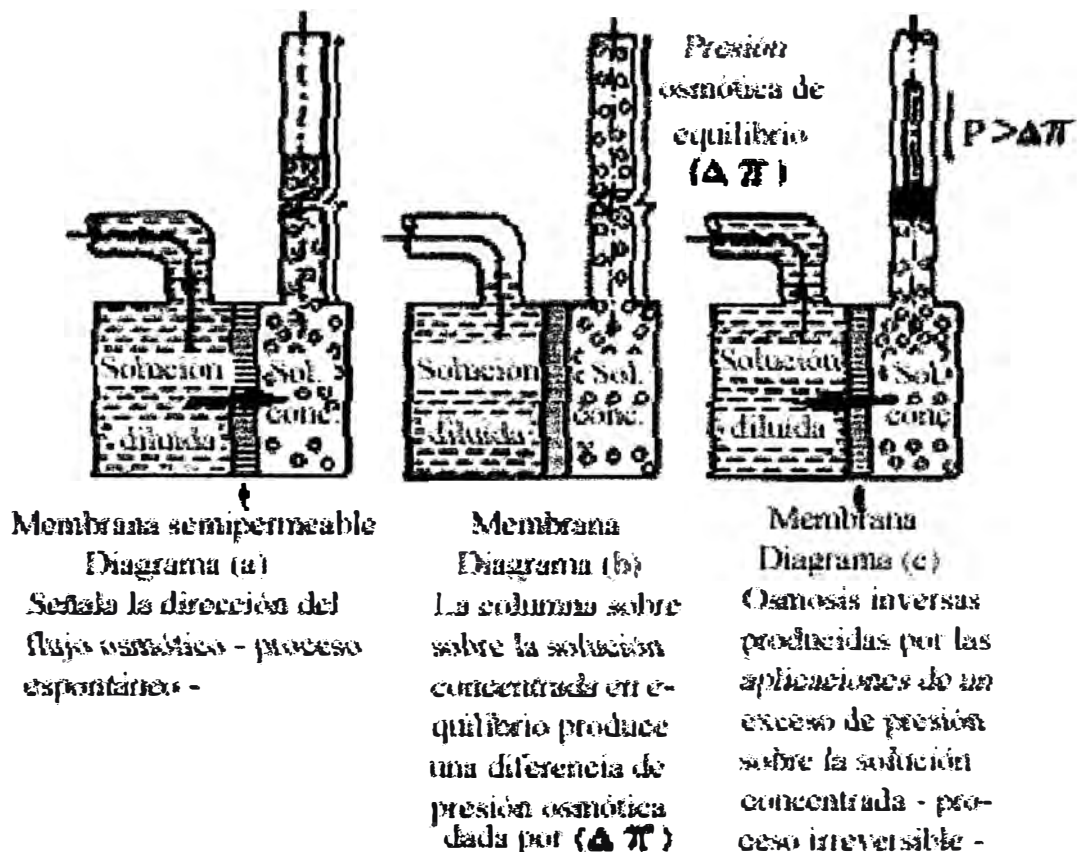
## INTRODUCCIÓN

### 1.1 El proceso de separación por ósmosis inversa

Para entender el proceso de separación por ósmosis inversa, debemos comprender previamente el fenómeno de ósmosis normal o también llamada directa. Este último es la respuesta de un sistema discontinuo, cuando dos recipientes con solución a diferentes concentraciones se ponen en contacto por medio de una membrana semipermeable, el flujo osmótico se lleva a cabo del recipiente de solución diluída al recipiente de solución concentrada de manera espontánea (fig. 1.1a), hasta alcanzar el equilibrio, esto se evidencia debido a que el flujo osmótico eleva la columna de líquido sobre la solución concentrada, cuyo peso produce la presión osmótica de equilibrio (fig 1.1b). La segunda ley de la termodinámica asegura que este proceso es irreversible, en vista de que para reintegrar el sistema a su estado inicial, debemos realizar un trabajo mecánico neto. Esto se realiza en la solución concentrada, de tal manera que el flujo del solvente se realiza en dirección opuesta al flujo osmótico original, para lo cual es necesario que la presión aplicada tenga un valor mayor a la diferencia de las presiones osmóticas entre los recipientes (fig 1.1c). A este proceso se le conoce como ósmosis inversa.

El proceso de ósmosis inversa (OI) fue desarrollado hace unos 40 años, como proceso industrial y en grandes plantas de desalación de agua de mar. Se caracterizan por el empleo de presiones muy elevadas (desde 200 hasta 800 libras/ pulgada cuadrada) para separar los sólidos

disueltos. Posteriormente se encontró aplicación en las plantas de tratamiento de agua potable, para llevar a cabo la remoción de sales, durezas, patógenos, turbidez, desinfección de subproductos precursores (SPP), compuestos orgánicos sintéticos (COS), pesticidas y la mayoría de los contaminantes del agua potable conocidos hoy en día.



**FIGURA 1.1** Definición de ósmosis inversa

## 1.2 Unidades de ósmosis inversa

Son equipos sofisticados, encargados de remover sólidos disueltos en el agua, ya sean sales, moléculas orgánicas, etc., a muy alta presión. La alimentación se conduce a las membranas semi-permeables, para pasar de un estado de alta concentración, a un estado de baja concentración. Se libera hasta en un 99,5% de los contaminantes del agua. Esta membrana solamente dejará pasar las moléculas de agua,

atrapando, incluso las sales disueltas. Durante la operación, el agua misma es usada para lavar la membrana, lo que disminuye los gastos de operación.

En estos tiempos, la unidad de ósmosis inversa está a la vanguardia tecnológica en el área del tratamiento de agua. En ella el fluido es forzado a través de una membrana, el cual pasará por los poros reteniendo las grandes moléculas que se encuentran disueltas y como existe una presión el agua no puede regresar, separando el fluido purificado del agua con impurezas.



**FIGURA N° 1.2** Unidad de ósmosis inversa

### **1.2.1 Componentes de una unidad**

En la mayoría de las veces, las unidades de ósmosis inversa son la parte final del tratamiento de aguas por la fineza de su trabajo, siendo utilizado en procesos de potabilización, agua para proceso, desalinización, etc.,. Estas unidades presentan siempre los siguientes componentes básicos:

- Prefiltración (filtro con poro), de acero inoxidable
- Membranas de ultra baja presión TFC
- Vessels (Contenedores), de Fibra de Vidrio
- Bomba de Alta Presión Multietapas de acero inoxidable

- Válvulas Reguladoras de flujo, en acero inoxidable
- Medidor electrónico de flujo de agua de producto
- Medidor de flujo en acrílico, para agua de rechazo
- Medidor electrónico de conductividad, en permeado
- Switch de presión en Membranas y Producto
- Alarma audible y visual
- Switch de control de Pretratamiento y tanque de almacenamiento
- Interruptor de arranque general del sistema
- Manómetros de acero inoxidable, rellenos de glicerina

### **1.2.2 Principales beneficios:**

Flujos de 10 a 150 gpm

100 % automáticas

PLC (Control Lógico Programable) integrado

Central de alarmas electrónicas

Recuperación de 55% a 80%

Porta membranas de Fibra de Vidrio

Tubería PVC cédula 80 y Acero Inoxidable

Conexiones Vitaulic

Puertos de Muestreo por Tubo de Membrana

Salidas y entradas electrónicas adicionales en el PLC

### **1.3 Contaminantes clasificados**

Una de las primeras aplicaciones de la tecnología de membrana fue la conversión del agua de mar en agua potable por ósmosis inversa. Los contaminantes a eliminar en esta aplicación serán las sales disueltas o principalmente el cloruro sódico.

Los subproductos precusores (SPP) son los mayores contaminantes clasificados que pueden controlarse por OI, estos se forman cuando la materia orgánica natural (MON) del agua reacciona con cloro u otros agentes oxidantes químicos utilizados en la desinfección. Asimismo la turbidez, dureza y color son contaminantes que pueden ser retirados por OI. Del mismo modo los pesticidas están clasificados como contaminantes que también pueden ser eliminados.

La ósmosis inversa ha demostrado ser capaz de rechazar todos los virus, bacterias, quistes y otros organismos patógenos, pero raramente es utilizada para la eliminación, de agentes patógenos biológicos, siendo remplazadas por un proceso de desinfección.

Según puede verse en el espectro de filtración (fig.1.3), la micro filtración elimina los contaminantes de 0,1 de micra. Sin embargo, muchos contaminantes incluyendo los virus, son inferiores a 0,1 de micra. El sistema de ósmosis inversa elimina partículas tan pequeñas como 0,001 de micra.

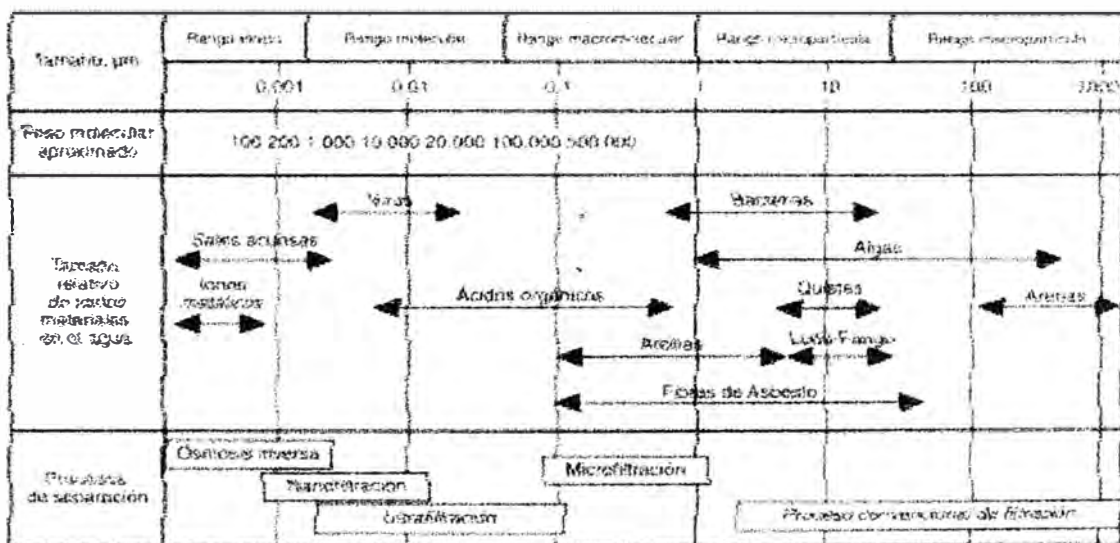


FIGURA N° 1.3 Espectro de filtración

## **CAPITULO 2**

### **MEMBRANAS DE ÓSMOSIS INVERSA**

Aquí se describe la configuración de las formas comunes de membranas de ósmosis inversa que son utilizadas en la producción de agua potable, características de los materiales superficiales activos y consideraciones de selección. Se presenta una detallada descripción de los elementos Arrollados en espiral y de fibra fina hueca, con el fin de describir las características de flujo a través de la membrana. Los materiales comunes utilizados para superficies activas de membrana se discuten con relación a las características de transferencia de masa. También se revisan los criterios de la selección de membranas, relativos a las características de producción deseadas y criterios de calidad final del agua.

#### **2.1 Configuración de las membranas**

Hay muchas configuraciones diferentes de membranas que se utilizan en la práctica industrial. Sin embargo, la fibra fina hueca (FFH) y los elementos arrollados en espiral son los más comunes, para la producción de agua potable.

##### **2.1.1 Elementos de fibra fina hueca (FFH)**

Las membranas para la producción de agua potable son de configuración arrollada en espiral o de FFH. La configuración arrollada en espiral es la más usada y común para la producción de agua potable, y la configuración de FFH se usa extensamente para la desalación de agua marina.



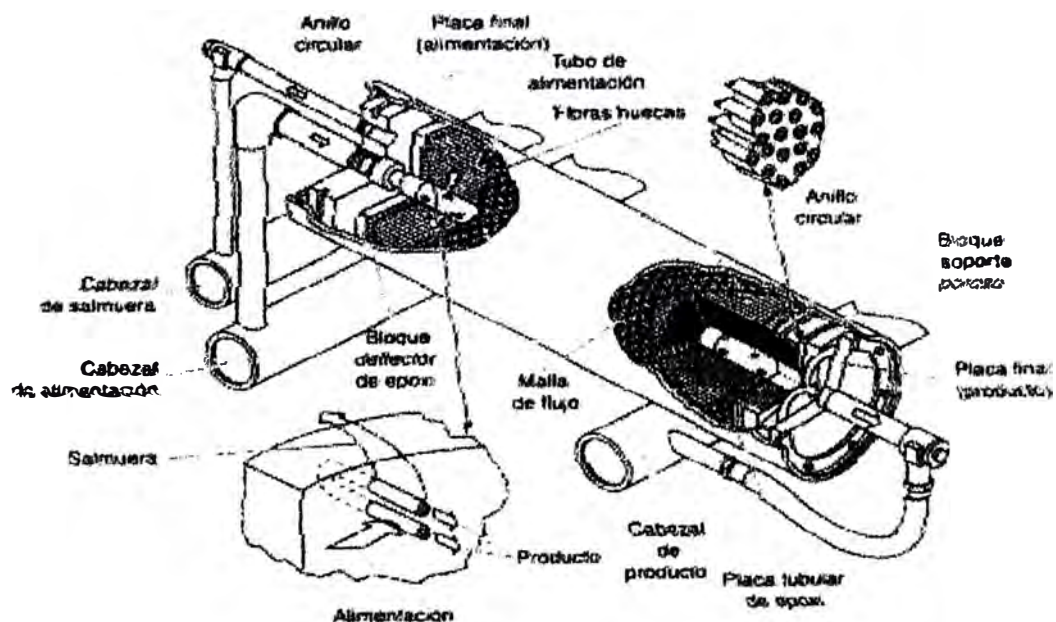
Los fabricantes de membranas arrolladas en espiral y muchos profesionales implicados con las membranas han establecido que éstas mantienen una producción constante, sin ensuciamiento, y pueden limpiarse más eficazmente que las membranas de FFH. Du Pont desarrolló la tecnología de la FFH y ostentó las patentes originales. El desarrollo de las membranas arrolladas en espiral puede haber sido dirigido parcialmente por la posición inicial de Du Pont en este campo. Aunque no hay estudios definitivos conocidos que documenten las características de ensuciamiento de las membranas FFH y de las membranas arrolladas en espiral, la disponibilidad normal y rendimiento de diferentes membranas arrolladas en espiral ofrecen mejores oportunidades de investigación que las membranas FFH.

Los módulos FFH consisten en un recipiente a presión, en cuyo interior hay un cartucho conteniendo el mazo de membranas de FFH que se ve en la figura 2.1. Los diámetros interior y exterior de la fibra hueca son de 41 y 90  $\mu$  m, respectivamente. Una membrana B-10 de Du Pont de 10,2 cm contiene 650,000 fibras huecas que son aproximadamente de 1,28 m de largo y tienen una superficie de 139 m<sup>2</sup>. El mazo se ha creado doblando un grupo de fibras huecas en forma de U y fundiéndolo con resina epoxi por uno de los extremos terminales en una placa final. La corriente de alimentación por otra parte, fluye radialmente desde el centro del tubo de alimentación al canal de recogida de salmuera en el exterior del elemento.

La mayor velocidad de la corriente de alimentación se encuentra donde ésta entra en el módulo y la menor velocidad está en la zona exterior del mazo de membranas. La recuperación de un elemento de FFH varía del 10 al 50 % y es normalmente más elevada que la de un elemento de membrana arrollada en espiral. La velocidad de la corriente

radial de la alimentación a lo largo de la superficie exterior de la fibra hueca varía aproximadamente de 0,003 a 0,0003 m/s, lo que da un número de Reynolds entre 100 y 500 a través de la membrana.

Hay otros tamaños de elementos de FFH, pero las velocidades de la corriente de alimentación, recuperaciones y números de Reynolds son similares a los del elemento B-10. El flujo de alimentación está en la zona laminar y es más frecuente que produzca ensuciamiento químico o coloidal cerca del colector de salmuera y ensuciamiento de la colección o filtrado de partículas cerca del tubo de alimentación. La configuración del elemento de FFH está físicamente inclinada y predispuesta al ensuciamiento por partículas que son retenidas por enganche en el interior de la masa de fibras; el mazo de membranas de FFH es difícil de limpiar.



**FIGURA N° 2.1** Diagrama de un elemento de membrana de OI de fibra fina hueca

### **2.1.2 Elementos arrollados en espiral**

Los elementos arrollados en espiral están fabricados a partir de hojas planas de membranas. Los elementos arrollados en espiral constan de envolturas de membranas agregadas a un tubo central que colecta la corriente de agua permeada. El diseño de un elemento arrollado en espiral difiere según el fabricante; sin embargo, la descripción siguiente se aplica a los diseños arrollados en espiral de Filmtec, Hidranautics, Trisep, Desal y Fluid system.

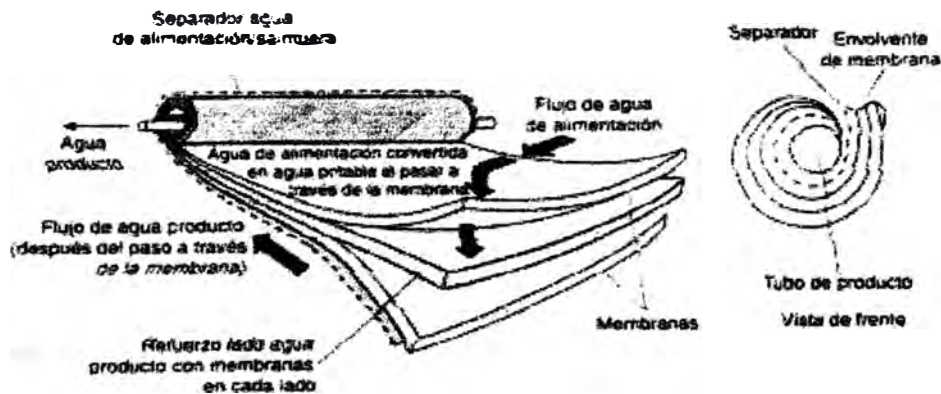
Una envolvente de membrana es una membrana de hoja plana que ha sido colocada y enrollada sobre un separador de corriente de permeado. La hoja plana consta de dos capas integrales y una capa-membrana permselectiva situada sobre un soporte de tejido de textura porosa. La capa activa de la membrana está en la parte exterior del arrollamiento. La envolvente está pegada a lo largo de los tres bordes abiertos y cerca del rollo. El separador de permeado está completamente encerrado en el rollo. El final del rollo está pegado a corta distancia del rollo, porque el final del rollo está conectado al tubo colector central. El final del rollo detiene el flujo de corriente alimentadora y permite que la presión permanezca en la corriente de permeado para dirigirla hacia el tubo colector central. Un separador de la corriente de alimentación está agregado a cada envolvente por delante y en cabeza de la línea final del rollo pegado. Varios envoltentes y separadores de corriente de alimentación están agregados y enrollados en espiral alrededor del tubo colector central. Una capa epoxi es aplicada alrededor de los envoltentes para completar el elemento enrollado en espiral.

La corriente de alimentación entra a través del extremo abierto del elemento arrollado en espiral, por el canal creado por el separador de la corriente de alimentación. La corriente de alimentación puede fluir en un

camino paralelo al tubo colector central, o a través de la capa activa de la membrana y soporte de membrana, por el interior del canal formado por los separadores de la corriente de permeado. La corriente de permeado sigue un camino espiral entre el tubo colector central y es llevada hacia fuera como agua producto. Como con las FFH, la corriente de alimentación se hace más concentrada y pasa al elemento siguiente. Una membrana Film Tec de 102 cm. Tipo NF 70 de aproximadamente 8,33 m<sup>2</sup> de área superficial contiene cuatro envolventes de 0,92 m por 1,14 m. El elemento total tiene 1,01 m de largo, pero el camino de la corriente de alimentación a lo largo de la membrana activa es aproximadamente 0,91 m a causa de las líneas pegadas impermeables.

La recuperación en un elemento arrollado en espiral está aproximadamente en el 5 y 15 %. El caudal máximo de alimentación y el concentrado en un elemento de 10,2 cm es aproximadamente  $6,1 \times 10^{-2}$  m<sup>3</sup>/min y  $1,1 \times 10^{-2}$  m<sup>3</sup>/min, respectivamente. Despreciando el efecto del separador de la corriente de alimentación, el número de Reynolds sería normalmente mayor que 100 y menor que 1000. El separador de corriente de alimentación crearía una turbulencia adicional e incrementaría el número de Reynolds.

La configuración física del elemento enrollado en espiral es tal que se produce un caudal de alimentación turbulento, con un resultado posterior de que la membrana es más fácilmente accesible a los agentes de limpieza. La mayor y menor velocidad de la corriente de alimentación están respectivamente a la entrada y a la salida finales del elemento. El flujo de alimentación está en la región laminar y suele producir ensuciamiento químico coloidal cerca de la salida y ensuciamiento por las partículas filtradas y colectadas cerca de la entrada del elemento arrollado en espiral.



**FIGURA N° 2.2** Diagrama de una membrana de OI arrollada en espiral

## 2.2 Materiales de la superficie activa

Como se comentó previamente, la capa activa de una superficie de membrana es muy fina. Una medida precisa de esta capa es muy difícil de evaluar y normalmente no está disponible para los usuarios. Las superficies activas de las membranas de Ósmosis inversa pueden estar fabricadas de acetato de celulosa, derivados de este, poliamidas, derivados poliamídicos y otras combinaciones de polímeros orgánicos. Las membranas de acetato de celulosa son más hidrofílicas que las membranas de poliamidas y menos propicias a ensuciarse durante el trabajo. Idealmente, la superficie de la membrana debería ser hidrofílica y no atraer a las partículas hidrofóbicas que puedan estar en la corriente de agua de alimentación. Las partículas hidrofóbicas tienen una mayor afinidad por una superficie no hidrofílica y serían más propicias a ensuciar la membrana durante el trabajo. Las membranas de difusión controlada, como las de ósmosis inversa necesitan ser selectivas, permeables, mecánicamente estables y resistentes a los cambios químicos y de temperatura. Estas superficies están hechas para ser asimétricas y homogéneas como las composites. Las capas asimétricas homogéneas tienen normalmente, de 0,1 a 0,5 mm de espesor y están fabricadas en un proceso de inversión de fase que controla la naturaleza de la superficie.

Las membranas composite proporcionan soportes y capas superficiales de diferentes materiales, que pueden ser seleccionadas ventajosamente por separado. Normalmente la capa soporte está hecha de polisulfona, que está extendida sobre una base de tejido. La capa activa es producida generalmente a partir de una interfase de polimerización, que da lugar a una poliamida de enlaces cerrados o entrecruzados. La capa de polisulfona está saturada con polietilamina (PEI) en un disocianato de tolueno (TDI) sobre hexano sometido a temperatura. Como la PEI es insoluble en hexano y el TDI es insoluble en agua, la polimerización tiene lugar rápidamente en la interfase.

### **2.3 Selección**

Las membranas se fabrican a partir de un amplio rango de materiales. Los materiales con los que se fabrican las membranas de OI son esencialmente hidrofílicos, lo que significa que el agua es capaz de asociarse con el material de la membrana. Esto no es un requerimiento necesario para los materiales de los cuales están hechas las membranas de UF y MF, y por otra parte estas membranas son normalmente de naturaleza hidrofílica. Esto imparte una cierta robustez a las membranas de UF, que de modo distinto a las membranas de OI, son menos susceptibles a la degradación física, mecánica o química.

No menos importantes en la lista de propiedades de las membranas de OI son cualidades como la resistencia mecánica, estabilidad química a la temperatura, así como la resistencia hidrofílica. La primera es muy importante, ya que las membranas de OI trabajan a elevada presión y la compactación de la membrana debido a las propiedades visco elásticas de los materiales poliméricos es una razón

para la pérdida irreversible de caudal. Otras consideraciones importantes son: buena selectividad y elevada productividad.

Las membranas de OI para agua de mar deben tener propiedades de retención de sal muy altas para producir agua de calidad potable en un solo paso. El agua de mar tiene un contenido de STD de 35.000 mg/L y debe producirse agua de la OMS, con relaciones de recuperación de más del 35 por 100, las membranas deben tener eficiencias de eliminación salina de más del 99 por 100. Las membranas de agua de mar están expuestas a presiones de trabajo muy elevadas debido a la elevada presión osmótica del agua de mar de alimentación, que está en la región de 2.400 kPa (24,5 atm), que es aproximadamente de 10 psi por 1.000 mg/L de STD. Para asegurar una productividad adecuada, las membranas de OI de agua de mar trabajan normalmente a presiones entre 700 a 1.000 libras/pulgada<sup>2</sup> (de 48 a 68 atm). Las presiones de trabajo son mucho menores para aplicaciones de agua salobre.

Las membranas de desalación accionadas por medio de presión pueden agruparse en dos clases: las membranas asimétricas (producidas por técnicas de inversión de fase húmeda) y las membranas de capa delgada de composite (por ejemplo, producidas al llevar a cabo una reacción interfacial de cadena cerrada sobre la superficie de un soporte de membrana no desalante).

Las membranas de OI asimétricas de Acetato de Celulosa, que han estado en uso desde el comienzo de la tecnología de membranas en los sesenta, están todavía comercializándose a pesar de ciertas limitaciones. Las membranas de AC pueden tolerar una exposición continua a bajos niveles de concentración residual de cloro (0,1 a 0,5 mg/L a 25 °C), lo que es importante en ciertas aplicaciones. Son, sin embargo, muy susceptibles a la hidrólisis, un proceso que se acelera cuando se trabaja a un rango de

pH de 4 a 6,5. El material tiene un bajo umbral de temperatura ( $< 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ ), principalmente debido a la hidrólisis y flujo viscoelástico. El AC es también susceptible de degradación biológica. El triacetato de celulosa (TAC) y las mezclas AC/TAC son hidrolíticamente más estables que las membranas de acetato y superan en rendimiento a las membranas de uno de los dos homopolímeros.

La Compañía Du Pont probó un amplio rango de polímeros en su investigación, en busca de un material superior en rendimiento al AC. Su elección final recayó sobre una PA y hoy en día sus membranas asimétricas de FFH están siendo fabricadas todavía de una PA aromática. Estos materiales tienen excelentes propiedades de retención, pero su rendimiento de caudal tiende a ser menor que el del AC, aunque las membranas pueden operarse en un rango más amplio de pH que las de AC (pH de 4 a 9 en continuo) y son estables a la degradación bacteriana, aunque susceptibles de degradación por oxidación. Esto ocurre con todas las membranas que contengan nitrógeno, basadas en la química de las amidas por ejemplo, membranas con funciones (-NH-CO). Las poliamidas son sensibles al cloro residual y, aunque la tasa a la que sucumben al ataque de cloro libre es función del pH, su rendimiento se deterioraría gradualmente, a veces catastróficamente según la exposición. Las membranas de aramida tienen también limitaciones de temperatura de trabajo  $<40^{\circ}\text{C}$ ; la compactación a que se someten da como resultado un arrastre y una pérdida de rendimiento de caudal.

Hay un número de membranas comerciales de capa fina composite. de las cuales la más ampliamente conocida es la membrana FT30 de FilmTec. Estas membranas están basadas también en la química de las amidas y, por otra parte, sufren las mismas desventajas concernientes a la susceptibilidad al cloro. Sin embargo, a causa del método de fabricación, las membranas tienen unas barreras desaladoras



casi perfectas y capacidades de retención salina muy elevadas. Aunque la capa pelicular de membrana en la que se deposita el Sustrato de la membrana durante la fabricación es esencialmente densa, la película o capa es tan delgada ( $< 1 \mu m$ ), que el rendimiento de caudal de esta membrana es muy elevado. Las membranas tienen la gran ventaja de que sus materiales de fabricación pueden ser escogidos individualmente, y ciertas características químicas pueden, por otra parte, ser diseñadas en la membrana. Las membranas de capa fina tienen buena integridad química y mecánica y pueden soportar altas presiones de trabajo y temperaturas tan elevadas como los  $50 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Las membranas se clasifican principalmente por el tamaño de exclusión del soluto, que es a veces referido al tamaño del poro. Esto es una denominación equivocada o inadecuada en el caso de membrana delgada de composite, ya que estas membranas de OI no tienen poros: el soluto y el disolvente pasan a través de un film no poroso por difusión y no por convección.

Como se anotó en los capítulos previos, hay una clasificación primaria de membranas de interés en el tratamiento de agua potable, basada en el tamaño de exclusión del soluto. Una membrana de OI retiene especies tan pequeñas como de  $0,001 \mu m$ , que están en el rango de tamaño iónico o molecular. La masa de soluto transportada en este proceso está controlada por difusión. Las membranas de UF y MF tienen un mínimo de tamaño de retención de soluto de  $0,01$  y  $0,1 \mu m$  respectivamente. Estas membranas retienen solutos, tales como coloides muy grandes, bacterias y sólidos en suspensión, por cribado y no por difusión controlada. El transporte de agua (solvente) a través de estos procesos de membranas está dirigido por la presión y sigue la ley de Darcy.

Como en el caso de las membranas de UF, las membranas de OI no están siempre categorizadas por el peso molecular de corte (PMC). Aunque las especies orgánicas de bajo peso molecular, tales como alcoholes, azúcares, ácidos y a veces tintes, son también usadas para catalogar membranas de OI, éstas son evaluadas normalmente contra soluciones de cloruro sódico y sulfato magnésico.

En solución acuosa, los iones están rodeados por capas primaria, secundaria y más capas de agua, que se unen a los iones por fuerzas electrostáticas. A bajos niveles de concentración, la retención de especies químicas puede, en alguna medida, estar relacionada con su entalpía de hidratación. La entalpía de hidratación es una medida de la capacidad de hidratación; esto es, a mayor entalpía de hidratación, mayor diámetro hidratado y mayor retención de aquellas especies. A altos niveles de concentración salina, sin embargo (por ejemplo, > 1 mol/L), el diámetro de hidratación decrece, ya que las capas secundarias están agregadas menos fuertemente, los iones están rodeados sólo por capas primarias y el paso de sal aumenta. Normalmente una membrana de OI haría la siguiente distinción en la retención de las siguientes soluciones de alimentación a bajas concentraciones:



La distinción entre OI y NF se apoya en el hecho de que una membrana de NF con retención del 50 por 100 de NaCl retendrá además el 90 por 100 de MgSO<sub>4</sub>, mientras que en el caso de OI dicha retención no sería tan grande. Las membranas de NF son, a veces, membranas de OI con pérdidas.

Rautenbach (1989) da las siguientes líneas maestras para la selectividad de membranas de OI:

- Los iones polivalentes son retenidos en mayor medida que los iones monovalentes.
- Los gases disueltos polares permean bien.
- El pH tiene un marcado efecto sobre la retención de ácidos inorgánicos débiles (ácido bórico) y ácidos orgánicos.
- En una serie homóloga, la retención aumenta con el aumento del peso molecular.
- La retención de isómeros aumenta con el aumento de ramificación; esto es, terciaria > iso > secundaria > primaria.
- Los componentes con masa molecular > 100 dalton son retenidos sin relación con la carga.

Casi todos los solutos relativos al agua potable pueden clasificarse en tres rangos de tamaño: un rango iónico desde 0,001 a 0,01  $\mu$  m, un rango macromolecular desde 0,01 a 1  $\mu$  m y un rango de partícula fina desde 1 a 100  $\mu$  m. Estas divisiones no son exactas, pero son útiles para relacionar aplicaciones de membranas con tratamientos de agua potable. La eliminación de turbidez o especies biológicas que se requiere para desinfección puede realizarse por un proceso de membrana accionado por presión, pero es más económico por UF y MF cubriendo rangos de tamaño de aproximadamente 0.003 a 10  $\mu$  m y de 0.04 a 20  $\mu$  m, respectivamente. La OI retirará los mismos organismos patógenos además de los iones y macromoléculas de aproximadamente 0,0005 a 0.006  $\mu$  m y de 0,0007 a 0,01  $\mu$  m respectivamente.

Las membranas de OI pueden clasificarse también por los coeficientes de PMC y transferencia de masa. El PMC se mide en daltons y es el grado de exclusión de un soluto conocido que se determina para un lote de condiciones de prueba en el laboratorio. Los solutos normalmente conocidos y utilizados para la determinación del PMC son cloruro sódico, sulfato magnésico, dextrosa y algunos colorantes. La permeabilidad de

soluto y disolvente pueden describirse por los coeficientes de transferencia de masa y porcentaje de rechazo del soluto. El método más común de describir las membranas es por su nombre, por ejemplo, "de ósmosis inversa", otros términos químicos son: "de peso molecular de corte", "de porcentaje de rechazo y superficie activa". Aunque cualitativa, la clasificación por desalinización de agua marina, salobre o desendurecimiento también se ha realizado. Los coeficientes de transferencia de masa serían mucho más cuantitativos, pero no son usados a menudo.

El tratamiento objetivo determinará la selección de membranas para los procesos de OI La NF proporciona eliminación de color, desendurecimiento o control de SPP. La OI proporciona el mismo tratamiento que la NF, adicionalmente a una mayor remoción de STD. La OI a baja presión se utiliza comúnmente para producir agua potable de las aguas salobres brutas con una concentración de STD de hasta 12.000 mg/L. La OI a alta presión puede producir agua potable (STD < 500 mg/L) a partir de agua marina (STD > 34.000 mg/L)

Las membranas de OI son utilizadas por una variedad de razones. Una investigación recientemente realizada por la A W ARF sobre eliminación de concentrados encontró que 137 instalaciones con procesos de membrana daban 21 razones diferentes para seleccionar un tratamiento de membrana, como se resume en la Tabla 2.1 (Mickley et al, 1993). Es obvio que los procesos de membrana son capaces de eliminar muchos contaminantes de las fuentes de agua potable. Los únicos contaminantes que pueden no ser tratables para rechazo por procesos de membrana de OI serían los gaseosos. Normalmente, los gases disueltos son fácilmente permeados por la membrana y no habrá rechazo. Sin embargo, las membranas de OI son capaces de rechazar pesticidas, metales pesados, precursores de SPP, sales, bacterias, virus, quistes (si

pasan por el prefiltro) y otros numerosos contaminantes. Los procesos de OI pueden eliminar un amplio espectro de contaminantes y pueden usarse con beneficios para tratar agua potable.

**TABLA 2.1** Distribución de razones para seleccionar procesos de membrana

<b>Tratamiento</b>	<b>Nº</b>	<b>Tratamiento</b>	<b>Nº</b>
Bacterias	1	Flúor	11
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	1	Agua blanda	17
Calcio	5	Hierro	11
Cí	55	Manganeso	3
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	4	SO <sub>4</sub>	19
M. Orgánica	2	STD	100
Radio	16	THM	5
Sodio	19	Turbidez	11
Desala	6	Agua bruta	1

#### **2.4 Control del ensuciamiento, mediante la modificación electrónica de las partículas y la carga superficial, de las membranas.**

El ensuciamiento mineral y orgánico de las membranas representa el mayor problema operacional de los sistemas de ósmosis inversa. Las técnicas comunes de Pretratamiento del agua de alimentación, consistentes en filtración, suavización y adición de reactivos químicos son costosas y de efectos limitados. Pitts (1995), describe un sistema anti-ensuciamiento basado en un diseño único de capacitancia de alto voltaje que ha sido usado desde 1994 para evitar el ensuciamiento mineral y orgánico de superficies de transferencia de calor en sistemas acuosos y de procesos industriales.

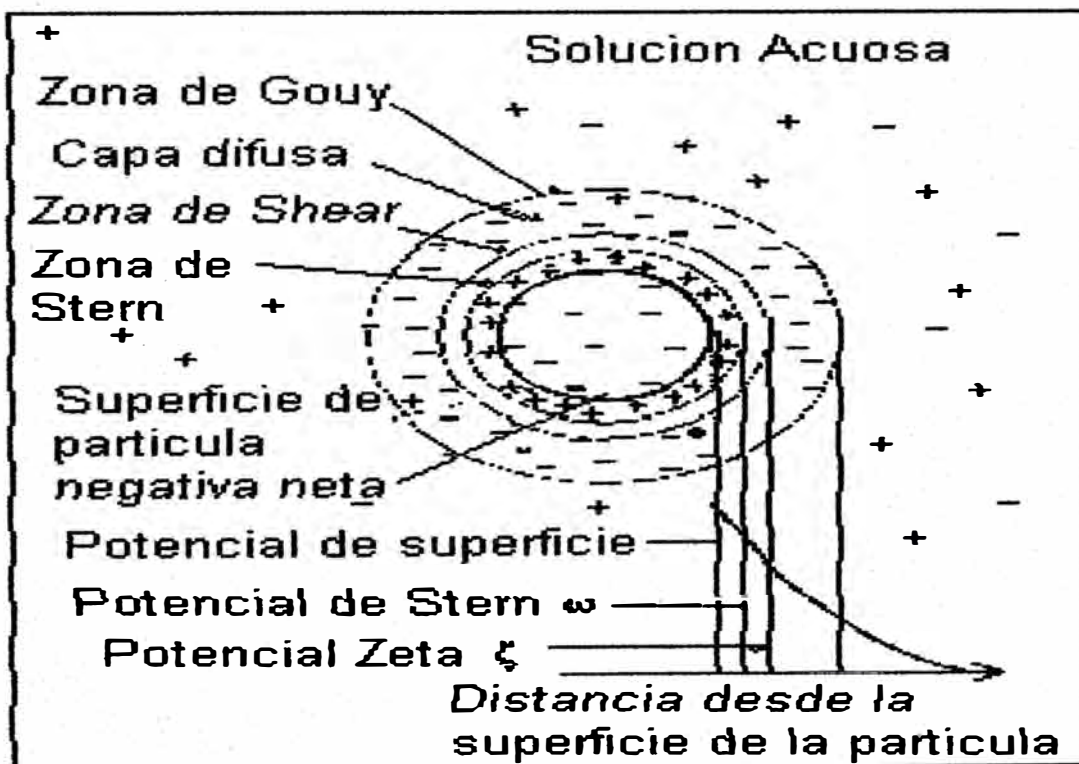
Esta tecnología aplicada como pretratamiento al agua de alimentación de ósmosis inversa es efectiva y eficaz en eliminar y evitar el ensuciamiento de las membranas. La comparación de los principios conocidos de la metodología de la dispersión electrostática de coloides con las teorías aceptadas del ensuciamiento de las membranas por los mismos, revela un alto nivel de correlación teórica y práctica entre ambas. Los resultados que se presentan en este trabajo fueron tomados del desempeño y datos de la operación de tres diferentes sistemas de ósmosis inversa en los que esta tecnología descrita fue utilizada.

#### **2.4.1 Ensuciamiento coloidal de las membranas.**

Stumm y Morgan (1996) describen a las partículas coloidales. Estas incluyen partículas minerales y biológicas encontradas en todas las aguas crudas de todas las fuentes. Los coloides varían en tamaños desde unos cuantos nanómetros a unos cuantas micras, e incluyen una amplia variedad de ambos componentes minerales y orgánicos, tales como arcillas minerales, sílice coloidal, óxidos de hierro, aluminio y manganeso, diversos tipos de micro organismos, virus, biocoloides, fibrilados, coloides húmicos, y aglomerados de exudados y materia orgánica macromolecular.

Riddick (1961), Pitts (1992, 1995) y Romo y Pitts (1998), discuten la dispersión electrostática de coloides. Hay varios modelos conocidos y aceptados, tales como la teoría de la capa doble (figura 2.3), que explican la estabilidad de los coloides. El modelo de la teoría de la capa doble explica las fuerzas repulsivas entre los coloides. Está enfocada en el efecto que los coloides negativamente cargados tienen sobre los iones positivos en el seno de la solución. Los iones positivos (también conocidos como contra-iones) forman una capa firmemente adherida alrededor de la superficie del coloide conocida como la Capa Stern. Los iones positivos adicionales atraídos por las partículas negativamente

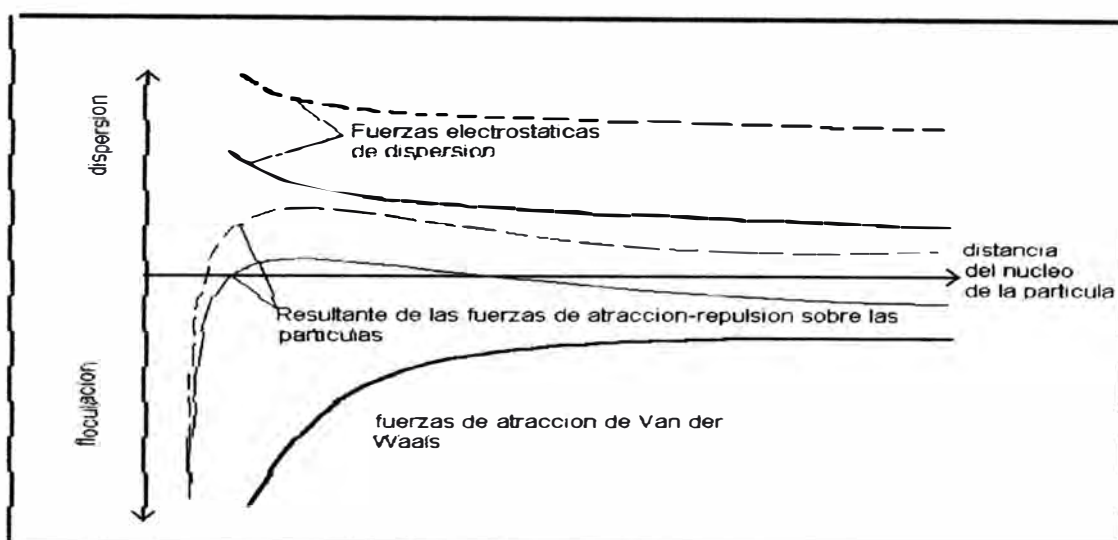
cargadas confrontan una fuerza repulsiva de los contra-iones adheridos en la capa Stern, y de los otros contra-iones aproximándose al coloide. La densidad de esta capa, conocida como la capa difusa, gradualmente disminuye con la distancia de la partícula coloidal, hasta que alcanza el equilibrio con el resto de los iones en la solución. Es la capa difusa rodeando al coloide la que crea la mayor fuerza repulsiva entre las partículas coloidales: a mayor densidad de la capa difusa, mayor será la distancia en la que las fuerzas repulsivas son significativas. La función primordial de la capa doble es neutralizar al coloide negativamente cargado. Esto crea el potencial electrocinético entre la superficie del coloide y cualquier punto en el seno del líquido. Este potencial (típicamente en el orden de los milivolts) se conoce como Potencial Zeta.



**FIGURA 2.3** Modelo de la capa doble

## 2.4.2 Teoría de DLVO

Otra teoría que también explica la dispersión y aglomeración de partículas es la teoría de DLVO (figura 2.4), nombrada así por sus creadores Derjaguin, Landau, Verwey y Overbeek. Esta teoría describe la estabilidad de los coloides sobre la base de la interacción de dos fuerzas opuestas que actúan sobre las partículas. Estas dos fuerzas son la dispersión electrostática, explicadas en el modelo de la doble capa, y las fuerzas de atracción de Van der Waals.



**FIGURA N° 2.4** Teoría DLVO, interacción entre partículas coloidales

La teoría DLVO establece que el efecto resultante de la interacción de estas dos fuerzas determinará si las partículas mantienen un estado estable de dispersión o si se aglomerarán. Cuando la densidad de carga superficial en las partículas coloidales es lo suficientemente baja, o cuando el contenido electrolítico de la solución es elevado, las fuerzas de Van der Waals logran superponerse a las fuerzas de dispersión, y el resultado obtenido es el del proceso de floculación. Esta unión de partículas es lo que se desea lograr durante los procesos de clarificación



en el tratamiento de aguas mediante la sedimentación de sólidos suspendidos. Este efecto de floculación generalmente se obtiene mediante la adición de electrolitos (ejemplo: sales de aluminio o fierro) a soluciones acuosas para reducir el potencial zeta de las partículas (Heimenz & Paul 1977). Sin embargo, cuando la resultante entre las dos fuerzas es positiva, el efecto resultante será el de un estado estable de dispersión. De esta manera, al aumentar el potencial zeta de las partículas, se logra obtener un estado de dispersión más estable.

Elimelech y Chen (1994) discuten la interacción de partículas coloidales con las superficies de membranas en medios acuosos y como dependen del potencial zeta, entre otras variables. El potencial zeta es un parámetro mensurable definido por la carga de las partículas y las características eléctricas resultantes de la capa doble de superficies en soluciones acuosas. Las membranas poliméricas en presencia de agua adquieren cargas superficiales a través de diversos mecanismos. Estos incluyen la disociación de grupos superficiales funcionales, la adsorción de iones en la solución, los iones surfactivos y las macromoléculas cargadas.

Kemmer (1998), Riddick (1961), y Zhu & Elimelech (1997) apuntaron el hecho de que muchas partículas coloidales orgánicas y minerales tienen cargas negativas en medios acuosos que causan que se repelan entre sí. Estas fuerzas repulsivas naturales mantienen la dispersión estable en la naturaleza.

Song & Elimelech (1995), Zhu & Elimelech (1997) describen el ensuciamiento coloidal de membranas de OI como resultante de que la repulsión de la capa doble se invalide por el arrastre del flujo del permeado a través de la membrana. Este es una fuerza hidrodinámica proporcional al flujo del permeado, actuando perpendicular a la superficie

de la membrana. Las partículas son hidrodinámicamente atraídas suficientemente cercanas como para vencer la repulsión del potencial zeta, siendo entonces aglomeradas por las fuerzas atractivas de Van der Waals.

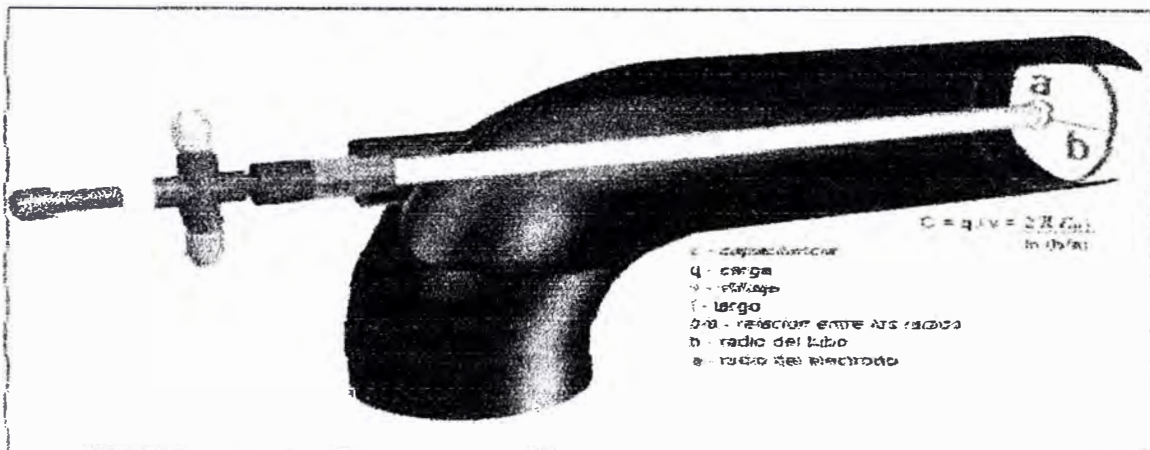
Zhu & Elimelech (1997) notaron una disminución en la velocidad de ensuciamiento en las membranas de acetato de celulosa y de poliamidas compuestas producida por la adición de compuestos químicos surfactivos en el agua de alimentación. Esta disminución se atribuyó al incremento de la repulsión electrostática entre los coloides, y entre ellos y la superficie de las membranas, por la correspondiente adhesión de las moléculas surfactivas en ambos. El ensuciamiento continuó, sin embargo, dándose bajo estas circunstancias. La dispersión causada por el incremento de la carga superficial del surfactivo fue anulada con el incremento de la concentración iónica de la solución, en consistencia con los principios de la dispersión electrocinética y las reacciones de floculación conocidos. Las partículas se vuelven menos negativas debido a la compresión de la capa doble y a la reducción del Potencial de Stern que conduce al colapso de la capa doble.

La dispersión electrostática de los coloides ha sido sugerida por muchos autores como un medio de mantener las membranas de OI libres de ensuciamiento coloidal. Sin embargo, todos los intentos de incrementar su carga superficial con la adición de reactivos químicos dispersantes ha tenido efectos limitados. Romo & Pitts (1998) presentaron una demostración exitosa de limpieza de membranas de OI mantenida indefinidamente mediante la aplicación de dispersión electrostática estimulada por capacitancia. Los efectos de la dispersión revelados en el estudio se correlacionan perfectamente con los principios bien definidos en sus trabajos e investigaciones previas.

### 2.4.3 Tecnología de dispersión coloidal basada en capacitancia.

La dispersión electroquímica de partículas coloidales ha sido practicada en el nivel experimental por varios años para tratar el agua en sistemas comerciales e industriales pequeños.

En un estudio reciente, Pitts (1995) describe los principios de la dispersión electrostática en sistemas acuosos. Los principios sustentables incluyen la capacitancia, la capa doble, las cargas superficiales Gaussianas, las propiedades dieléctricas de los coloides y la concentración iónica de las soluciones.



**FIGURA 2.5** Capacitor formado por un electrodo de cerámica dentro de una tubería para agua

Para producir e inducir la dispersión electrostática, un capacitor cilíndrico se crea introduciendo un electrodo aislado y sellado en un tubo o recipiente metálico como se muestra en la figura 2.5. El sistema funciona induciendo una alteración temporal de la carga superficial de la partícula sobre la de su estado natural. El efecto se produce tanto en las partículas coloidales como en las paredes húmedas del contenedor del fluido.

Un recubrimiento interno conductor del electrodo de cerámica sirve como una placa del capacitor. El dieléctrico cerámico del electrodo evita el flujo de corriente a la otra placa. La tierra, o plano opositor del capacitor se establece por el metal del tubo o recipiente. Una fuente de poder de corriente directa carga el sistema capacitor con un potencial muy alto (nominalmente de 30 a 35 kV DC) La fuerza del campo entre las placas del capacitor cilíndrico es una función del voltaje, las dimensiones del sistema, y de la constante dieléctrica de la cerámica. Pitts (1995) estableció que, a un voltaje suficientemente alto, la fuerza del campo a través del agua que llena el espacio entre las placas influencia la carga capacitiva de las partículas. El resultado es un marcado aumento de la carga superficial de las paredes húmedas.

#### **2.4.4 Aplicación de la tecnología basada en capacitores en las membranas de ósmosis inversa.**

Para determinar si la inducción de cargas incrementales aplicadas serían suficientes para contrarrestar los factores ensuciantes creados por las fuerzas de Van der Waals y las fuerzas de arrastre del permeado, un sistema de capacitor como el mostrado en la figura 2.5 fue instalado como pretratamiento en tres diferentes sistemas de ósmosis inversa. En cada aplicación, el electrodo se instaló corriente arriba de la bomba de alta presión, en un tubo metálico, o en una sección con revestimiento metálico interno en tubo de plástico.

Bajo condiciones normales, Zhu & Elimelech (1997) han demostrado que las fuerzas electrostáticas serían dominadas por las del arrastre del permeado y las de atracción de Van der Waals, resultando en el ensuciamiento de las membranas. Si el potencial zeta pudiera aumentarse con una misma carga tanto en las partículas como en las membranas, las fuerzas de dispersión electrostáticas conocidas

existentes entre ellas serían suficientes como para contrarrestar las fuerzas atrayentes. El resultado neto sería un estado de dispersión estable y ningún depósito se observaría.

#### **2.4.4.1 Revisión de los datos operacionales.**

Los datos fueron recopilados de las aplicaciones de las pruebas, y fueron normalizados para compensar los cambios en temperaturas, presiones y concentraciones de sólidos disueltos.

Tres sistemas de OI en diferentes localizaciones de Norte América fueron dotados de sistemas capacitores de alto voltaje, como sigue:

*Sistema 1: Planta embotelladora de refrescos, Suroeste EUA*

*Sistema 2: Planta de microelectrónicos, Noreste de EUA*

*Sistema 3: Refinería de granos, Este de Canadá*

***Sistema 1: Planta Embotelladora Principal de refrescos, Suroeste de EUA.***

Es un sistema Osmonics, Modelo OSMO 43CHF-PR216KY/DLX, con un arreglo 3:2 usando membranas Filmtec Mod. BW30-330 usado para producir agua para refrescos embotellados. El agua de alimentación es de pozos municipales. Típicamente contiene 300 ppm de SDT. Varía entre 200 y 500 ppm. El pretratamiento consiste en filtros de arena y de carbón, y suavización con resinas. Había sido limpiada químicamente en Enero de 1997. Los datos fueron colectados diariamente como parte de su control de calidad normal. El electrodo y su fuente de poder fueron instalados en la última semana de Marzo 1997.

El conjunto de datos utilizados para la evaluación de la prueba consistió en las lecturas tomadas desde 1ro de Enero 1997, hasta 1ro de Julio de 1997.

Los responsables de la operación reportaron que históricamente las membranas requerían limpiezas cada de 3 a 4 meses de operación. La limpieza se hacía con un lavado ácido, seguido por uno con solución alcalina, y un enjuague con agua producto. Cuando se abrían los recipientes de las membranas, se les encontraba una gruesa capa de limo cubriendo tanto las membranas como las paredes interiores.

Dos meses después de iniciada la prueba, las membranas se limpiaron, no por la disminución de productividad, sino como mantenimiento preventivo. A diferencia de las experiencias anteriores, el desempeño del sistema no mejoró, demostrando que las membranas permanecieron limpias a través de todo el periodo de 9 meses del tratamiento.

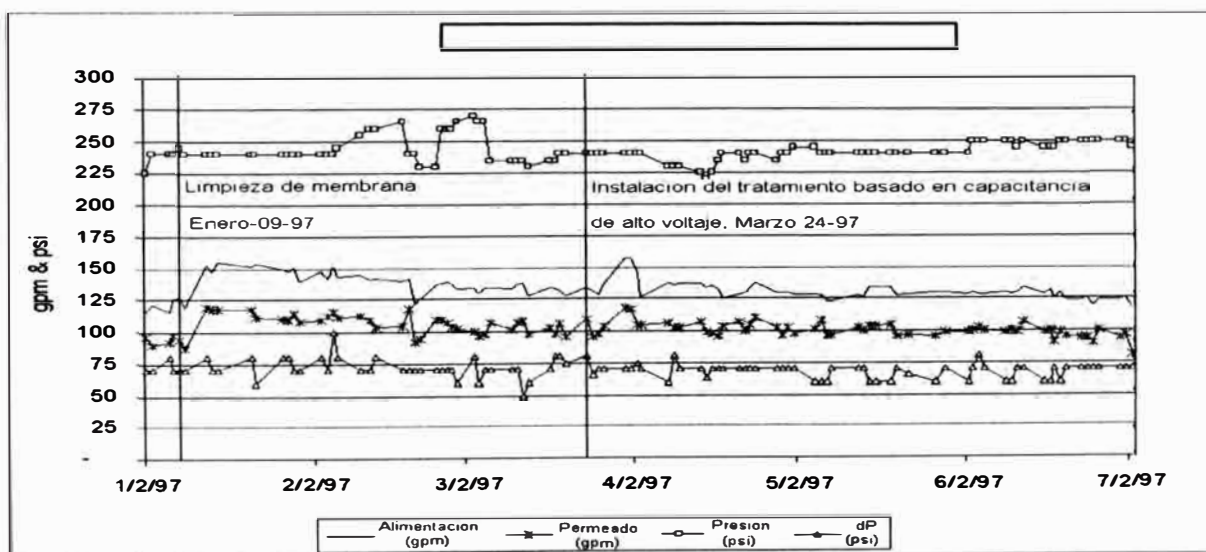
Este ha continuado por más de 20 meses sin ninguna evidencia de bioensuciamiento. Históricamente, el sistema mostraba síntomas de ensuciamiento poco después de la limpieza de sus membranas. Estos incluían un incremento en la presión de operación (para mantener una misma producción), un incremento en la presión diferencial en el sistema, y/o una reducción en el flujo del permeado, y calidad del mismo. Durante la prueba, estos síntomas cesaron, indicando la ausencia de ensuciamiento de las membranas. (figura 2.6)

Estas indicaciones fueron corroboradas mediante inspección visual en Julio 1997. No se encontraron indicios de limo entonces en ninguna de las superficies. La recuperación del sistema se pudo incrementar en un 5% sin mostrar signos de ensuciamiento, mientras que el rechazo de

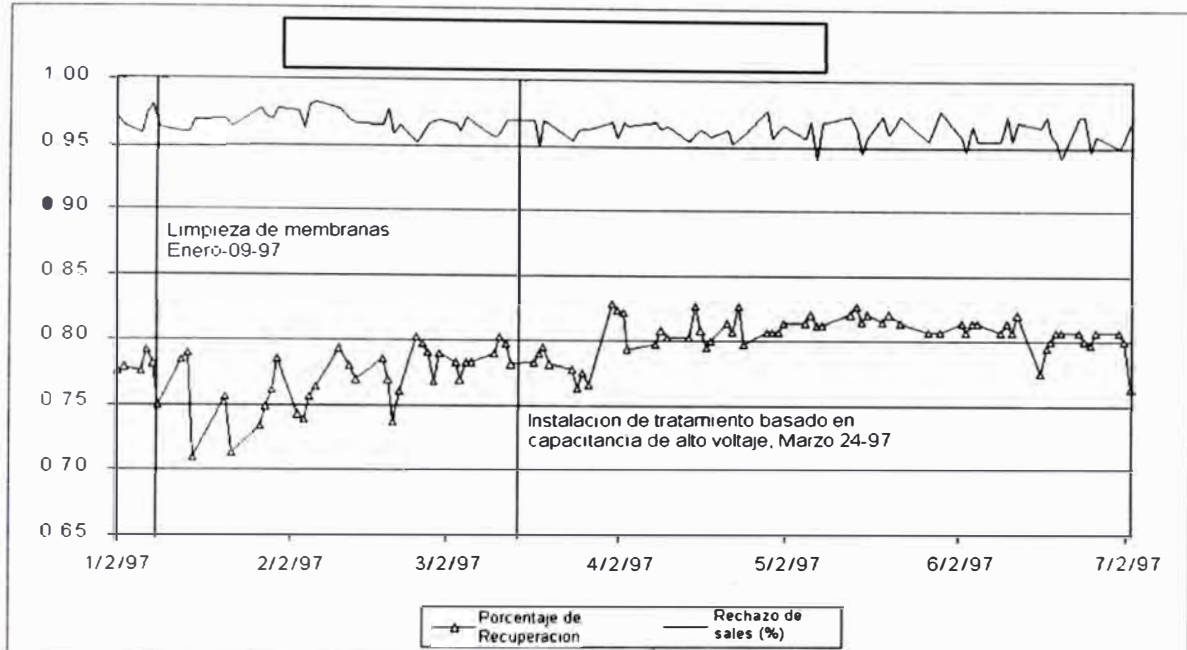
sales disminuyó ligeramente (debido al incremento de la recuperación), durante el tiempo que el sistema basado en un capacitor fue probado (figura 2.7). Todos los efectos notados en el desempeño del sistema son los típicos observados después de que las membranas se limpian y mantienen limpias. Los cambios totales en el sistema durante el periodo de prueba incluyeron:

- 2% de disminución en la presión de alimentación ( de 260 psi a 250 psi)
- 4% de disminución en el promedio de la presión diferencial
- Ningún cambio notable en la productividad, flujo del permeado (de 105 a 104 gpm)
- 5% de incremento en la recuperación (de 77% a 82%) sin mostrar ningún signo de ensuciamiento en las membranas.

Al final del periodo de prueba, uno de los recipientes de las membranas fue abierto para su inspección visual. Al quitar la primera de las membranas, las paredes del recipiente estaban limpias, sin señal de ningún depósito biológico. El cuerpo de la membrana estaba igual.



**FIGURA 2.6** Planta embotelladora de refrescos



**FIGURA 2.7** Planta embotelladora de refrescos

**Sistema 2:** Producción de agua ultra pura para Planta de Microelectrónicos.

Un sistema de diseño especial consistente en dos unidades de OI en serie se utiliza para producir agua de muy alta pureza. La primera tiene un arreglo de 2-1-1, cuyo permeado es alimentado a la segunda, cuyo arreglo es 2-1. Ambas unidades tienen membranas de Hydranautics modelo 8040-LHY-CPA2.

Antes de la instalación del sistema basado en capacitor, el personal de mantenimiento limpiaba las membranas cada dos o tres semanas. Como parte del pretratamiento, un dispersante químico se agregaba al agua de alimentación a la OI #1.

Los datos históricos se tomaron de Febrero 1998 a Julio 1998. Durante ese periodo, las membranas se limpiaron en Febrero 21, Febrero 28 y Marzo 21.



El sistema del electrodo fue instalado en Abril 18, 1998, y las membranas se limpiaron en esa fecha. la adición de dispersante se redujo al 50%. En Mayo 9, 1998, un recipiente de membranas de cada unidad fue abierto para su inspección. Cuando se sacaron las membranas, en contraste con las inspecciones anteriores, no se encontraron depósitos en ninguna de las superficies húmedas. Anteriormente se les encontraba una gruesa capa de impurezas en todas las partes. Las membranas no se han limpiado desde el inicio de la prueba. El deterioro en el desempeño fue revertido y la productividad del sistema ha continuado mejorando. La adición de dispersante fue suspendida sin afectar la mejoría en la productividad.

El examen de los datos revela que la frecuencia de las limpiezas no había logrado revertir el deterioro del desempeño del sistema. Normalmente, la limpieza de las membranas hubiera permitido al sistema operar a menores presiones de operación y menores caídas de presión a través de las membranas, con aumentos de flujos de permeado, lo que no sucedía.

Después de Abril 18, 1998, los flujos de permeado de ambas unidades comenzaron una tendencia a aumentar, a pesar de que sus presiones se estabilizaron en niveles inferiores a los anteriores. La unidad OI # 1 experimentó los siguientes cambios inmediatamente después de la instalación del pretratamiento que aquí describimos:

- 7.6% de aumento en el flujo del permeado (de promedios de 92 a 99 gpm)
- 13.6% de disminución en el promedio de la presión de alimentación (219 a 183 psi)
- 16.4% de disminución en el promedio de presión diferencial total (de 219 a 183 psi)

Los resultados de la operación de la OI # 1, ilustrados en la figura 2.8, están claramente relacionados con la prevención del ensuciamiento de las membranas, y más significativamente con la eliminación del ensuciamiento residual acumulado.

Antes de Abril 18, al comienzo de la aplicación, la OI # 2 mostraba una disminución constante de su flujo de permeado a una presión relativamente constante. (Figura 2.9), Después de empezado el tratamiento, la tendencia al aumento de productividad se muestra positiva.

Los efectos mostrados en la OI #2 alimentada con permeado de la OI #1 fueron más sutiles y difíciles de demostrar que los vistos en la OI # 1. La disminución del flujo del permeado y los cambios en la presión de alimentación en la OI # 2 fueron relacionada con la presencia de una capa ensuciante en sus membranas. Este ensuciante, más probablemente de origen orgánico, producía una relativamente grande variación en la resistencia al flujo del concentrado.

Ambas unidades experimentaron una inmediata cesación del ensuciamiento después de la instalación del pretratamiento con el capacitor. Los datos y las inspecciones físicas revelaron una reducción o eliminación de los depósitos existentes en las primeras de dos a tres semanas.

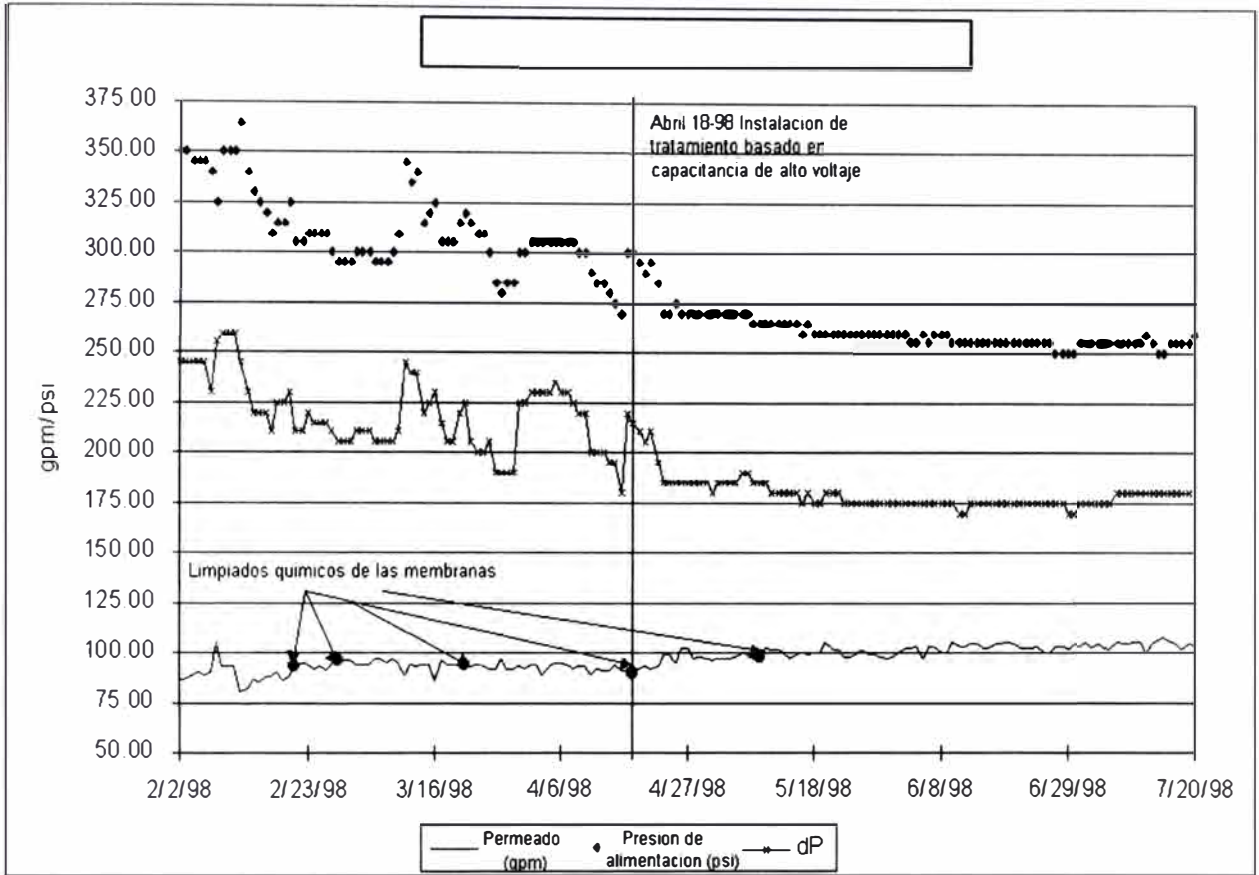


FIGURA 2.8 Planta de semiconductores

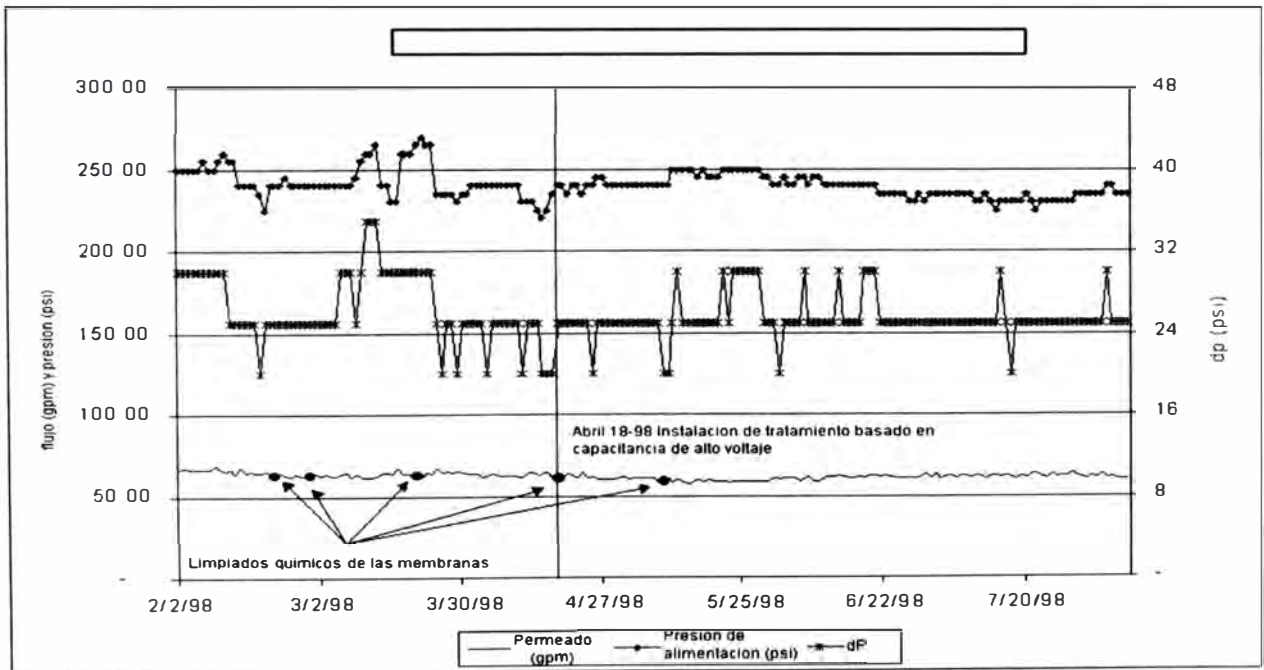


FIGURA 2.9 Planta de semiconductores

### ***Sistema 3: Refinería de gramíneas, Este del Canadá***

Permeado para agua de reposición de proceso se producía en dos sistemas independientes e idénticos de OI, en paralelo, (OI # 1 y OI # 2) con arreglos 5-3-1, y ambos con membranas de Hydranautics. Los dos se alimentan de la misma fuente de agua y pretratamiento común. Consistía de una inyección de peróxido/aire para la oxidación de un alto contenido de sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) en el agua de alimentación (similar a las de Puebla y sus alrededores), seguido por una filtración en cama de carbón catalítico para la remoción del sulfuro de hidrógeno residual, y filtración en bolsas para el pulido final.

Al sistema OI # 1 se le instalaron membranas nuevas en Mayo 5, 1998, mientras que el OI # 2 continuó operando con membranas sucias. En ambos sistemas las membranas se cambiaban por membranas limpias cada tres meses, y las sucias se enviaban al fabricante para su limpieza y devolución. En Mayo 10, 1998, la fuente de poder de alto voltaje y el electrodo capacitor fueron instalados y puestos en operación. El sistema se operó por 27 días.

### **Observaciones**

Los datos y observaciones de la operación se colectaron para determinar si la tecnología evaluada era eficaz en limpiar el ensuciamiento de las membranas de ambos sistemas. En el sexto día de la operación, el sistema del tratamiento electrónico fue suspendido por cuatro horas, y luego restablecido. A este procedimiento se le conoce como "topetear" el sistema. El "topeteado" del sistema aceleró la limpieza de las membranas en ambos OI # 1 y OI # 2 (figuras 2.10 y 2.11) El flujo del permeado aumentó en ambos sistemas, a pesar de que sus presiones de alimentación se redujeron significativamente (Menor consumo de

energía y costos). La presión de alimentación de la OI # 2, que había estado operando con membranas sucias, se redujo en 10% acercando el sistema a sus condiciones de diseño de 250 psi. Antes de la instalación del electrodo, la presión de alimentación del sistema era de más de 300 psi. Siete días después de la instalación, la presión se redujo a 270 psi, y aun así, el flujo del permeado aumentó de un promedio de 125 gpm a uno de 135 gpm.

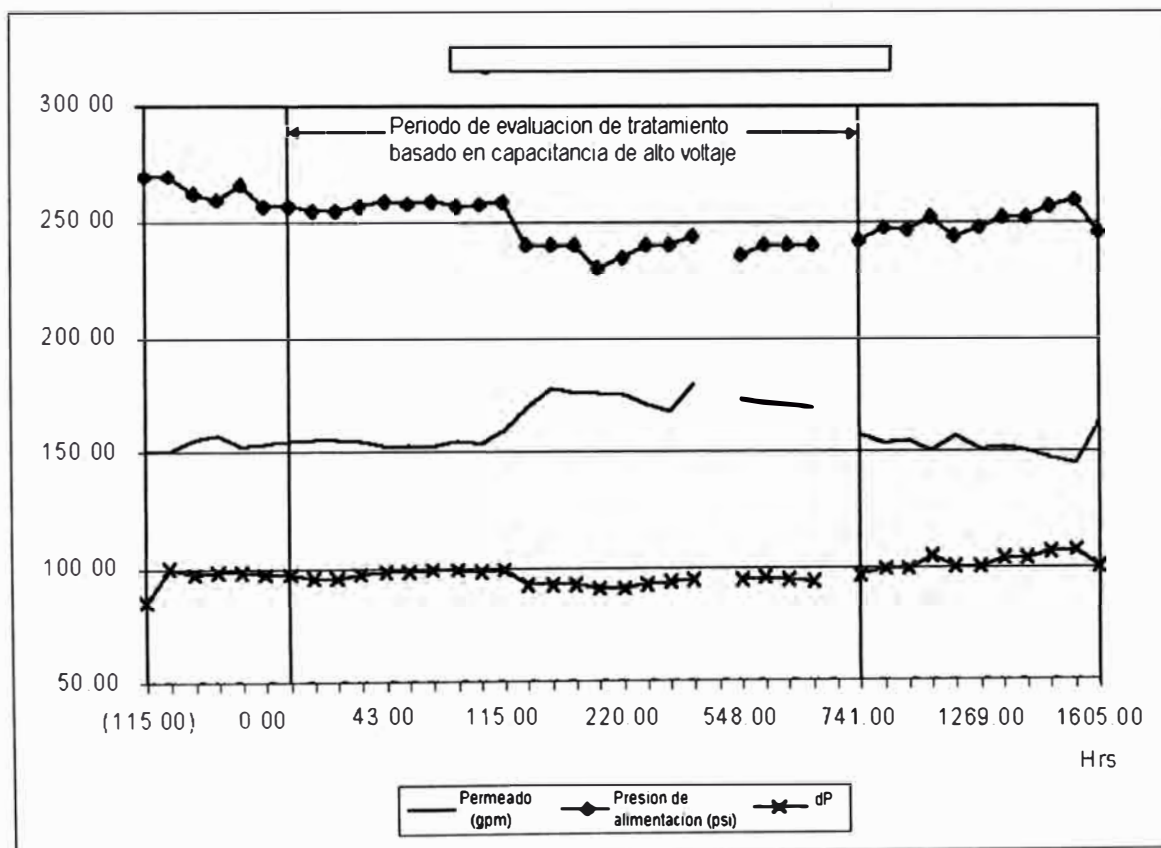
Para verificar los resultados, la alimentación eléctrica a los electrodos se interrumpió por 27 días. Ambos sistemas, principalmente el OI # 2, mostraron signos inmediatos de ensuciamiento dentro de los primeros cinco días después del corte de la corriente a los electrodos. Treinta días después del paro de los sistemas de electrodos, el flujo del permeado continuaba disminuyendo, de 160 gpm a 150 gpm, aún cuando la presión de operación del OI # 1 se había aumentado hasta 255 psi.

El efecto en el OI # 2 fue aún más notable. El flujo de permeado disminuyó hasta 90 gpm, aún cuando su presión fue aumentada hasta 350 psi. Las recuperaciones y los rechazos de sales mostraron tendencias similares a las de los otros dos sistemas analizados antes. Después de apagar los sistemas de capacitores, las recuperaciones de ambos sistemas, especialmente la del OI # 2, disminuyeron significativamente.

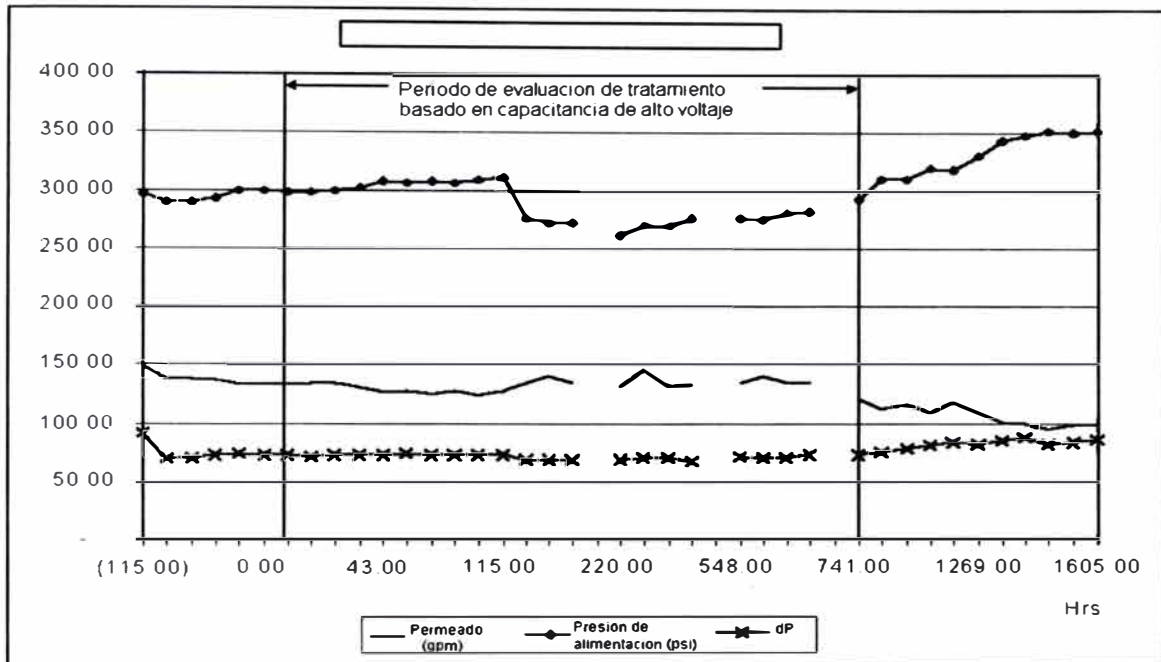
Los resultados de los estudios en el campo, en tres diferentes sistemas, establecen que los principios de la dispersión electrostática que previamente habían demostrado ser efectivos en sistemas acuosos industriales son también efectivos en alterar las fuerzas responsables del ensuciamiento de las membranas.

En cada caso, las recuperaciones muestran una variación reducida después de las instalaciones de los sistemas basados en capacitores, correspondientes a reducción de las fluctuaciones en las presiones requeridas para vencer la resistencia de las membranas y producir los flujos de permeado requeridos.

El uso de la dispersión electrónica coloidal se demuestra como el método mucho más efectivo y eficiente para la limpieza y protección continua de las membranas, que la limpieza química periódica y la adición continua de dispersantes químicos.



**FIGURA 2.10** Destiladora de maíz



**FIGURA 2.11** Destiladora de maíz

#### 2.4.4.2 Seguimiento:

La información utilizada en este estudio se terminó de recabar en Julio 1997 para el sistema 1, y Julio 1998 para los sistemas 2 y 3. Estos 3 sistemas se han seguido monitoreando y además se han llevado a cabo más pruebas en las cuales se han seguido estudiando los efectos producidos por este sistema de capacitancia de alto voltaje. A continuación se presenta un resumen de los acontecimientos que se han dado.

##### *Sistema 1: Planta embotelladora.*

Al inicio de la prueba las membranas del sistema tenían 5 años en operación. En Noviembre de 1998 las membranas de la segunda etapa llegaron al límite de su vida útil y fueron reemplazadas por membranas nuevas (mismo modelo). A partir de la instalación de las membranas nuevas, el sistema recuperó los parámetros de operación establecidos por

el fabricante del sistema, y lleva operando 8 meses sin registrar pérdidas de producción.

*Sistema 2: Planta de semiconductores.*

Después de un año de operación, el sistema comenzó a mostrar signos de ensuciamiento en las membranas. En esta ocasión se llevó a cabo un limpiado mediante un solo enjuague de las membranas con una solución ácida, y con esto se logró restablecer la producción del sistema a la de su diseño. En previas ocasiones era necesario enjuagar las membranas con una solución ácida, seguida por agua, y después por una solución alcalina. Este proceso se repetía de 3 a 4 veces. Este sistema logró reducir la frecuencia del limpiado de las membranas de 3 semanas a un año, y logró reducir la labor involucrada en el limpiado. En la siguiente ocasión que se requiera limpiar las membranas, se intentará hacerlo mediante un enjuague de las mismas utilizando únicamente agua del permeado.

Tres estudios piloto para plantas potabilizadoras en diferentes municipios en los Estados de Texas y Oklahoma han demostrado que el uso de los sistemas de capacitancia de alto voltaje en el pretratamiento del agua de alimentación de ósmosis permite que los sistemas operen con una mayor recuperación, con un ensuciamiento de membranas significativamente reducido, y que la limpieza de las mismas se logra mediante un enjuague utilizando el agua del permeado en lugar de soluciones ácidas y alcalinas. Los resultados de estos estudio están en proceso de ser publicados por las partes involucradas



# **CAPITULO 3**

## **SISTEMAS DE MEMBRANAS EN ÓSMOSIS INVERSA**

El diseño de sistemas de membrana requiere una comprensión de la terminología de membranas, configuración de elementos, pretratamiento, tratamiento de membranas y postratamiento. Se presenta una descripción detallada de los elementos arrollados en espiral y de fibra hueca fina para describir las características de caudal a través de la membrana. Algunos modelos se discuten de manera que los efectos operacionales sobre la calidad de agua pueden explicarse. Finalmente se describe un sistema convencional en las divisiones de pretratamiento, tratamiento de las membranas y postratamiento desde una base de sistemas y unidades de operaciones.

### **3.1 Concentración de polarización**

El método más común de describir una membrana, es empezando a describir lo que es ósmosis inversa, y después su rendimiento. Aunque de manera cualitativa, la descripción tiene una implicación inmediata de desalación de agua marina o salobre o ablandamiento de agua, desgraciadamente no hay una forma estandarizada para medir el rendimiento de las membranas (por ejemplo, composición y concentración de la solución de alimentación, presión, temperatura, número de Reynolds), o que sea facilitada por los diferentes suministradores que trabajan en el campo.

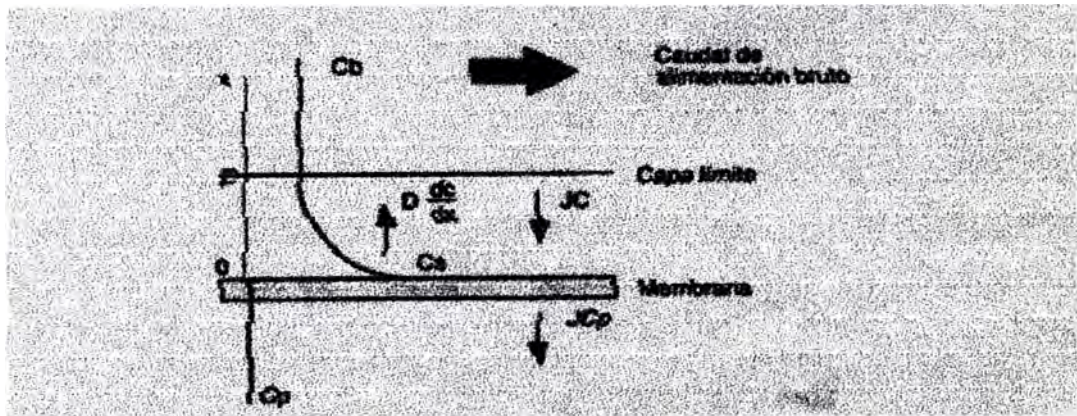
La resistencia al transporte es un problema típico de separación de membranas y en este sentido la eficiencia de los procesos de membrana accionados por presión depende no sólo de las propiedades de la membrana, sino también en gran medida de cómo se opera el proceso. La hidrodinámica del sistema tiene una influencia directa en la reducción de las resistencias de transporte en la interfase de la membrana, y los diseños del módulo que permiten una buena distribución del flujo de fluido y mezclado en las interfases de membrana ayudan a aliviar el efecto destructivo que la concentración de polarización tiene sobre el rendimiento. La mayoría de los suministradores de membranas recomendarían una tasa mínima de caudal de alimentación y una máxima tasa de recuperación para minimizar los efectos de la concentración de polarización. Un método usado a menudo para comparar el rendimiento de membranas de AC gráficamente es a través de relaciones log-log de su coeficiente de permeabilidad del agua pura ( $K_w$ ) versus su coeficiente de permeabilidad salina ( $k_i$ ) allí donde los efectos de la concentración de polarización sean tenidos en cuenta (Denisov, 1994). Las ecuaciones básicas de transporte por difusión usadas para el flujo de agua y sal están dadas a continuación (Merten et al. 1964; Lonsdale et al. 1965; Rosenfeld y Loeb, 1967):

$$\text{Flujo de agua:} \quad J = K_w [\Delta P - \Delta \Pi] \quad (3.1)$$

$$\text{Flujo de sal:} \quad J_i = K_i \Delta C \quad (3.2)$$

En la operación de membranas de OI, los solutos y otras especies de la corriente de alimentación son transportados hacia la superficie de la membrana por el flujo convectivo, a una velocidad equivalente a la del solvente permeado. A causa de la naturaleza semipermeable de la membrana, el soluto presente en la corriente de alimentación será

retenido en la interfase de la membrana, La velocidad de flujo cruzado que prevalece en la región límite es esencialmente laminar y el retro-transporte del soluto retenido en la corriente puede, por otra parte, ser sólo por difusión. En orden a la retro difusión del soluto  $-D(dC/dx)$  para equilibrar el flujo convectivo de soluto hacia la superficie de membrana  $(JC)$ , la concentración de soluto en la membrana  $(C_0)$  deberá ser mucho más elevada que la que hay en la corriente  $(C_h)$  (La Figura 3.1) presenta este caso, suponiendo que no hay ninguna capa de ensuciamiento presente sobre la membrana / interfaz de alimentación.



**FIGURA N° 3.1** Condiciones de capa límite en la membrana / interfase de alimentación.

Como las membranas tienen imperfecciones, algunos solutos se difundirán a través de la barrera semipermeable. En estado libre, el transporte convectivo de soluto hacia la membrana será equivalente al retro transporte difusivo de soluto más lo que pase con el permeado  $(JC_p)$ . De las condiciones límite dado en la Figura 3.1 puede construirse el siguiente balance de masa:

$$JC - \left[ -D \frac{dc}{dx} \right] = JC_p \quad (3.3)$$

$$x = 0 \Rightarrow C = C_s$$

$$x = \delta \Rightarrow C = C_b$$

La integración de la ecuación (3.3) da como resultado:

$$\ln\left(\frac{C_s - C_p}{C_b - C_p}\right) = \left(\frac{J\delta}{D}\right) \quad (3.4)$$

que también puede describirse como:

$$\frac{C_s - C_p}{C_b - C_p} = \exp\left[\frac{J\delta}{D}\right]$$

El coeficiente de transferencia de masa  $k_i$  tiene relación con la razón entre el coeficiente de difusión  $D$  y el espesor de la capa límite:

$$k_i = \frac{D}{\delta} \quad (3.5)$$

El rechazo de soluto de la membrana puede expresarse como:

$$R = \left(\frac{C_s - C_p}{C_s}\right) = \left(1 - \frac{C_p}{C_s}\right) \quad (3.6)$$

que permite una expresión para la relación concentración-polarización a desarrollar de la ecuación (3.4):

$$\frac{C_s}{C_b} = \frac{\exp(J/k_i)}{R + (1 - R)\exp(J/k_i)} \quad (3.7)$$

Las características de rendimiento de retención y caudal de producto de la membrana afectan a la relación de concentración-polarización: la concentración mayor de sal en la interfase membrana-solución incrementa el flujo de sal, así como la presión osmótica y por ello reduce la fuerza de la presión neta directora y el caudal permeado.

La relación concentración-polarización para membranas tubulares en la región turbulenta ha sido dada por Brian (1965), Rosenfeld y Loeb (1967); Goel y McCutchan (1977) como:

$$\frac{C_s}{C_b} = \frac{\exp(K')}{R + (1-R)\exp(K')} \quad \text{donde} \quad K' = J / k_i$$

$$K' = \frac{JS_c^{0.67}}{\nu} \quad (3.8)$$

$$R = 1 - \frac{C_p}{C_s}$$

$$j_D = 0,023 \text{Re}^{-0.17} = K'^0 S_c^{0.67} / \nu \quad (3.9)$$

En términos de rechazo de soluto, el valor R y la relación de desalación  $D_r$ , que describe el paso de la membrana con el rechazo de soluto de la membrana en forma adimensional:

$$R = \left( \frac{C_p}{C_b} \right) \left( \frac{C_b}{C_s} \right) \quad (3.10)$$

y

$$D_r = \frac{C_b}{C_p} \quad (3.11)$$

La relación concentración-polarización puede expresarse como sigue:

$$\frac{C_s}{C_b} = \exp(k) \left[ 1 - \frac{1}{D_r} \right] + \frac{1}{D_r} \quad (3.12)$$

Incorporando la concentración-polarización en las ecuaciones de transporte para agua y caudal de sal y simplificando, resultan las siguientes relaciones, de las cuales pueden calcularse los coeficientes de flujo de agua y sal de la membrana:

$$J = K_w \left[ \Delta P - \Delta \Pi \left( \frac{C_s}{C_b} \right) + \frac{\Delta \Pi}{D_r} \right] \quad (3.13)$$

$$J_i = k_i C_b \left[ \frac{C_s}{C_b} - \frac{1}{D_r} \right] \quad (3.14)$$

Estas ecuaciones permiten juzgar el rendimiento de membranas sobre la relación log-log de sus coeficientes de permeabilidad de sal y agua sin considerar recuperación.

Donde:

$k_w$  = coeficiente de transferencia de masa para agua, cm/s-atm

$k_i$  = coeficiente de permeabilidad de membrana para sal, cm/s.

$C_b$  = concentración de sal en la salmuera de alimentación, g/cm<sup>3</sup>

$C_s$  = concentración de sal en la superficie, g/cm<sup>3</sup>

$C_s/C_b$  = relación concentración-polarización

$C_p$  = concentración de sal en producto, g/cm<sup>3</sup>

$D$  = coeficiente de difusión, cm<sup>2</sup>/s

$D_r$  = relación de desalación

$J$  = caudal de solvente, cm<sup>3</sup>/cm<sup>2</sup> .s

$J_i$  = caudal del soluto (i), cm<sup>3</sup>/cm<sup>2</sup> .s

$k$  = coeficiente de transferencia de masa, cm/s

$Sc$  = número de Schmidt para difusión salina

$Re$  = número de Reynolds adimensional

$v$  = velocidad de alimentación, cm/s

$R$  = retención intrínseca de sal

$j_D$  = factor de transferencia de masa Chilton-Colburn

$P$  = presión osmótica, atm

$\nu$  = viscosidad cinemática

$\mu$  = viscosidad dinámica

$d_h$  = radio hidráulico

**Ejemplo de cálculo 3.1.** Muestra de cálculo de la relación concentración-polarización y coeficientes de membrana para un sistema de membranas

tubulares de 12,7 mm (0,5 pulgadas) trabajando bajo las siguientes condiciones:

Caudal de la corriente de alimentación, Q	(11,4 L/min) 190,5 cm <sup>3</sup> /s
Flujo de producto, J	(1.166 L/ m <sup>3</sup> .d) 1,35x10 <sup>-3</sup> cm <sup>3</sup> /cm <sup>2</sup> .s
Rechazo de membrana, R	= (88.9 %) 0,889
Concentración de NaCl en la solución de alimentación, C <sub>b</sub>	=5,200 mg / L
Presión de trabajo, ΔP	=(4 MPa) 39,5 atm
Temperatura de trabajo	=25 °C
Diámetro interior de la membrana, d	=1.27 cm
Viscosidad cinemática del agua, ν	=8,93x10 <sup>-3</sup> cm <sup>2</sup> /s
Coefficiente de difusión de NaCl, D	=1,48x10 <sup>-5</sup> cm <sup>2</sup> /s
Área de la sección de membrana, A <sub>i</sub>	=(π /4)d = 1.27 cm <sup>2</sup>
Número de Reynolds, Re	= Vd/ν = = (150 x 1.27)/(8.93x10 <sup>-3</sup> ) = 21.300
Factor Chilton-Colburn, j <sub>d</sub>	= 0,023 Re <sup>-0.17</sup> = 4,22x10 <sup>-3</sup>
Número de Schmidt, Sc	= V/D = 603
Relación de desalinización, Dr	= 1/(1 -R) = 8,85

De la ecuación (3.12), la relación de concentración-polarización se calcula como:

$$\frac{C_s}{C_b} = \frac{1}{8,85} + \left[ 1 - \frac{1}{8,85} \right] \exp \left[ \frac{1,35E - 3 \times 603^{0,67}}{150 \times 4,22E - 3} \right] = 1,15$$

Este ejemplo obtiene la concentración-polarización en la superficie de la membrana para las condiciones dadas. La recuperación no se considera en la prueba y sólo se considera un soluto (NaCl), A menudo se utilizan estimaciones generales para determinar la concentración-polarización.

### 3.2 Condiciones Operativas del Proceso

Las siguientes secciones ilustran los efectos de la presión, recuperación e hidrodinámica en el rendimiento de un proceso de membrana. Los efectos están relacionados con los fenómenos fundamentales, asociados con los procesos de membrana.

**3.2.1 Efectos de la presión y recuperación.** Según el modelo mostrado en la ecuación (3.1), el caudal de producto (por ejemplo caudal de agua) a través de una membrana es proporcional a la presión diferencial neta a través de la misma. El caudal de sal no está afectado por la presión aplicada, sino que es proporcional a la diferencia de concentración. En un sentido indirecto, sin embargo, la presión aplicada tiene efecto sobre el rendimiento de retención. A bajas presiones de trabajo, el caudal de agua resultante es menor mientras que el caudal de sal permanece a nivel constante. El efecto neto es que la concentración de sal en el permeado aumenta debido a la menor tasa de dilución del permeado. La Figura 3.2 ilustra el efecto de la presión de trabajo sobre el rendimiento de retención y caudal.

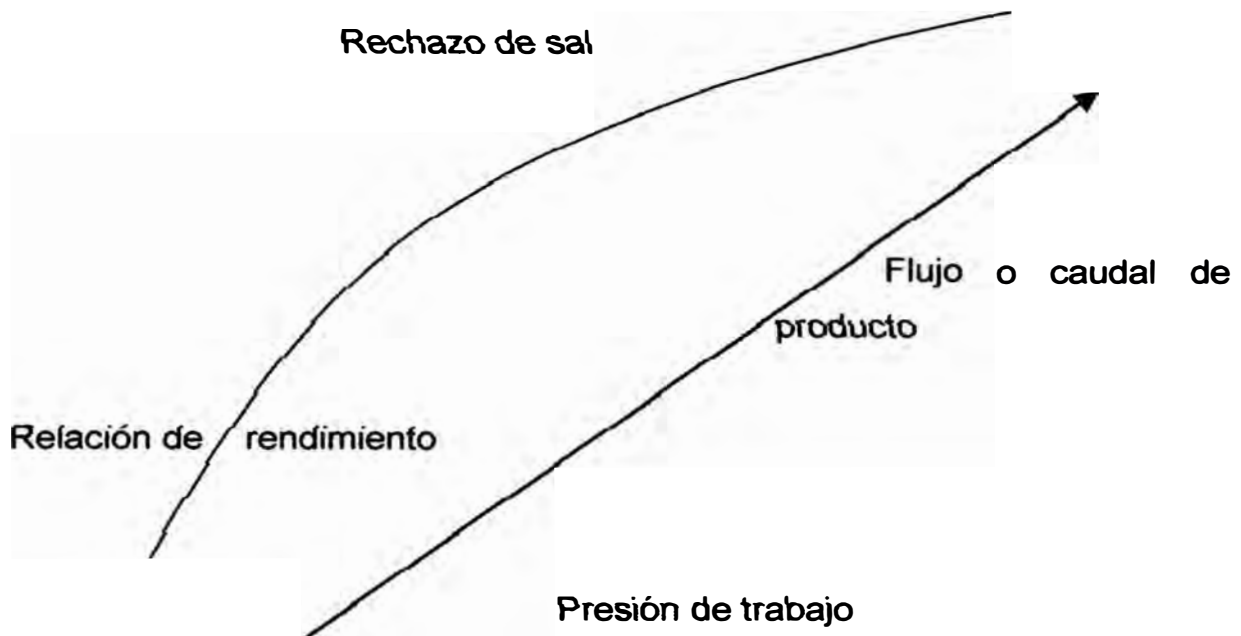
El porcentaje  $r$  de recuperación, o conversión, que es:

$$r = \left[ \frac{Q_p}{Q_r} \right] 100 = \left[ \frac{Q_p}{Q_p + Q_c} \right] 100 \quad (3.15)$$

También tiene un efecto sobre el rendimiento de la membrana, ya que afecta a ambos caudales: de sal y producto. A medida que la conversión aumenta, la concentración de sal en la corriente de alimentación se incrementa, lo que produce un incremento en la fuerza actuante sobre el flujo o paso de sal. Además, los mayores niveles de concentración salina en la corriente de alimentación aumentan la presión osmótica, lo que reduce la fuerza actuante o presión neta y, por otro lado, el caudal de



producto. La Figura 3.3 ilustra el efecto de los niveles de conversión sobre el rendimiento de la membrana.



**FIGURA Nº 3.2 .** Rendimiento de membrana versus presión de trabajo.

El factor de concentración, por otra parte, puede relacionarse con la conversión mediante:

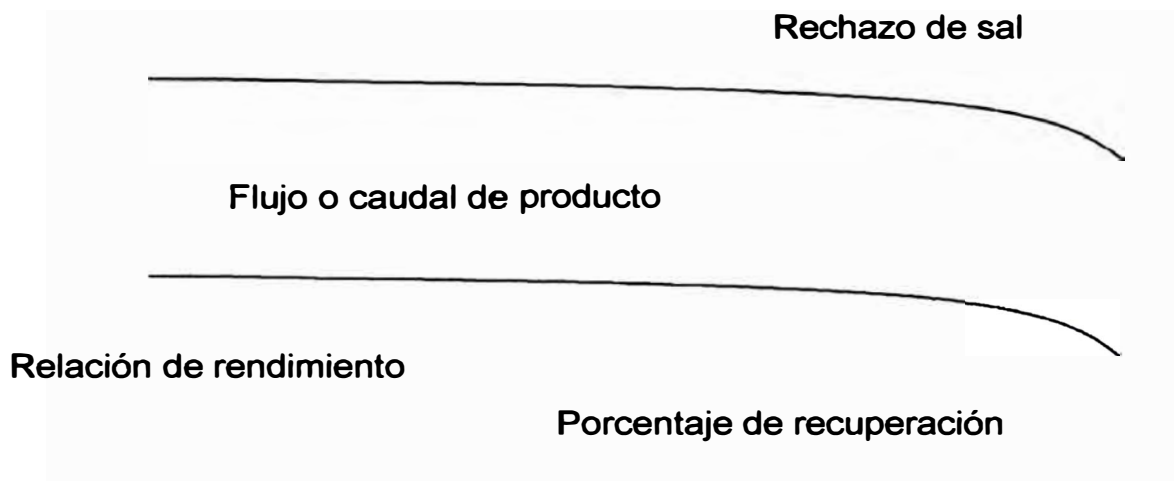
$$CF = \left[ \frac{1}{1-r} \right] \quad (3.16)$$

donde  $r$  está expresado como una fracción decimal. Esta expresión significa simplemente que la concentración de un soluto en la corriente de alimentación será doble (si se asume un 100 % de retención), si la planta de membrana trabaja a una recuperación del 50 % (es decir,  $r = 0,5$ ).

Las plantas de OI de agua de mar son operadas normalmente a ratios de recuperación del 30 al 50 %, pero en instalaciones de agua salobre, las relaciones de recuperación pueden llegar hasta el 85 % o incluso más. El

control efectivo de los depósitos a incrustaciones llega a ser muy importante con estas elevadas tasas de conversión.

A estos elevados factores de concentración, el efecto negativo de concentración-polarización sobre el rendimiento de la membrana puede ser muy serio, en el sentido de que no sólo puede declinar la calidad del permeado producido, sino que también disminuye el caudal producido.



**FIGURA Nº 3. 3.** Rendimiento de membrana versus recuperación.

La deposición del soluto sobre la superficie de las membranas puede cambiar las características de la separación, y la elevada concentración del soluto en la interfase de la membrana incrementa el riesgo de cambio en la composición del material con la que está compuesta, debido al ataque químico (Matthiasson y Sivik, 1980).

**3. 2. 2Efectos hidrodinámicos.** Los coeficientes de transferencia de masa (como previamente se ha mostrado) están referidos al número de Sherwood, a través de relaciones semi-empíricas, normalmente de la forma:

$$Sh = aRe^b Sc^c = \frac{K_i d_h}{D} = a \left( \frac{u d_h}{\nu} \right)^b \left( \frac{\nu}{D} \right) \quad (3.17)$$

donde a, b y c son constantes. Existe en la literatura técnica un número de estas relaciones para ambos regímenes laminar y turbulento, lo mismo que para el flujo en dispositivos tubulares y en canales entre placas o platos (Rautenbach, 1989; Porter, 1990).

De la ecuación (3.17) se deduce que, a más altas tasas de transferencia de masa ( $k_i$ ), se reducirá el efecto de concentración-polarización. La relación concentración-polarización puede reducirse también rebajando el caudal de membrana e incrementando la temperatura, para aumentar las tasas de difusión. Sin embargo, de la ecuación (3.17), las tasas de transferencia de masa más elevadas se consiguen mejor cambiando la hidrodinámica del sistema de membrana. Esto se logra por técnicas de trabajo (optimización de presión y velocidad lineal) o práctica de diseño (por ejemplo, diseño del sistema y desarrollo del módulo). López-Leiva (1980) estableció que el buen diseño de un módulo de OI requiere, entre otras cosas, conseguir una concentración-polarización tan baja como sea posible. Para reducir la magnitud de concentración-polarización se requieren condiciones hidrodinámicas de alto caudal turbulento o alta tensión de arrastre en caudal laminar.

La primera condición se alcanza en los sistemas tubulares de membrana como el PCI, Abcor, Wafilin y Membratek, mientras que la alta tensión de arrastre se alcanza con canales muy reducidos, tales como los de las fibras huecas y dispositivos de placa y bastidor, como los DDS, Rhone-Poulenc y GKSS.

La tasa de transferencia de masa puede aumentarse con la incorporación de promotores de turbulencia en el interior del canal de flujo de

alimentación. El más conocido promotor de turbulencia en uso es probablemente el material espaciador del lado salmuera, utilizado en los elementos arrollados en espiral para mantener abierto canal de flujo. El número de Reynolds aparente para el flujo en el interior del canal del lado salmuera de estos elementos, cae dentro de la región laminar de flujo. Sin embargo, debido al diseño del separador, se alcanza una mezcla excelente y una buena transferencia de masa a bajas tasas de caudal lineal y a bajas presiones diferenciales. Schock y Miguel (1987) desarrollaron correlaciones para las condiciones típicas de OI en un canal con separador y demostraron que un canal plano de celda de pruebas puede ser utilizado para estimular las condiciones en un elemento arrollado en espiral. Utilizando una celda de pruebas en canal plano. Da Costa et al. (1991) examinaron el efecto del diseño de un separador sobre el caudal, la transferencia de masa y la pérdida de presión para condiciones típicas de UF, e identificaron factores de diseño del espaciador que producen el rendimiento óptimo. Obtuvieron nuevas correlaciones para el factor de transferencia de masa y factor de fricción y nuevas sospechas en el papel de los espaciadores o separadores.

Las técnicas mecánicas y de fuerza se han usado también en los dispositivos de membranas tubulares para incrementar el mezclado. Un caso típico es instalar mezcladores estáticos en el paso de flujo (Pitera y Middleman, 1973) o, en aproximación, incluso emplear perfiles secundarios de flujo inducido como los vórtices Taylor, que se establecen bajo condiciones de flujo cerrado, para aumentar las tasas de transferencia de masa (Belfort, 1989). Últimamente el flujo pulsátil y el pulverizado de aire recibieron mucha atención como técnicas mediante las cuales se aumenta el rendimiento de la membrana (Gupta et al 1993).

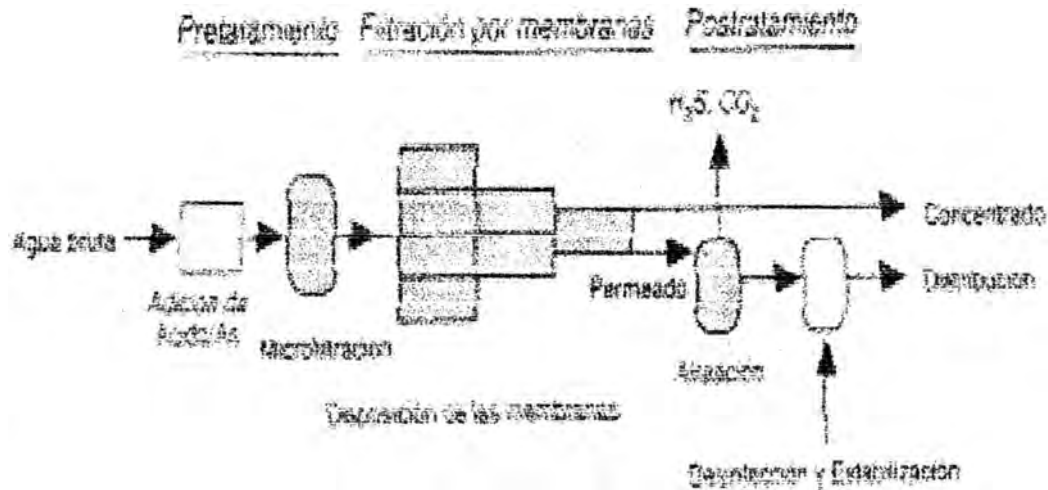
## **CAPITULO 4**

### **CRITERIOS DE DISEÑO EN ÓSMOSIS INVERSA**

Este capítulo introduce el diseño y los materiales asociados incluyendo subcapítulos que cubren los índices de ensuciamiento, pretratamiento, disposición de configuración, diseño de opciones, y postratamiento. Un sistema convencional de tratamiento por OI incluye pretratamiento, filtrado de la membrana y postratamiento, y se muestra en la Figura 4.1. La terminología común del proceso de membrana se muestra en la Tabla 4.1.

Cualquier corriente de agua bruta utilizada como corriente de alimentación para un proceso de membrana debe comprender un pretratamiento convencional o avanzado. El pretratamiento convencional incluye adición de ácido o anti-incrustante para evitar la precipitación de sales durante la filtración de las membranas. El pretratamiento avanzado tiene lugar antes del pretratamiento convencional y es necesario cuando el agua cruda o bruta tiene excesivos materiales ensuciantes. La filtración por membrana es el paso del agua pretratada a través de una membrana activa de OI con un tamaño de poro de 0.001 a 0.0001  $\mu$  m. El postratamiento incluye muchas operaciones unitarias comunes al tratamiento de agua potable como aireación, desinfección y control de corrosión. En todos los procesos de membrana de agua potable habrá una corriente de alimentación entrante al proceso y dos corrientes de salida abandonando el proceso: una de las corrientes será concentrada y la restante será corriente producto. Como se ve en la Figura 4.1, el proceso de separación dividido en pretratamiento avanzado, pretratamiento convencional, filtración en membranas y postratamiento y

una corriente de entrada y dos corrientes de salida es útil para obtener una visión amplia del diseño de OI.



**FIGURA N°.4.1.** Proceso convencional de membrana de OI

**TABLA 4.1.** Terminología de membranas

Crudo. bruto Proceso convencional OI	Corriente de entrada al proceso de membrana. Sistema de tratamiento que consta de adición de ácido o anti-incrustante para control de incrustación (pretratamiento), filtrado por <i>membrana OI</i> , aireación, cloración y control de la corrosión por posttratamiento.
Alimentación Concentrado. rechazo. Retenido Corriente residual	Corriente de entrada al dispositivo de membrana. Corriente de salida de la membrana que contiene mayor cantidad de STD que la corriente de alimentación.
Salmuera	Corriente de concentrado conteniendo una cantidad de STD más alta que la corriente de entrada
Permeado o producto	Corriente de salida de membrana que lleva menor STD que la corriente de alimentación.
Elemento de membrana	Una sola unidad de membranas conteniendo un mazo o grupo de membranas arrolladas en espiral o en forma de FFH para proveer un área superficial nominal.
Recipiente o vasija a presión	Un solo tubo que contiene varios elementos de <i>membrana en serie</i> .
Etapa o banco	Vasijas a presión en paralelo.

Dispositivo o tren Disposición de alta recuperación	Etapas múltiples conectadas en serie. Disposición donde se concentran corrientes de sucesivos dispositivos y está alimentada para sucesivas disposiciones con el fin de incrementar <i>la recuperación</i> .
Sistema de disposiciones	Varias disposiciones que producen caudal requerido por la planta.
Rechazo	Reducción porcentual de la concentración del soluto de la corriente de permeado relativa a la corriente de alimentación.
Soluto	Sólidos disueltos en la corriente de bruto, alimentación, permeado y concentrado.
Flujo	Tasa de caudal de masa ( $\text{mL}^{-2} \text{t}^{-1}$ ) o volumen ( $\text{Lt}^{-1}$ ) de transferencia a través de la superficie de membrana.
Incrustación	Precipitación de sólidos en el elemento debido al soluto.
Ensuciamiento	Deposición de material sólido existente en el elemento de la corriente de alimentación de la membrana.
Coefficiente de transferencia de Masa (CMT)	Unidad de masa o volumen transferida a través de la membrana y producida por la fuerza actuante-

#### 4.1 Índices de ensuciamiento

El ensuciamiento de membrana es una consideración importante en el diseño y operación de los sistemas de membrana. Las frecuencias de limpieza, requerimientos del pretratamiento, condiciones de operación, costo y rendimiento están afectadas por el ensuciamiento de la membrana. El índice de densidad de sal (IDS), el índice de ensuciamiento modificado (IEM) y el mini-índice del factor de cegado (MIFC) son los índices más comunes de ensuciamiento. En este artículo se definen los índices IDS, IEM y el MIFC utilizando el modelo de resistencia básica y se relacionan cuantitativamente con la calidad del agua y ensuciamiento de las membranas de OI.

Los índices de ensuciamiento se determinan a partir de pruebas simples de membranas y son similares a los coeficientes de transferencia de masa para membranas utilizadas en la producción de agua potable. El agua debe pasarse a través de un filtro Millipore de  $0,45 \mu\text{m}$  con un

diámetro interno de 47 mm a una presión de 30 psi para determinar cualquiera de los índices. El tiempo requerido para completar la colección de datos para estos tests varía de 15 minutos a 2 horas, dependiendo de la naturaleza del ensuciamiento del agua. Aunque se coleccionan datos similares para cada índice, hay diferencias significativas entre estos índices. A causa de los efectos de los diferentes equipos de filtración, sólo puede utilizarse un aparato de filtrado Millipore para generar medidas de precisión del índice.

**4.1.1 El índice de densidad salina (IDS).** Es el índice de ensuciamiento utilizado más ampliamente y se muestra en la ecuación (4.1). El aparato de pruebas Millipore se usa para determinar tres intervalos de tiempo para calcularlo. Los primeros dos intervalos de tiempo son los tiempos para coleccionar los 500 mL iniciales y 500 mL finales. El tercer intervalo de tiempo es 5, 10 ó 15 minutos y es el tiempo entre la colección de la muestra inicial y la muestra final. El intervalo de 15 min. se utiliza a no ser que el agua esté tan sucia que el filtro se ciegue antes que el intervalo de 15 min. se cumpla. El intervalo entre la recolección de la muestra inicial y final se disminuye hasta que se colecte una muestra final de 500 mL.

$$IDS = \frac{100[(t_i / t_f)]}{t} \quad (4.1)$$

donde  $t_i$  = tiempo para coleccionar la muestra inicial de 500 mL

$t_f$  = tiempo para coleccionar la muestra final de 500 mL

$t$  = tiempo total de la prueba

El IDS es una media estática de la resistencia, que se determina por muestras tomadas al comienzo y al final de la prueba. El IDS no mide la tasa de cambio de resistencia durante la prueba y es el menos sensible de los índices de ensuciamiento. El IDS no es dinámico, mide sólo



resistencia estática, y no es reflejo de un proceso de membrana operado de modo continuo.

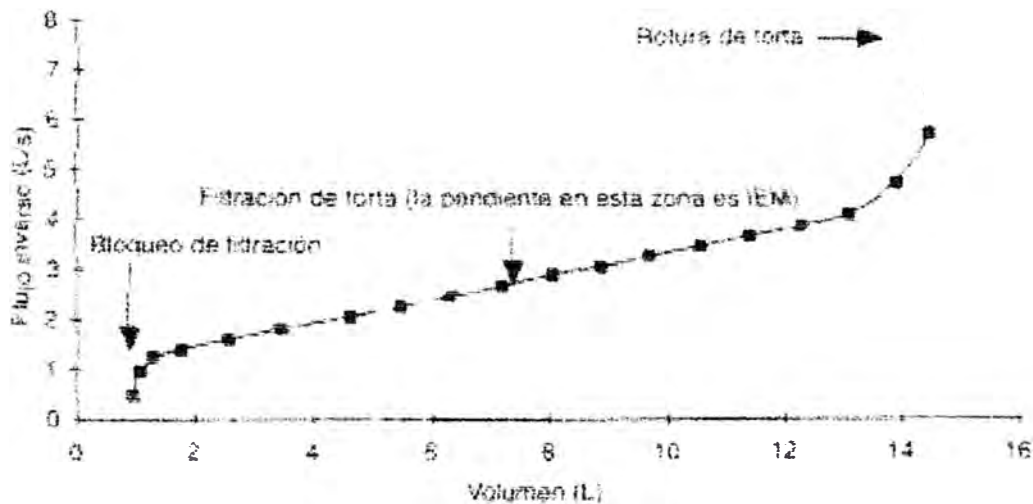
**4.1.2 El índice de ensuciamiento modificado (IEM).** Se determina utilizando el mismo equipo y procedimiento usado para el IDS, excepto que el volumen es registrado cada 30 segundos sobre un período de filtración de 15 minutos (Schippers y Verdouw. 1980). El desarrollo del IEM es consistente con la ley de Darcy, en que el espesor de la torta o capa formada sobre la superficie de la membrana se supone directamente proporcional al volumen filtrado. La resistencia total es la suma de la del filtro y la de la torta. El IEM se deriva de las ecuaciones (4.1) a (4.2) y está definido gráficamente, como se muestra en la Figura 4.2, como la pendiente de un flujo o caudal inverso versus la curva del volumen acumulativo.

$$\frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P}{\mu} \frac{A}{(R_f + R_k)} \quad (4.2)$$

$$t = \frac{\mu V R_f}{\Delta P A} + \frac{\mu V^2 I}{2 \Delta P A^2} \quad (4.3)$$

$$\frac{1}{Q} = a + IEMxV \quad (4.4)$$

Donde  $R_f$  = resistencia del filtro,  $L^{-1}$   
 $R_k$  = resistencia de la torta,  $L^{-1}$   
 $I$  = medida del ensuciamiento potencial,  $L^2 t$   
 $Q$  = caudal medio,  $v/t^{-1}$   
 $a, b$  = constantes  
 $\mu$  = viscosidad absoluta,  $ML^{-1}t^{-1}$



**FIGURA N° 4.2** Curva típica de IEM.

Basado en el trabajo de Schippers y Verdouw, Morris (1990) determinó un IEM instantáneo calculando la relación de caudal sobre volumen en incrementos de 30 segundos para aumentar la sensibilidad del ensuciamiento. Un punto IEM se muestra en la Figura 4.2. Normalmente la formación de torta, el crecimiento de la misma y la compactación o fallo, pueden verse en tres regiones distintas del dibujo de IEM. Las zonas correspondientes al bloqueo del filtro y filtración de torta representan trabajo operativo y productivo, mientras que la compactación sería indicativa de fin del ciclo productivo.

**4.1.3 El mini-índice del factor de cegado (MIFC).** Se define como la relación del flujo versus tiempo y se muestra en la Figura 4.3 para el mismo ensayo del agua que se usó para el IEM. El MIFC está establecido matemáticamente en la ecuación (4.5). La curva MIFC idealmente muestra zonas de bloqueo del filtrado, filtrado en torta y compactación de la torta, como lo hace la curva del IEM. El IEM es realmente el MTC del agua mostrando el cambio en función del tiempo y es equivalente a una

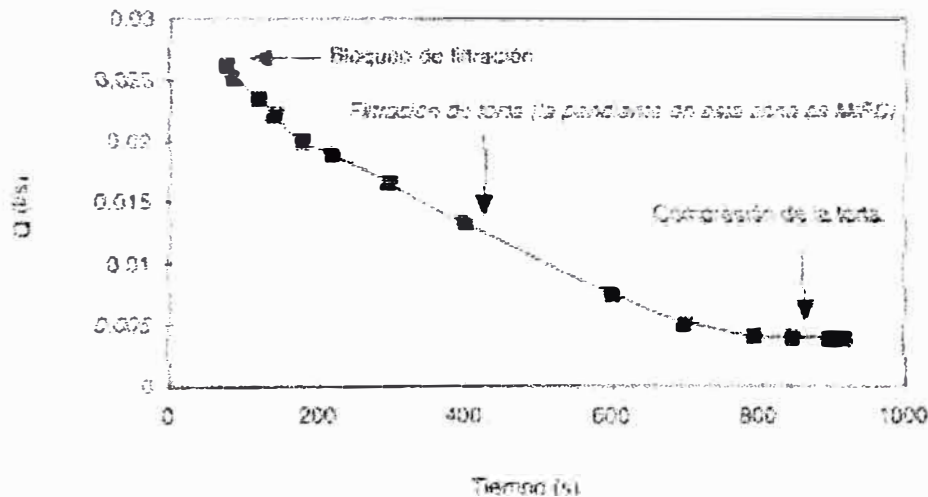
determinación directa de  $dJ/dt$ , ya que la presión de la membrana y el área son constantes. El MIFC sería análogamente el mejor indicador del ensuciamiento de la membrana, ya que  $dJ/dt$  es la medida exacta de la pérdida de productividad. Sin embargo, ya que hay muy poco caudal cuando tiene lugar el ensuciamiento, es muy difícil recoger los datos de caudal y tiempo que, con precisión, reflejen el ensuciamiento. El IEM es mucho más sensible al ensuciamiento, ya que ambos, volumen y caudal, son igualmente sensibles al mismo:

$$Q' = a + MIFC(t) \quad (4.5)$$

donde  $Q'$  = caudal a intervalos de 30 segundos

$t$  = tiempo de operación

$a$  = constante



**FIGURA N° 4.3** Curva típica de MIFC

**4.1.4 Índice de líneas maestras.** Algunas aproximaciones para los índices requeridos antes de los tratamientos convencionales de membranas se dan en la Tabla 4.2 (Morris, 1990; Sung, 1994). Los

índices se aplican al pretratamiento normal, avanzado, del agua antes de las operaciones convencionales de la unidad de pretratamiento. Los números son sólo aproximados y no reemplazan la necesidad de estudios piloto. Los requerimientos del pretratamiento no pueden determinarse para la mayoría de las instalaciones sin un estudio piloto, a no ser que los datos puedan obtenerse en una planta real operando sobre un agua muy similar. Los estudios piloto han sido omitidos en el diseño de algunas plantas de agua salobre tratadas por OI. Sin embargo, las aguas brutas para estas plantas normalmente tienen COT e IDS menores que 1.

TABLA 4.2. Aproximaciones del índice de ensuciamiento para OI

Índice de ensuciamiento	Rango	Aplicación
IEM	0 - 2 s/L <sup>2</sup>	Ósmosis inversa
	0 - 10 s/L <sup>2</sup>	Nanofiltración
MIFC	0 - 3 x 10 <sup>-5</sup> L/s <sup>2</sup>	Ósmosis inversa
	0 - 1.5 x 10 <sup>-4</sup> L/s <sup>2</sup>	Nanofiltración
IDS	0 - 2	Ósmosis inversa
	0 - 3	Nanofiltración

## 4.2 Pretratamiento

Las operaciones de membrana requieren algunas medidas de pretratamiento del agua de alimentación aguas arriba del proceso. Primero, sin embargo, es importante darse cuenta que el pretratamiento es específico de la alimentación y del proceso empleado y diferirá, por otra parte, de aplicación en aplicación y de lugar en lugar.

El pretratamiento es la primera etapa para controlar el ensuciamiento de la membrana y puede estar totalmente involucrado. En su forma más

simple el pretratamiento implica microfiltrado sin adición de productos químicos, Sin embargo, cuando se trata un agua superficial, el procedimiento de pretratamiento puede ser mucho más complejo e incluir ajuste de pH, cloración, adición de coagulantes (por ejemplo, alúmina, polielectrólitos), sedimentación, clarificación. descloración (por ejemplo, adición de bisulfito sódico), adsorción en carbón activado, adición de agentes complejos (por ejemplo, EDTA, SHMP), ajuste de pH y refino final.

Los factores que son importantes y que deben considerarse cuando se contempla un pretratamiento son:

- Material de fabricación de membranas (celulósicas asimétricas o membranas no celulósicas, de film fino o membranas compuestas amídicadas).
- Configuración del módulo (enrollado en espiral, fibra fina hueca, tubular).
- Calidad del agua de alimentación.
- Relación de recuperación.
- Calidad final del agua.

La Figura 4.4 da alguna indicación de las sustancias que afectan al rendimiento de la membrana y cuya concentración y/o presencia en el agua de alimentación debe ser controlada.

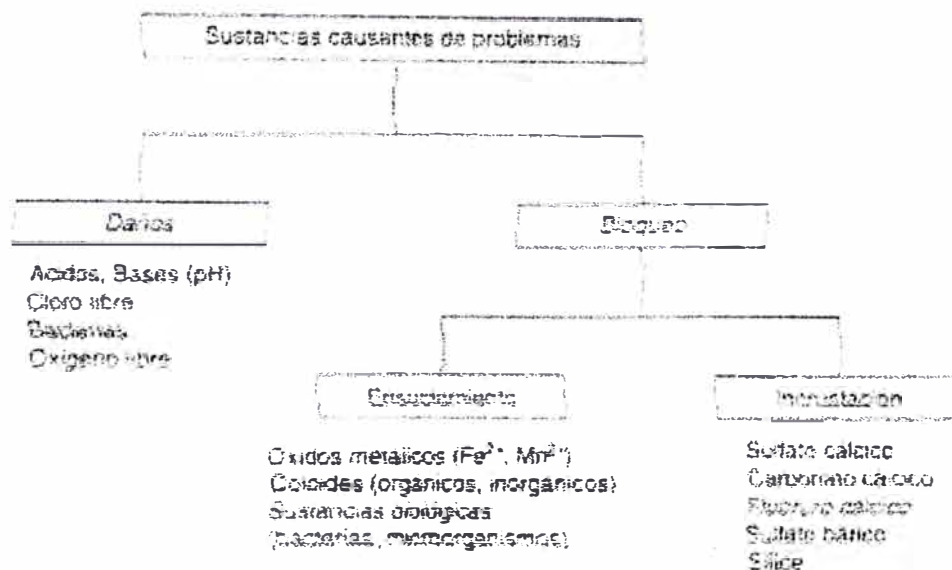
Los niveles de turbidez estipulados por los fabricantes de membranas se alcanzan normalmente por las técnicas convencionales de clarificación, como coagulación seguida de sedimentación y filtración en arena. En aguas de mar, que son notoriamente ricas en nutrientes en suspensión, como a lo largo de la costa oeste del sur de África, y para tratar al agua superficial con altos contenidos de COT, como son comunes en Estados Unidos, la UF ha sido invocado como una opción de pretratamiento viable,

capaz de reducir la concentración de sólidos en suspensión por debajo de los niveles aceptables en una simple operación (Strohwald y Jacobs, 1992; Metcalf, 1992; Taylor, 1989a).

El proceso de pretratamiento mostrado en la Figura 4.1 consta de adición de anti-incrustante y/o ácido y de MF. Estos procesos de pretratamiento se usan para controlar las incrustaciones y para proteger los elementos de membrana y se requieren en los sistemas convencionales de OI. Las membranas pueden ensuciarse o incrustarse durante el trabajo. El ensuciamiento está causado por materiales tales como los coloides, que están presentes en el agua bruta y reducirán la productividad de la membrana. La incrustación está producida por la precipitación de sales en el interior de la membrana a causa de la concentración de la corriente de alimentación. Si un agua bruta está excesivamente sucia, se precisa un pretratamiento adicional o avanzado.

**4.2.1 Pretratamiento avanzado.** El pretratamiento avanzado sería una unidad o conjunto de operaciones que precede al control de incrustación y microfiltración estática. Ejemplos de pretratamiento avanzado serían la coagulación, oxidación seguida de filtración en arena verde, recarga de agua subterránea, microfiltración continua y filtración CGA.

Cualquier otro conjunto o unidad de operaciones que precediese al pretratamiento convencional sería por definición, pretratamiento avanzado. En algunas unidades de operaciones de pretratamiento, como las de coagulación por alúmina, el agua de alimentación está saturada con sales como el hidróxido de alúmina. En tales casos, la solubilidad de dichas sales debe tenerse en cuenta en la corriente de agua de alimentación, para evitar precipitaciones en la membrana.



**FIGURA N° 4.4** Sustancias potencialmente perjudiciales para las membranas.  
(Rautenbach y Albrecht 1989)

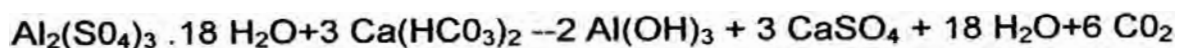
**Clarificación.** La clarificación es una práctica estándar en la producción de agua potable en la que se emplean las técnicas convencionales de clarificación como el filtrado en arena. Las especies coloidales están cargadas negativamente y permanecen en suspensión a causa de la carga de repulsión. Su tamaño está en el rango de 0,3 a 1  $\mu\text{m}$ . y la hace difícil de eliminar sólo con el filtrado de arena.

Sin embargo, las normas restrictivas puestas por los fabricantes de membranas muy a menudo no necesitan introducir más que los pasos de floculación y coagulación antes de la etapa de afinado. La floculación y coagulación pueden ser seguidas por la sedimentación (sí los niveles de turbidez son muy elevados) antes de la filtración final. Los lechos filtrantes que se utilizan pueden ser estratificados, filtros medios únicos o multicapas, con las capas consistentes en arena gruesa-fina, carbón activado y antracita.

El IDS de un agua de alimentación para una planta de OI debería ser menor que 2, para minimizar la tasa de ensuciamiento coloidal, pero las aguas superficiales tratadas por técnicas de clarificación convencional a menudo tienen IDS mayores. Esto es a causa de que los filtros de arena utilizados en la fase final de afinado no son absolutos, ya que la separación está basada en un mecanismo de adsorción debida a efectos superficiales, más que de cribado como en una membrana de filtración. El tamaño de partícula de arena usado para rellenar estos filtros es normalmente mayor que 500  $\mu$  m. Además, los filtros son operados en una base cíclica, en la que son lavados con aire, antes de que tenga lugar el paso. Cuando se requiere incluso agua de muy alta calidad, los filtros son revestidos con materiales todavía más finos, como la tierra de diatomeas (TD). Por medio del filtrado con TD es posible reducir el valor de IDS desde 4 o 5 a menos de 2. La filtración a presión media, en la que se usan medios filtrantes tales como arena, carbón o algún otro, ofrece otra opción para la reducción de los IDS desde 6 a 3.

Los agentes de floculación y coagulación se añaden al agua para neutralizar la carga eléctrica de los coloides y crear núcleos sobre los cuales el material en suspensión en el agua puede ser sorbido, creando así un flóculo de grandes dimensiones y masa, que puede ser removido por sedimentación seguida de filtrado en arena. La alúmina y el cloruro férrico son utilizados comúnmente como coagulantes inorgánicos. Aunque la coagulación es en sí misma un proceso físico-químico muy complejo, las reacciones químicas que instituyen la floculación son simples:

Alúmina añadida a aguas con alcalinidad natural por bicarbonato:



Alúmina añadida a aguas con alcalinidad de cal añadida (cal [CaO]):





Cloruro férrico añadido a aguas con alcalinidad natural de bicarbonato y cal añadida para alcalinidad:



Los polímeros de masa molecular entre  $10^4$  a  $10^6$  dalton son también utilizados como agentes coagulantes. Con respecto a la carga, los polielectrólitos pueden ser aniónicos (cargados negativamente), catiónicos (cargados positivamente) o no iónicos (neutros). Estos coagulantes tienen la ventaja de que el pH del agua de alimentación no es crítico para asegurar su funcionamiento adecuado. Sin embargo, con la mezcla de alúmina, el paso inicial de mezclado es más crítico para alcanzar la máxima efectividad. Los polielectrólitos se inyectan a menudo en la línea de flujo de alimentación. La mezcla se alcanza por medio de mezcladores estáticos y la filtración por medio de filtros a presión multimedia en línea.

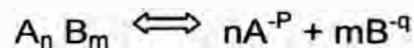
**Otros.** Son posibles otros tipos de pretratamientos para sistemas de membranas de OI. El ensuciamiento de la membrana no es un fenómeno bien comprendido y son posibles diferentes pretratamientos para diferentes tipos de mecanismos de ensuciamiento. Por ejemplo, si el ensuciamiento biológico fuera el problema, la desinfección con un bactericida que no sea perjudicial para la membrana, sería una posibilidad muy realista. Si el ensuciator fuera biodegradable, el carbón activado sería factible. Hay muy pocas limitaciones a los procesos de pretratamiento que pueden ser investigados en nuevas aplicaciones de procesos de membrana.

Los problemas de ensuciamiento más serios pueden existir cuando las aguas superficiales altamente cargadas orgánicamente son tratadas por OI para control de COT o SPP. Tales aplicaciones pueden requerir frecuencias de limpieza de menos de un mes, que no son normales para procesos convencionales de OI. Sin embargo, las aplicaciones de membrana para control orgánico no son típicas y tendrán que desarrollarse con el tiempo. Una posibilidad para controlar el ensuciamiento es automatizar mucho el proceso de limpieza de las membranas. Corrientemente, las plantas convencionales de OI tratan aguas subterráneas no muy sucias, y las frecuencias de limpieza son normalmente, seis meses o más. Consecuentemente, la operación de limpieza no está automatizada y supone una interrupción para el trabajo normal. El desarrollo de agentes de limpieza no dañinos para la membrana y la automatización del proceso de limpieza deberían verse como respuesta potencial del control de ensuciamiento.

**4.2.2 Control de incrustación.** El control de incrustación es esencial en la filtración por membranas de OI. Se discuten tres diferentes métodos de control de precipitación de incrustación en el interior del elemento de membrana con identificación de sal limitante, adición de ácido para evitar el  $\text{CaCO}_3$

**Sal limitante.** La cantidad de anti-incrustante o adición de ácido está determinada por la sal limitante. Un proceso de difusión controlada por membrana concentrará naturalmente sales en el lado de alimentación de la membrana. Si se pasa excesiva agua a través de la membrana, este proceso de concentración continuará hasta que la sal precipite y tenga lugar la incrustación. La incrustación reducirá la productividad de la membrana y consecuentemente, la recuperación está limitada por la recuperación permisible justamente antes de que la sal limitante precipite. La sal limitante puede determinarse a partir de los productos de

solubilidad de las sales potencialmente limitantes y de la calidad de la corriente de alimentación de agua. La tensión iónica debe ser también considerada en estos cálculos, porque la concentración natural de la corriente de alimentación durante el proceso de membrana incrementa la tensión iónica, la solución permisible y la recuperación. El carbonato cálcico incrustante se controla normalmente por adición de ácido sulfúrico, sin embargo las sales sulfato son a menudo la sal limitante. Los anti-incrustantes disponibles comercialmente pueden utilizarse para controlar la incrustación por complejación de los iones metálicos en la corriente de alimentación y para la prevención de la precipitación. Las aproximaciones de las ecuaciones generales de los productos de solubilidad y tensiones iónicas se dan como sigue:



$$K_{sp} = (A^{-p})^n (B^{-q})^m \quad (4.6)$$

$$K_{sp} = \left( a \frac{A^{-p}}{x} \right)^n \left( b \frac{B^{-q}}{x} \right)^m$$

donde:

x = fracción remanente

1-x = fracción recuperada

$K_{sp}$  = producto de solubilidad

a = fracción de catión retenida

b = fracción de anión retenida

$$u = 0,5 \sum C_i Z_i^2 \cong (2,5 \times 10^{-5}) (STD) \quad (4.7)$$

donde u = tensión iónica

C = mol/L

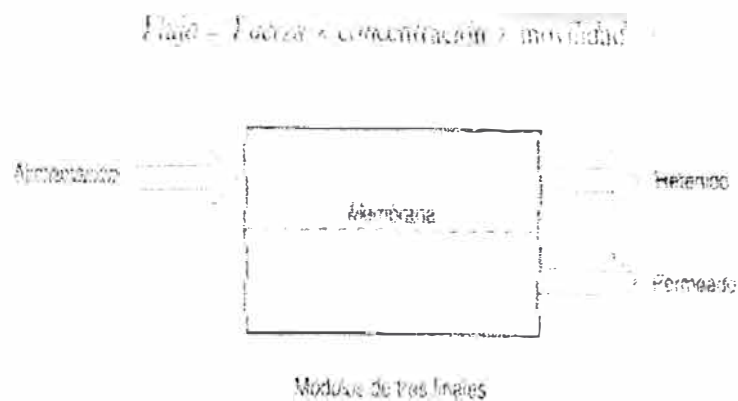
Z = carga iónica

STD = mg/L

$$\log \gamma \cong -0,5z^2 \frac{\sqrt{u}}{1 + \sqrt{u}} \quad (4.8)$$

donde  $\gamma$  = coeficiente de actividad

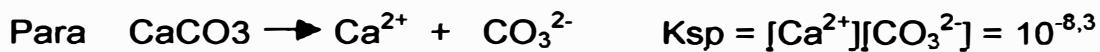
Un cálculo de sal limitante se ve en el siguiente ejemplo. El rechazo de iones variará por las condiciones de trabajo, peso molecular y carga. El producto de solubilidad ha sido modificado por los coeficientes a y b, como se muestra, por consideración de un rechazo menos que completo. En el ejemplo se ha asumido el 0,95 de rechazo para iones divalentes. Una estimación más exacta de la fracción rechazada puede obtenerse de la literatura técnica de los fabricantes o por estudios piloto. La calidad de agua bruta viene dada por los productos de solubilidad o sales limitantes a 15 °C. La sal limitante se identifica al determinar qué sal permite recuperar o minimizar al menos (1 - x.) Las solubilidades de todas las posibles sales son consideradas aquí. Los primeros cálculos intentan demostrar que ambas,  $\text{CaCO}_3$  y  $\text{BaSO}_4$  están sobresaturadas. Esto parecería indicar inicialmente que la recuperación no es posible; sin embargo, cuando se considera la tensión iónica, la recuperación permisible es del 60 por 100. La precipitación del  $\text{CaCO}_3$  será controlada por adición de ácido.



**FIGURA N° 4.5** Diagrama del proceso de OI

## EJEMPLO 4.1. Sales. limitantes.

CALIDAD DE AGUA BRUTA USADA PARA EJEMPLOS					
CONCENTRACION		CONCENTRACION			
Parametro	mg/L	Parametro	mg/L	sal	Pkspa25°C
PH	8,0	Cl <sup>-</sup>	730	CaCO <sub>3</sub>	8,3
Na <sup>+</sup>	695	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	0	Ca <sub>3</sub> (PO) <sub>4</sub>	6,8
K <sup>+</sup>	8,0	F <sup>-</sup>	1,1	CaF <sub>2</sub>	10,3
Ca <sup>2+</sup>	8,0	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	79	CaSO <sub>4</sub>	4,7
Mg <sup>2+</sup>	2,0	O-PO <sub>4</sub>	0,7	BaSO <sub>4</sub>	9,7
Fe <sup>2+</sup>	0,5	HCO <sub>3</sub>	631	SrSO <sub>4</sub>	6,2
Mn <sup>2+</sup>	0,02	SiO <sub>2</sub>	24	SiO <sub>2</sub>	2,7
Cu <sup>2+</sup>	0,0	STD	2,200		
Ba <sup>2+</sup>	0,04	H <sub>2</sub> S como S	1		

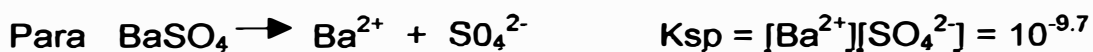


$$\text{Ca}^{2+} = 8 \text{ mg/L} = 0.0002 \text{ M}$$

$$\text{CO}_3^{2-} = \text{HCO}_3^- \frac{x_2}{x_1} = \text{HCO}_3^- \frac{K_2}{\text{H}^+} = 0,00005 \text{ M} = 3 \text{ mg/L}$$

así pues 
$$\frac{(0,0002)(0,00005)}{X \quad X} = 10^{-8.3} \quad X = 1.41 \text{ L}$$

$$r = 1 - X = -0,41 \text{ L}$$



si  $\text{Ba}^{2+} = 0,04 \text{ mg/L} = 3 \times 10^{-7} \text{ M}$        $\text{SO}_4^{2-} = 79 \text{ mg/L} = 0,0008 \text{ M}$

así pues 
$$\frac{(3 \times 10^{-7})(0,0008)}{X \quad X} = 10^{-9.7} \quad X = 1.09 \text{ L}$$

$$r = 1 - X = -0,09 \text{ L}$$

Estos cálculos muestran que ambas sales,  $\text{CaCO}_3$  y  $\text{BaSO}_4$  están sobresaturadas, como indica la fracción decimal negativa de  $r$ . Un  $r$  positivo indicaría la fracción de la corriente de alimentación que podría ser recuperada.

Suponiendo el 95 por 100 de rechazo másico:

$$\text{STD} = \frac{(0,95)}{0,4} = 5,225$$

$$\mu = (2,5 \times 10^{-5})\text{STD} = 0,13$$

$$\log \gamma = -0,5(2)^2 \frac{(0,12)^{1/2}}{1 + (0,12)^{1/2}} = -0,53$$

$$pK_c = pK_{sp} - (m)p\gamma - (n)p\gamma = 9,7 - (1)0,53 - (1)0,53 = 8,64$$

Recalcular  $X$  de:

$$K_c = \frac{(a [A^{+p}])^n (b [B^{-q}])^m}{X} = \frac{[(0,95) \frac{3 \times 10^{-7}}{X}] [(0,95) \frac{0,0008}{X}]}{X} = 10^{-8,64}$$

$$X = 0,31\text{L} \quad r = 1 - X = 0,69\text{L} \quad \text{ó} \quad 69\%$$

Iterar los cálculos desde el principio, pero usando 0,31 para  $X$  en vez de 0,4, para determinar la nueva concentración de STD en la corriente de concentrado. Después de dos iteraciones la recuperación converge a 72 por 100.

**Adición de ácido.** El ácido se añade normalmente para permitir al  $\text{CaCO}_3$  recobrar la recuperación de sal limitante, lo que se ilustra en el ejemplo. En este ejemplo se hizo la suposición del 90 por 100 de rechazo para monovalentes, el 95 por 100 de rechazo para divalentes y el 98 por 100

de rechazo para trivalentes. Es importante darse cuenta de que el cálculo de incrustación debería hacerse utilizando la corriente de concentrado. Las constantes de equilibrio para el sistema del carbonato, alcalinidad, pH, calcio y recuperación son necesarias para hacer estos cálculos. En el ejemplo, un pH 6.3 no se requirió para la incrustación de  $\text{CaCO}_3$  que podrá alcanzarse con la adición de 206 mg/L de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . El sulfato añadido por la adición de ácido debería considerarse para el cálculo de la recuperación de la sal limitante.

**EJEMPLO 4.2.** Adición de ácido para controlar  $\text{CaCO}_3$  basado en la tensión iónica.

Dado:  $\text{Ca}^{2+} = 8 \text{ mg/L}$ ,  $\text{HCO}_3^- = 631 \text{ mg/L}$ ,  $\text{pH} = 8.0$ ,  $R = 72\%$ ,  $\mu = 0.19$ ,

Hallar: Dosis de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Para evitar la incrustación de  $\text{CaCO}_3$

Solución: Determinar el pH requerido del lado de alimentación de la membrana usando la corriente de concentrado.

$$\text{Para } \text{CaCO}_3 \rightarrow \text{Ca}^{2+} + \text{CO}_3^{2-} \quad K_{sp} = [\text{Ca}^{2+}][\text{CO}_3^{2-}] = 10^{-8.3}$$

$$\text{Log } \gamma = -0,5(1)^2 \frac{(0,19)^{1/2}}{1 + (0,19)^{1/2}} = -0,15 \quad P\gamma_{+/-1} = 0,15 \quad P\gamma_{+/-2} = 0,60$$

$$\text{pKc} = \text{pKsp} - (m + n)\text{p} \gamma = 8,3 - (1)0,60 - (1)0,60 = 7,1$$

$$K_c = \left( a \frac{[\text{A}^{+p}]^n}{X} \right) \left( b \frac{[\text{B}^{-q}]^m}{X} \right) = [(0,95) \frac{\text{Ca}^{2+}}{X}] [(0,95) \frac{\text{CO}_3^{2-}}{X}] = 10^{-10.3}$$

$$\text{Ca}^{2+} = \left( \frac{0,95}{0,28} \right) \left( \frac{8}{40000} \right) = 0,00068 \text{ M}$$

$$\text{Para } \text{HCO}_3^- \rightarrow \text{H}^+ + \text{CO}_3^{2-} \quad K_2 = \frac{[\text{H}^+][\text{CO}_3^{2-}]}{[\text{HCO}_3^-]} = 10^{-7.1}$$

$$K_2 = \frac{[\text{H}^+][\text{y } 2\text{CO}_3^{2-}]}{[\text{y } 1\text{HCO}_3^-]} \quad \text{pK}_{c2} = \text{pK}_2 + \text{pK}\gamma_1 - \text{pK}\gamma_2 = 10,3 + 0,15 - 0,60 = 9,85$$

$$\text{CO}_3^{2-} = \frac{[\text{Kc}_2][\text{HCO}_3^-]}{[\text{H}^+]} = \frac{[10^{-9,85}](0,9/0,28)[(631/61000)]}{[\text{H}^+]} = \frac{10^{-11,3}}{[\text{H}^+]}$$

$$\text{Kc} = \left[ \left( \frac{0,95}{0,28} \right) \text{C}^{2+} \right] \left[ \frac{(0,95)^2}{0,28} \text{CO}_3^{2-} \right] = \left( \frac{0,95}{0,28} \right)^2 (0,00068) \frac{(10^{-11,3})}{[\text{H}^+]} = 10^{-7,1}$$

$$[\text{H}^+] = 10^{-6,3}$$

o sea, que un pH = 6,3 no incrusta CaCO<sub>3</sub> en la corriente concentrada al 72 por 100 de recuperación.

El cálculo precedente ha determinado el pH que no incrusta CO<sub>3</sub>Ca al 72 por 100 de recuperación. Como se muestra en el ejemplo, se supuso una hipótesis del 90 por 100 de rechazo de iones calcio y carbonato. Este cálculo es aproximado, pero ilustra el efecto de la fuerza iónica y el control de solubilidad de CaCO<sub>3</sub> al ajustar el pH. El control de la solubilidad de CaCO<sub>3</sub> se requiere en casi toda planta de OI que use agua subterránea.

**EJEMPLO 4.3.** Determinar la dosis de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> para alcanzar el pH.

$$\text{K}_1 = \frac{[\text{H}^+][\gamma \text{HCO}_3^-]}{[\text{H}_2\text{CO}_3]} = 10^{-6,3} \quad \text{pK}_{c1} = \text{pK}_1 - \text{p}\gamma$$

$$\log \gamma = -0,5(1)^2 \frac{(0,19)^{1/2}}{1 + (0,19)^{1/2}} = -0,15 \quad \text{p}\gamma = 0,15$$

$$\text{pK}_{c1} = \text{pK}_1 - \text{p}\gamma = 6,3 - 0,15 = 6,15$$

$$\text{K}_{c1} = \frac{[\text{H}^+][\text{HCO}_3^-]}{[\text{H}_2\text{CO}_3]} = 10^{-6,15} = \frac{[10^{-6,3}][[(0,9/0,28)(631/61000) - \gamma]]}{[0 + X]}$$

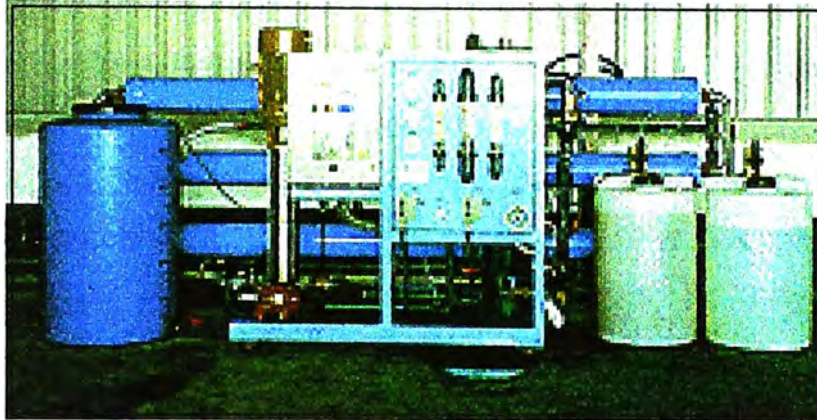
Donde  $\gamma$  es la H<sup>+</sup> necesaria para reaccionar con HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>.

$$10^{-9,85} + 10^{-5,64} \gamma = -10^{-5,79} \gamma + 10^{-7,78}$$



$$Y = 0,0042 \text{ M} \quad H^+ = \frac{(0,0042 \cdot 98000)}{2} = 206 \text{ mg/L H}_2\text{SO}_4$$

Éste es el H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> que necesita añadirse en el último elemento de la última etapa.



**FIGURA 4.6** Arreglo de un sistema de ósmosis inversa

**4.2.3 Microfiltración estática.** Los microfiltros normalmente son filtros por cribado con diámetros de 5 a 20  $\mu\text{m}$ . La caída de presión a través de un microfiltro no excede de 10 lbf/pulgada<sup>2</sup> en aplicaciones de OI. La MF con un proceso de OI protege sólo contra ensuciadorees o materiales en la fase sólida, antes de que entren en el proceso de membrana. No hay protección contra la incrustación por MF. La MF aislada no es adecuada para eliminar ensuciadorees de una corriente de alimentación con turbidez o concentración elevada de sólidos en suspensión. Generalmente, la distribución de tamaño de los ensuciadorees incluirá partículas con diámetros menores que el tamaño del poro del microfiltro. Consecuentemente, se especifica un valor máximo para el índice de ensuciamiento de la corriente de alimentación antes de la MF. Un microfiltro en un proceso de OI debería tomarse como un medio necesario de protección de los elementos de membrana.

## **4.3 Procedimiento de Diseño**

### **4.3.1 Consideraciones iniciales**

En la figura 4.1 se esquematizó un típico módulo de OI que tiene en su interior membranas conectadas en serie. Se podrá disponer de uno o más tubos de presión, conectados en serie y más habitualmente en paralelo, para que todos ellos sean alimentados utilizando una bomba de alta presión. También se dispondrá de etapas de pre-tratamientos y postratamiento, así como los equipos de medida. El mayor consumo dependerá de las bombas y específicamente de la bomba de alta presión, aunque los elementos claves de la operación serán las membranas, pues de sus características dependerá el flujo de agua y el paso de sales.

El diseño debe prever los cambios que se sucederán en las membranas, ya que el ensuciamiento de las mismas, que inevitablemente se va produciendo a lo largo de su vida operativa, producirá una reducción del flujo permeado, de tal manera que los sistemas deben diseñarse para producir un flujo de permeado a menor presión que la máxima permitida en las membranas o lo que es lo mismo, disponer más membranas que las necesarias para obtener la cantidad de producto especificado, ello es similar a considerar un coeficiente de seguridad. De este modo se dispondrá de una reserva en la capacidad de producción.

Asimismo deberá tenerse en cuenta parámetros dependientes de las membranas y sus configuraciones, y parámetros independientes de las membranas, como el pH y la temperatura del agua. Entre los parámetros dependientes debe destacarse la recuperación o conversión, es habitual que las membranas trabajen con recuperaciones comprendidas entre 10 y 15 %, aunque este parámetro también es función de la presión aplicada y de la concentración salina de la

alimentación, pues cuando mayor sea esta última, mayor será la presión osmótica y menor el flujo de permeado, para una presión especificada.

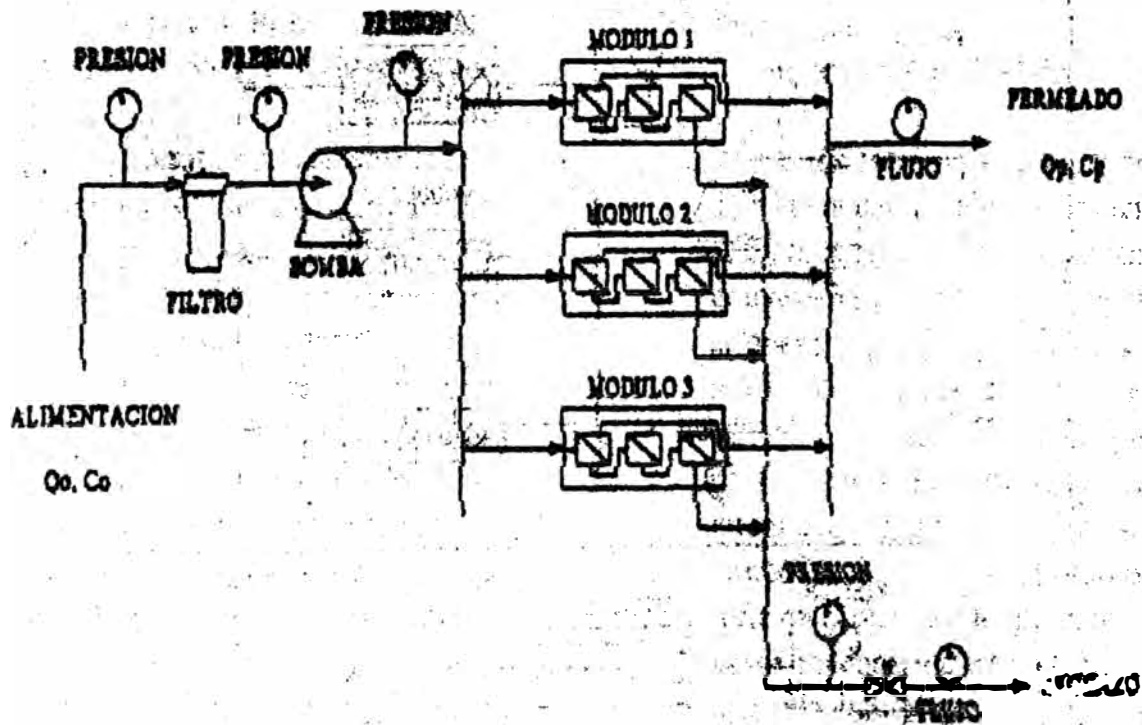
Otro parámetro dependiente de las membranas, necesario en el diseño, es el paso de sales o rechazo. Es normal que las membranas dejen pasar menos del 3 % de sales, por lo que ha sido práctica habitual, por lo citado anteriormente, diseñar las instalaciones para pasos de sales comprendidos entre 5 y 7 %. Los efectos de la temperatura, de la concentración y de la presión, suelen ser corregidos por ecuaciones empíricas que suministran las casas comerciales para sus membranas.

#### **4.3.2 Diseño del Sistema de ósmosis inversa.**

Como se dijo anteriormente, un sistema de OI, requiere una etapa de bombeo del agua de alimentación, la membrana como elemento individual o un conjunto de membranas en serie y/o en paralelo, la válvula de contrapresión para controlar la conversión, y un filtro de cartucho de 5 a 10  $\mu$  m para eliminar partículas suspendidas en el agua de alimentación.

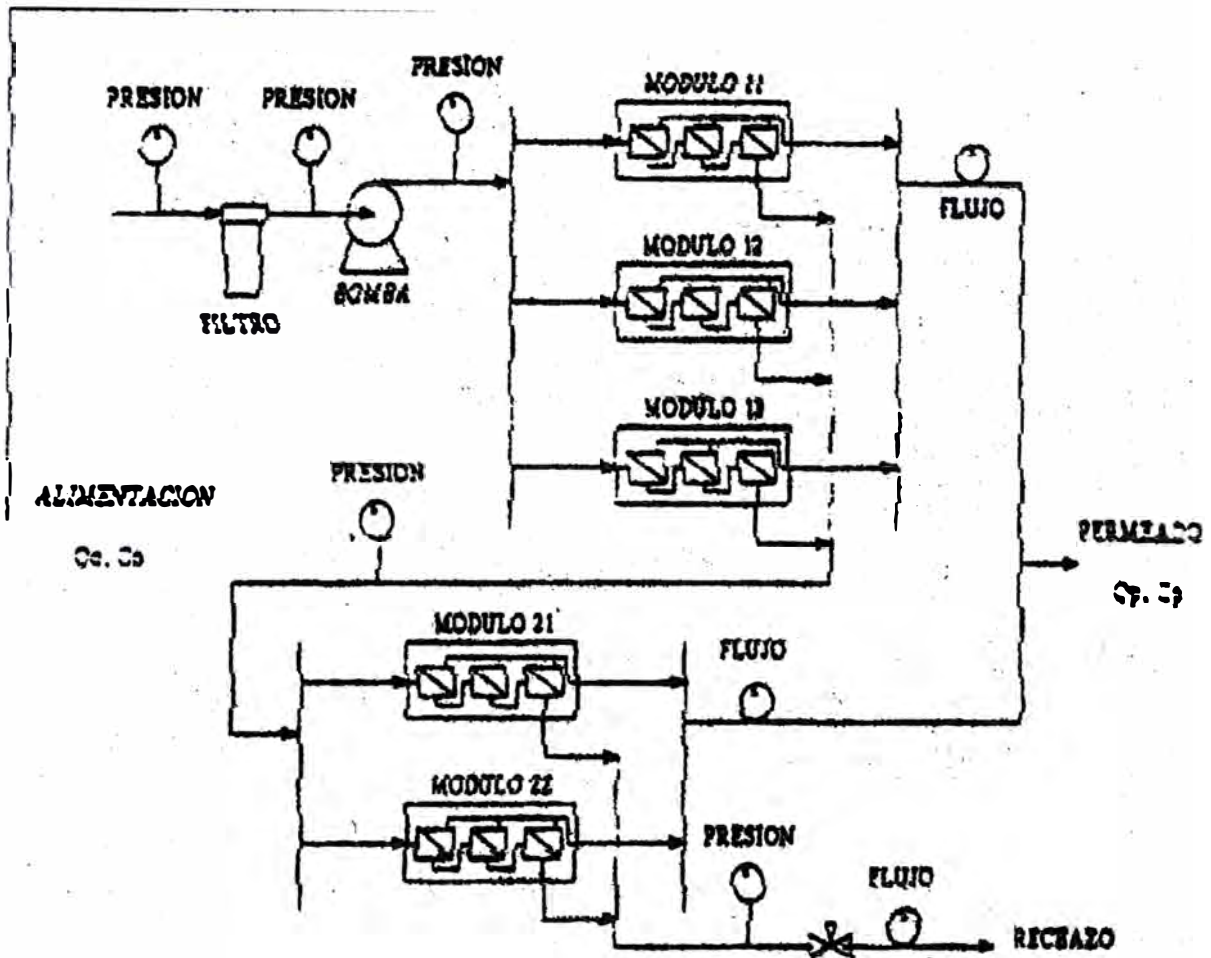
#### **Diseño de las disposiciones de las membranas**

Lo primero que deberá estimarse es la disposición de las membranas así como los módulos, conectados en serie y estos últimos a su vez en paralelo, a fin de posibilitar una mayor producción de permeado. La figura N° 4.7 muestra una disposición de membranas en serie configurando el modulo básico, y de módulos en paralelo, configurando una etapa simple. Este tipo de configuración permite operar alrededor de 50 % o menos de conversión para agua de mar.



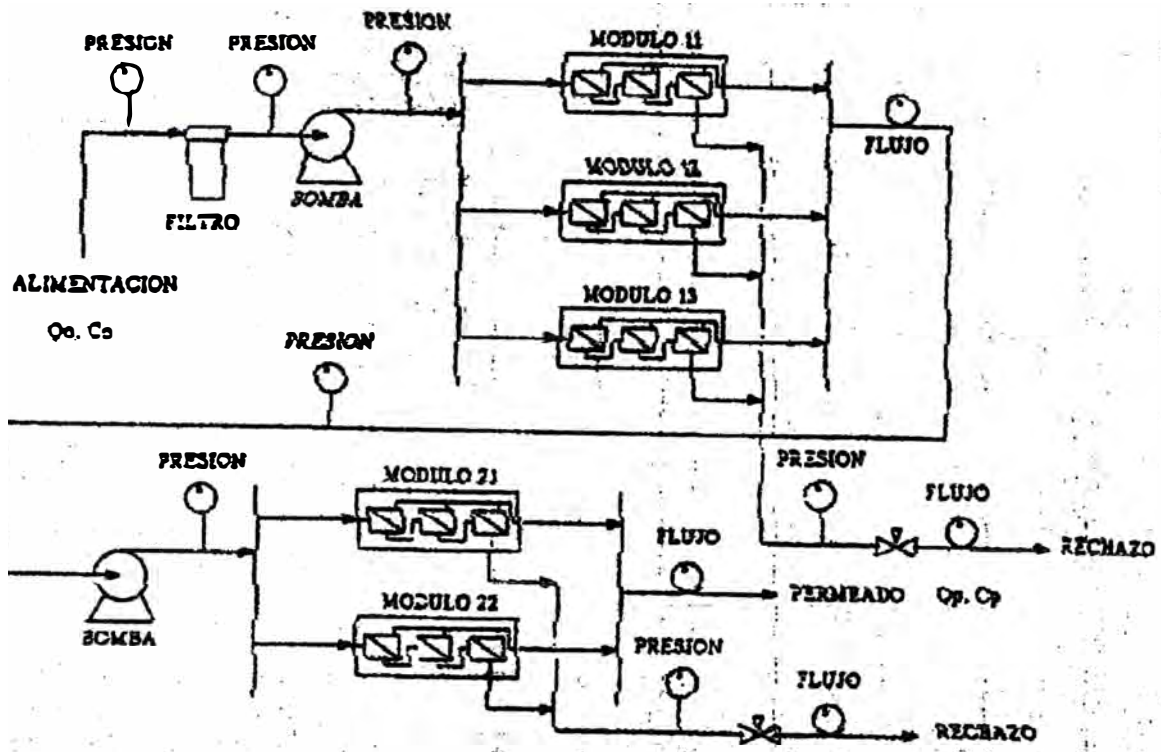
**FIGURA N° 4.7** Etapa simple de tres módulos de membranas

Cuando no sólo las membranas se disponen en serie, sino que también se disponen etapas en serie, entonces se facilita la configuración de 1,2 o más etapas, pudiéndose adoptar configuraciones denominadas en árbol, que permiten producir más o mejor. La figura N° 4.8 muestra una disposición de dos etapas, que permite conversiones mayores del 50 %, al introducir el rechazo de la primera etapa, como alimentación de la segunda etapa, el resultado en la configuración es la consecución de una mayor producción de permeado.



**FIGURA N° 4.8** Disposición a dos etapas, configuración en árbol

No obstante, una disposición en serie a dos etapas, como en la figura 4.9, también puede ser empleada. En ella el permeado de la primera etapa se introduce como alimentación de la segunda etapa; para ello es necesario el empleo de una bomba Interetapas, ya que el permeado primero saldrá normalmente a presión atmosférica, y en otro caso se estaría obligando a la bomba de presión de la primera etapa a trabajar a mayor presión, para producir el mismo flujo de permeado. Como resultado de esta última configuración, se disminuye la cantidad de permeado, pero se aumenta la calidad del mismo.



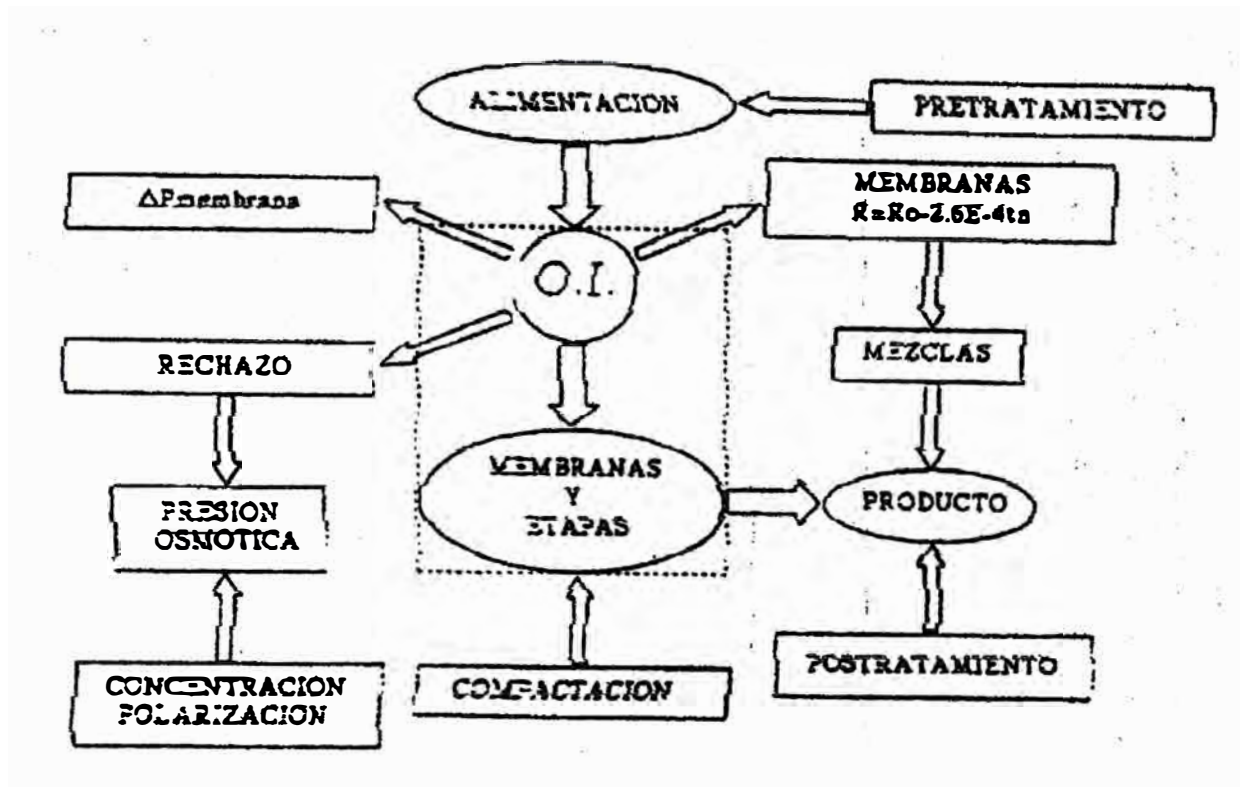
**FIGURA N° 4.9** Disposición a dos etapas con bomba Inter-etapas

### Diseño de una bancada de módulos

La figura 4.10 muestra una secuencia de pasos, que pueden ayudar en el diseño de una bancada de módulos de OI. El procedimiento que se describe, utilizará conversiones y rechazos habituales en las membranas, por lo que, aunque probados los resultados obtenidos, al ser comparados con los programas de dimensionado de algunas casas comerciales, deberá estimarse como guía básica de dimensionado y, por tanto, de diseño previo.

Siguiendo la figura 4.10, en primer lugar calcule la tendencia del agua de alimentación a formar incrustaciones, pues de esta forma podrá conocer los pretratamientos más adecuados o la combinación de pretratamiento a realizar. Establezca como condición de diseño, la calidad

del producto deseado, normalmente menor de 500 ppm. El producto podrá ser obtenido produciendo agua de mejor calidad, por ejemplo, permeado de 250 ppm, y añadiendo posteriormente agua de alimentación. En este caso, calcule por balance de materia, el agua de mezcla.



**Figura N° 4.10** Guía básica del procedimiento de diseño para la OI

Seleccione las membranas por el catálogo del fabricante, de forma que cumplan satisfactoriamente el rechazo de sales, y téngase presente el decaimiento del rechazo, que inevitablemente se irá produciendo al transcurrir los años de operación de las membranas. Para calcular el rechazo en función del tiempo de operación, deberá utilizarse  $n$ , en años y el tiempo de operación anual ( $t$ ) en horas; emplee además un coeficiente de seguridad del 90 % sobre el número de horas de operación, de modo tal, que en base a ello, podrá estimar las posibles mezclas a realizar, que

le permitan conseguir la producción que desea por diseño, y por ello podría prever si el número de membranas que requerirá pudieran no ser suficientes. En todo caso, y por la información del catálogo del fabricante, calcule la concentración del producto.

La selección de una determinada membrana por el catálogo del fabricante, le permitirá conocer bien o en su defecto calcular, el flujo máximo y mínimo con que podrá ser alimentada la membrana que seleccionó, y el flujo de permeado que podrá conseguir con la membrana que ha considerado. Ahora, por la conversión, podrá estimar el flujo de alimentación que requerirá para su instalación. De tal modo, que desde el flujo máximo y mínimo de la membrana, la conversión y por tanto, la producción, ya podrá calcular el número de membranas en serie y en paralelo.

Determinada el número de membranas necesarias para obtener la cantidad de agua producto especificada por diseño, multiplíquese este número por un factor de seguridad de 1,2, pues de esta forma estará compensando la caída de flujo, como consecuencia de la compactación de las membranas. Observe que de esta manera, tal vez pudiera operar a menor presión, para obtener el mismo flujo de permeado, y prácticamente de la misma calidad.

Calcule la concentración del rechazo, por balance de materia y empleando la ecuación

$$\pi = 900 R T \sum v_s m_s$$

$$\text{donde } R = 8.314 \text{ J mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$$

$\pi$  es la presión osmótica, y de esta forma estará considerando el fenómeno de concentración de polarización. Admita que la caída de



presión en membrana está comprendida entre 0,5 y 0,75 bar (máximo 1 bar). En base a ello, suponga que cada bancada tiene una caída de presión de 3,0 bar (para 6 membranas en serie por bancada, lo que podría facultarle normalmente, conversiones globales próximas al 75 %). Para calcular la presión que deberá emplearse en el sistema, tendrá que contabilizar una mínima presión neta de operación, la cual para las membranas espiral, debe ser al menos de 12 bar, y ahora emplee un coeficiente de seguridad de diseño igual a 1,2, de modo que conocerá la presión que habrá de aplicarse en la planta de OI, y si la membrana seleccionada lo satisface

**Determinación del tamaño simple.** Una sencilla aplicación de la disposición 4-2-1 se muestra en el siguiente ejemplo, para ilustrar el diseño de las configuraciones de membrana. Las suposiciones básicas en este diseño son elementos de membrana de 8 in (20 cm), con una superficie operativa de 350 pie<sup>2</sup> (32,5 m<sup>2</sup>), un caudal de 15 gsf/d (0,7 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.día) y un 85 por 100 de recuperación. Un elemento producirá 5.250 gpd. Como en cada recipiente a presión hay siete elementos y hay 7 vasijas a presión en una disposición, una disposición producirá aproximadamente 250.000 gpd. Cuatro de estas disposiciones producirán 1 mgd de permeado y 0,18 mgd de concentrado. La presión osmótica no ha sido definida y disminuirá continuamente la recuperación en cada elemento sucesivo.

**EJEMPLO 4.4.** Se supone:

1. Caudal de los elementos de membrana = 15 gal/pie<sup>2</sup>.día (0,7 m/s).
2. Diseño en disposición 4-2-1.
3. Cada recipiente a presión puede contener de 6 a 8 elementos.
4. Área superficial del elemento = 350 pie<sup>2</sup> ( 32,5 m<sup>2</sup> ).
5. Recuperación = 85 por 100.

Agua que 1 elemento puede producir:

$$Q_p = JA = (15 \text{ gal/pie}^2 \cdot \text{día})(350 \text{ pie}^2/\text{elemento}) = \\ = 5,250 \text{ gal/día} \cdot \text{elemento} (22,75 \text{ m}^3/\text{día} \cdot \text{elemento})$$

Número de elementos en 1 disposición:

$$(7 \text{ PV/disposición})(7 \text{ elementos/PV}) = 49 \text{ elementos disposición}$$

Galones por día producidos por disposición

$$(5,250 \text{ gal/día} \cdot \text{elemento})(49 \text{ elementos/disposición}) = \\ = 257,250 \text{ gal/tren.día} (1 \ 115,75 \text{ m}^3/\text{tren.día})$$

Trenes necesarios para suministrar 1 mgd (3,786 m<sup>3</sup>/día):

$$(10^6 \text{ gal/día})(\text{disposición día}/257,250 \text{ gal}) = 3,9 \text{ disposiciones}$$

Número total de elementos necesarios:

$$(4 \text{ disposiciones})(49 \text{ elementos/disposición}) = 196 \text{ elementos}$$

Caudal entrante y saliente de 1 disposición:

$$Q_f = \frac{Q_p}{r} = \frac{1 \text{ mgd}}{0,85} = 1,18 \text{ mgd} (4,453 \text{ m}^3/\text{día})$$

Caudal de entrada por disposición

$$= \frac{1,18 \text{ mgd}}{4} = 0,30 \text{ mgd} = 205 \text{ gpm} (0,78 \text{ m}^3/\text{min})$$

Caudal de salida por disposición

$$= \frac{1 \text{ mgd}}{4} = 0,25 \text{ mgd} = 174 \text{ gpm} (0,66 \text{ m}^3/\text{min})$$

donde:

gpm = galones por minuto

1 galón  $\approx$  4,5 litros    1 libra es aprox. 450 grs.

Gsfd  $\approx$  galones de alimentación por día

lb/in<sup>2</sup> = libra por pulgada cuadrada

Sf = pie cuadrado

PV = recipiente a presión.

**Determinación de la presión y del caudal.** La presión y el caudal de una disposición o sistema de membrana puede estimarse por diseño, utilizando el caudal medio del elemento y el sistema de recuperación. El primer paso para determinar la presión de trabajo y el caudal de la corriente de alimentación de una planta de OI es determinar el agua producida en cada elemento, usando el caudal y el área superficial de la membrana, como se ve en la ecuación (4.9):

$$Q_{p-e} = JA_e \quad (4.9)$$

Donde  $Q_{p-e}$  es la tasa de flujo permeado producido por un elemento simple,  $J$  es el caudal de diseño del sistema y  $A_e$  es el área de un solo elemento.

El caudal permeado de cada recipiente de presión puede determinarse multiplicando el número de elementos por recipiente de presión por el caudal de permeado producido por un solo elemento, usando la ecuación (4.10):

$$Q_{p-v} = N_e Q_{p-e} \quad (4.10)$$

Donde  $Q_{p-v}$  es la tasa de flujo permeado producido por un recipiente de presión y  $N_e$  es el número de elementos de cada recipiente de presión.

El caudal permeado de cada etapa se calcula multiplicando el número de recipientes a presión de cada etapa, por el caudal producido por un solo recipiente a presión, utilizando la ecuación (4.11):

$$Q_{p-s} = N_v Q_{p-v} \quad (4.11)$$

donde  $Q_{p-s}$  es la tasa de caudal permeado producido por una etapa y  $N_v$  es el número de recipientes a presión de cada etapa.

El caudal permeado por etapa puede ser sumado conjuntamente para calcular el caudal de permeado producido por el sistema, usando la ecuación (4.12):

$$Q_{p-sis} = \sum_{i=1}^n Q_{p-s(i)} \quad (4.12)$$

donde  $Q_{p-sis}$  es la tasa de caudal permeado producido por el sistema, que es igual a la suma de los caudales permeados de todas las etapas de un sistema con  $n$  etapas.

El caudal de corriente de alimentación para un recipiente a presión, de una etapa, una disposición o un sistema, puede ahora estimarse dividiendo el caudal de permeado asociado, como se muestra en la ecuación (4.13). Como se ha descrito previamente, se supone una distribución igual de caudal entre los recipientes a presión para una etapa dada.

$$Q_{F-(i)} = \frac{Q_{p-(i)}}{R_{(i)}} \quad (4.13)$$

Donde  $Q_{F-(i)}$  es el caudal de la corriente de alimentación para cada recipiente a presión ( $Q_{F-v}$ ), una etapa ( $Q_{F-s}$ ) o el sistema ( $Q_{F-sis}$ ).  $Q_{p-(i)}$  es el permeado producido por el recipiente a presión ( $Q_{p-v}$ ). La etapa ( $Q_{p-v}$ ) o

sistema ( $Q_{p-sis}$ ) y  $R_{(i)}$  es la recuperación respectiva para el recipiente a presión, etapa o sistema en fracción decimal.

La tasa de caudal concentrado de rechazo del sistema se calcula como diferencia entre la tasa de caudal de alimentación al sistema y el flujo de permeado producido por el sistema, como se ve en la ecuación (4.14):

$$Q_{w-sis} = Q_{F-sis} - Q_{p-sis} \quad (4.14)$$

Donde  $Q_{w-sis}$  es el caudal de concentrado de rechazo del sistema.

Los flujos por elemento máximo y mínimo recomendados por el fabricante pueden usarse para determinar si se precisa el reciclado para llegar al caudal mínimo por elemento, o si el caudal de alimentación debe reducirse. La necesidad de reciclado se hace para determinar el caudal en el último elemento de un recipiente a presión de cada etapa. Se usa el último elemento porque el mínimo caudal de alimentación se entrega al último elemento de un recipiente a presión, porque es la reducción debida a la remoción de permeado en los elementos previos en la serie, como se muestra en la ecuación (4.15):

$$Q_{F-ue} = Q_{F-v} - (N_e - 1)Q_{p-e} \quad (4.15)$$

Donde  $Q_{F-ue}$  es el caudal de la corriente de alimentación en el último elemento de un recipiente a presión,  $Q_{F-v}$  es el caudal de alimentación en el respectivo recipiente a presión y  $Q_{p-e}$  es el permeado producido por elemento en el recipiente a presión precedente al último elemento.

El caudal de reciclado requerido se determina por la diferencia positiva entre el mínimo caudal recomendado por el fabricante y el flujo entrante en el último recipiente a presión,  $Q_{F-ue}$ , como se ve en la ecuación (4.16). Si la diferencia es negativa, el caudal en el último elemento es mayor que el mínimo caudal requerido y cumple este criterio. Esta determinación

debe hacerse para cada etapa en la disposición; sin embargo el elemento más crítico es normalmente el último elemento de la primera etapa:

$$Q_{Rmin-V(i)} = Q_{Fmin-e} - Q_{F-ue} \quad (4.16)$$

Donde si  $Q_{R-V(i)}$  es positivo, es el caudal reciclado requerido para cumplir con el caudal mínimo de alimentación  $Q_{Fmin-e}$  recomendado por el fabricante.

El caudal mínimo del sistema de corriente influente  $Q_{1min-sis}$  puede determinarse añadiendo el caudal de alimentación  $Q_{F-sis}$  basado en el caudal y recuperación del elemento, al caudal del reciclado requerido para cada etapa  $Q_{R-s(i)}$ , como se muestra en la ecuación (4.17):

$$Q_{1min-sis} = Q_{F-sis} + \sum_{i=1} Q_{R-S(i)} \quad (4.17)$$

El flujo en el primer elemento de cada etapa debe también compararse con el máximo caudal por elemento especificado por el fabricante  $Q_{1ma-e}$ . La ecuación (3.10) determina el máximo caudal de corriente de alimentación de una etapa  $Q_{1max-s(i)}$  basado en el caudal máximo por elemento del fabricante, que está igualmente dividido entre cada recipiente a presión de etapa  $i$ ,  $N_{V-S(i)}$ .

La ecuación (4.18) puede usarse para determinar el máximo caudal de alimentación en cada etapa precedente  $Q_{1max-s(n-1)}$ . El subíndice  $n$  se refiere a la última etapa en el sistema de membrana. Consecuentemente, el máximo caudal de corriente de alimentación se determina operando hacia atrás a través del dispositivo de membranas. El caudal de corriente de alimentación en la etapa  $n$  es el caudal de corriente de concentrado de

la etapa (n – 1) y el que se supone que tiene igual distribución de corriente de alimentación entre las etapas de recipientes a presión.

$$Q_{\text{Imax},-s(i)} = Q_{\text{Imax},-e} \cdot N_{V-S(i)} \quad (4.18)$$

$$\frac{Q_{\text{Imax},-s(n-1)}}{1 - R_{S(n-1)}} \leq Q_{\text{Imax},-s(n)} \quad (4.19)$$

Donde  $R_{S(n-1)}$  es la recuperación de la etapa precedente.

El rango permisible del sistema puede, determinarse a partir de los caudales mínimo y máximo y debe caer entre los caudales determinados por las ecuaciones (4.17) y (4.19).

La ecuación (4.20) calcula la tasa de caudal en una etapa y  $Q_R$  es la tasa de caudal reciclado.

$$Q_{I-s} = Q_{F-s} + Q_R \quad (4.20)$$

Donde  $Q_{I-s}$  es la tasa de caudal en una etapa y  $Q_R$  es la tasa de caudal reciclado. Si la tasa de caudal reciclado para una etapa es cero, entonces la tasa de caudal en una etapa es igual a la tasa de caudal de alimentación para esa etapa. La tasa de caudal reciclado debería ser añadida a la tasa de caudal de alimentación de cada etapa, aguas abajo del punto donde la corriente de reciclado se mezcla con la corriente de alimentación. Por ejemplo, si el concentrado de reciclado se mezcla con el agua de alimentación antes de la primera etapa, la tasa de caudal reciclado debería añadirse a la tasa de caudal de alimentación de cada etapa del sistema, para obtener la tasa de caudal influyente para cada etapa.

La ecuación (4.21) se usa para calcular la relación de reciclado  $r$ :

$$r = \frac{Q_R}{Q_F} \quad (4.21)$$

La presión requerida de corriente de alimentación puede determinarse, ya que se estima el gradiente de presión osmótica del sistema y se tienen en cuenta las pérdidas hidráulicas a través de la etapa y los elementos de membrana. El gradiente de presión osmótica se estima del STD del sistema influente, corrientes de rechazo y permeado, como se ve en la ecuación (4.22).

$$\Delta\Pi_{sis} = \left[ \left( \frac{STD_i + STD_w}{2} \right) - STD_p \right] \times 0.01 \quad (4.22)$$

donde  $\Delta\Pi_{sis}$  es una estimación del medio del gradiente de presión osmótica para el sistema en  $\text{lb/in}^2$ ,  $STD_i$  es la concentración de STD influente en  $\text{mg/L}$ ,  $STD_w$  es la cantidad de STD del concentrado del rechazo en  $\text{mg/L}$ ,  $STD_p$  es la concentración de STD del permeado en  $\text{mg/L}$  y 0,01 es un factor de aproximación para convertir STD ( $\text{mg/L}$ ) en presión ( $\text{lbf/in}^2$ ).

Como se ha estimado la presión osmótica, el caudal de la ecuación (4.23) puede usarse para estimar la presión  $P_F$  de la corriente de alimentación. Esta presión es la que la bomba de alta presión debe suministrar para accionar el sistema de membrana. Las pérdidas de la primera etapa deben considerarse en la segunda etapa, ya que  $P_F$  es la presión de la corriente que entra en el sistema.  $P_F$  está reducida en la primera etapa por las pérdidas de la primera etapa y estas pérdidas deben deducirse de  $P_F$  cuando aparece en la segunda etapa. Consecuentemente, el término



pérdidas en cada etapa, debe ser una suma de todas Las pérdidas en las etapas precedentes, además de las pérdidas de esta etapa.

$$J = K_w \times \sum_{i=1}^n \Gamma_{(i)} \left\{ \left[ \frac{2P_p - (2xi - 1)xL}{2} \right] - P_p - \Delta\Pi_{(i)} \right\} \quad (4.23)$$

$$\Gamma_i = \frac{Q_{p-s(i)}}{Q_{p-sis}} \quad (4.24)$$

$$L = P_e + N_{el} \times P_{el} \quad (4.25)$$

El factor  $\Gamma_i$  de flujo o caudal pesado de la disposición, como se muestra en las ecuaciones (4.24) y (4.25), es el caudal de la corriente de permeado producida por una etapa individual, dividido por el caudal total de la corriente de permeado producida por el sistema. Si el número de elementos en cada recipiente a presión y el flujo elemental en todas las etapas son iguales, entonces  $\Gamma_i$  es justo la relación de los recipientes a presión en una etapa dada con respecto al total de recipientes a presión del sistema. En una disposición 2-1 con el mismo número de elementos y caudal elemental,  $\Gamma_i$  sería 2/3 y  $\Gamma_i$  podría ser 1/3,  $K_w$  es el coeficiente de transferencia de masa en  $\text{gsfd/lb/in}^2$ . Como se ve en la ecuación (4.25),  $L$  en  $\text{lb/in}^2$  es la suma de las pérdidas totales mecánicas, que consta de la pérdida de presión por elemento  $P_{el}$  en  $\text{lb/in}^2$  por el número de elementos de la vasija de presión  $N_{el}$ , la presión en el recipiente y entrada a la etapa y las pérdidas de salida  $P_{e(i)}$  en  $\text{lb/in}^2$ .  $\Delta\Pi_{(i)}$  es la presión osmótica para cada etapa y  $P_p$  es la presión deseada del permeado para la transmisión aguas abajo.

**4.3.3 Programa de los fabricantes.** Dow-FilmTec, Hydranautics, Fluid System y TriSep son fabricantes que suministran softwares de

computación para desarrollar criterios de diseño de plantas de OI. Estos programas no son especificaciones de diseño final y el fabricante no acepta responsabilidades por su utilización por cualquiera que no esté autorizado específicamente por el mismo. Estos programas son solamente una herramienta para desarrollar y probar variadas configuraciones de sistemas y no deberían verse como completos. Los programas deben suministrar un medio de estimación de la producción y calidad del agua a partir de unos parámetros dados. El siguiente es un ejemplo de un programa de computación de Dow-FilmTec que fue utilizado para desarrollar un diseño inicial de una disposición de OI. El programa requiere como datos de entrada: caudal de alimentación, concentración de STD, temperatura de alimentación, recuperación, disposición tipo (por ejemplo, disposición 4-2-1), número de elementos por vasija a presión y tipo de elementos. Los datos de salida son: presión, caudal, flujo y calidad de agua, para todas las corrientes del proceso de incrustación para el sulfato cálcico (véase la Figura 4.11).

**FIGURA 4.11** SISTEMA DE ANALISIS FILMTEC DE 01 VERSIÓN SEPT 93

PREPARADO PARA : AWWARF  
 PREPARADO POR: J.M.H  
 FECHA: 8-2-94

ALIMENTACIÓN:	204.71	1993 MG/L	25 DGE/C
RECUPERACIÓN:	85%		
DISPOSICIÓN:	1	2	3
NUMERO DE PV:	4	2	1
ELEMENTOS:	SW8040	SW8040	SW8040
Nº DE ELEMENTOS/ PV	7	7	7
<b>TOTAL DE ELEM.</b>	<b>28</b>	<b>14</b>	<b>7</b>
FACTOR ENSUCIAMIENTO		0.85	
	ALIMENTACIÓN	RECHAZO	PROMEDIO
PRESION (PSIG)	355,0	248,1	311,2

PRESION OSMÒTICA (PSIG) 18,7 122,9 51,2  
 NDP(MEDIO) =260,1 PSIG  
 CAUDAL PERMEDADO MEDIO=17,3 GFD FLUJO DE PERMEADO=174,05 GPM

DISPOS.	NÚM.EL	RECUP.	PERMEADO		ALIMENTACIÓN		P(PSIG)
			GPD	MGL	GPD	MGL	
1	1	0,089	6531	11	51,2	1933	350
	2	0,094	6337	12	46,6	2120	343
	3	0,101	6155	14	42,2	2339	336
	4	0,109	5978	17	38,0	2601	331
	5	0,119	581	20	33,8	2918	327
	6	0,131	3614	24	29,8	3310	323
	7	0,145	5404	29	24,9	3805	320
2	1	0,081	5150	33	44,3	4445	313
	2	0,084	4938	38	40,7	4833	307
	3	0,088	4728	44	37,3	4274	302
	4	0,092	4514	51	34,0	5780	298
	5	0,097	492	61	30,8	6362	294
	6	0,101	4058	73	27,9	7036	288
	7	0,106	3807	90	25,0	7819	288
3	1	0,055	3549	101	44,8	8731	281
	2	0,054	3322	115	42,3	9234	275
	3	0,054	3107	131	40,0	9759	269
	4	0,053	2897	147	37,9	10307	264
	5	0,052	2694	165	35,9	10877	260
	6	0,051	2496	185	34,0	11467	255
	7	0,050	2304	209	32,3	12073	252

DISPOSICIÓN:	TOTAL	1	2	3
RECHAZO GPM		88,5	44,8	30,7
RECHAZO mg/L		4445	8731	12692
PERMEADO GPD	250627	167283	62975	20369
PERMEADO mg/L	37	18	54	145

PERMEADO MG/L COMO ION

	TOTAL	1	2	3
NH4	0,0	0,0	0,0	0,0
K	0,3	0,1	0,1	1,3
Na	8,5	3,9	12,3	34,0
Mg	0,6	0,3	0,8	2,1
Ca	4,1	2,1	6,0	15,3
HCO <sub>3</sub>	0,8	0,4	1,2	3,3
NO <sub>3</sub>	1,5	0,7	2,2	6,5
Cl	19,7	9,4	28,5	76,7
F	0,0	0,0	0,0	0,0

SP	1,7	0,9	2,5	6,2
SiO <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0

#### ALIMENTACIÓN/RECHAZO mg/L COMO ION

NH <sub>4</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
K	10,0	22,0	44,8	64,9
Na	343,0	788,0	1545,1	2242,2
Mg	40,0	92,1	181,2	263,9
Ca	300,0	690,0	1359,5	1979,6
HCO <sub>3</sub>	28,7	65,8	128,9	186,8
NO <sub>3</sub>	15,0	33,9	64,6	91,5
Cl	1056	2492,2	4772,5	6938,9
F	0,0	0,0	0,0	0,0
SO <sub>4</sub>	139,9	322,4	634,6	924,6
SiO <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0

PARA EQUILIBRAR: AÑADIR AL AGUA DE ALIMENTACIÓN 4.9 MG/L DE SODIO Y 0.0 MG/L DE CLORURO. EL AGUA DE ALIMENTACIÓN ESTÁ BIEN O ES AGUA ABLANDADA (BW)) IDS <3

#### CALCULOS DE INCRUSTACIÓN

	ALIMENT.	ALIMENT. ACIDIF	RECHAZO
HCO <sub>3</sub> (mg/L)	193,8	28,7	186,8
CO <sub>2</sub> (mg/L)	10,0	129,2	129,2
SO <sub>4</sub> (mg/L)	10,0	139,9	924,6
Ca(mg/L)	300,0	300,0	1979,6
STD (mg/L)	1967,8	1932,6	12692,4
pH	7,50	5,56	6,37
LSI	0,63	-2,14	0,26
TENSIÓN IONICA (MOLAL)	0,043	0,044	0,289
IP CaSO <sub>4</sub> (SQ. MOLAR)	0,78E-06	0,11E-04	0,48E-03

IP CaSO<sub>4</sub> A SATURACIÓN (SQ MOLAR) =0,57E-03

DOSIFICACIÓN ACIDO SULFURICO (MG/L 100%) =132,6

TEMPERATURA (°C) =25,0

RECUPERACIÓN (%) =85,0

ESTIMADO DEL PROMEDIO pH ES 4,0

CONSUMO DE ACIDO SULFURICO (100% CONCENTRACIÓN) =147,8 kg/día

La secuencia de operaciones unitarias asumida aquí es: eliminación de H<sub>2</sub>S, desinfección, recuperación de alcalinidad y aireación, estabilización. Hay diferentes secuencias del postratamiento, pero ésta

tiene la ventaja de minimizar el equipo, ya que la eliminación de  $H_2S$ , recuperación de alcalinidad aireación, estabilización son llevados a cabo simultáneamente, en operaciones unitarias separadoras.

#### **4.4 Postratamiento**

El postratamiento consta de varias unidades de operaciones diferentes. La elección y la secuencia de estas operaciones unitarias son función de la elección del diseñador y de la calidad del agua. Las primeras operaciones unitarias de postratamiento son: remoción de sulfuros, recuperación de alcalinidad, aireación, desinfección y estabilización. Una visión de los sistemas de postratamiento puede ser útil para darse cuenta de lo que el diseñador debe desear para cumplirlo. El proceso de membranas en este punto ha eliminado esencialmente todos los organismos patógenos y la mayoría de los precursores de SPP, sales y otros solutos en la corriente de alimentación. La eliminación de soluto ha incluido alcalinidad de carbonatos; sin embargo, todos los gases disueltos, incluyendo dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno (ácido sulfhídrico), han pasado a través de la membrana. El diseñador tiene que tener cuidado de no producir un agua final después de postratamiento que no tenga casi alcalinidad ni que posea una significativa turbidez por sulfuros, de forma que cumpla los requisitos de desinfección. El siguiente ejemplo de postratamiento usa la calidad de agua de la corriente de permeado ilustrada en la sección anterior de membranas. La calidad de agua resultante de cada unidad de operaciones de postratamiento se ve en la Tabla 4.3.

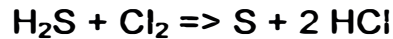
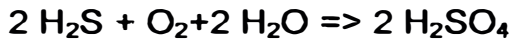
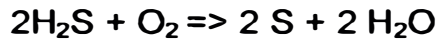
La secuencia de operaciones unitarias asumida aquí es: eliminación de  $H_2S$ /desinfección, recuperación de alcalinidad y aireación/estabilización. Hay diferentes secuencias del postratamiento, pero ésta tiene la ventaja de minimizar el equipo, ya que la eliminación de

H<sub>2</sub>S y la recuperación de alcalinidad aireación/estabilización son llevadas a cabo simultáneamente, en operaciones unitarias separadas.

TABLA 4.3, Cambios en la calidad del agua por operación unitaria de postratamiento

	Permeado mg/L	Desinfección H <sub>2</sub> S destrucción mg/L	Recuperación de alcalinidad mg/L	Aireación mg/L
PH	4	3,43	7,6	7,6
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	129	130	6	0,6
HCO <sub>3</sub>	0,8	0	122	122
H <sub>2</sub> S Como S	1	0	0	0
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	1,7	4,7	4,7	4,7
Cl	19,7	30,1	30,1	30,1
Ca <sup>2-</sup>	4,1	4,1	50,9	50,9
STD	34	51	220	220
DO	0	0	0	8,24(25° C)
C1 <sub>2</sub>	0	3	3	3

**4.4.1 Remoción de sulfuro de hidrógeno y desinfección.** Muchas de las aguas subterráneas usadas para alimentar plantas de OI contienen sulfuro de hidrógeno. Ni el proceso convencional de pretratamiento (micro filtración, ácido o adición de anti-incrustante), ni el proceso de membranas, elimina el sulfuro de hidrógeno. La aireación y oxidación son los dos medios primarios de eliminación de sulfuro de hidrógeno; sin embargo, las reacciones químicas implicadas no están bien definidas. Un problema a menudo despreciado en estos procesos de eliminación de sulfuro de hidrógeno, es la formación de azufre elemental. Ambos elementos arrastrados, oxígeno y cloro, pueden reaccionar con el sulfuro de hidrógeno para formar azufre elemental, como se muestra aquí:

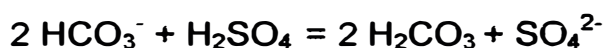


El pK para el sulfuro de hidrógeno es 7, y el gas  $\text{H}_2\text{S}$  puede ser eliminado completamente a pHs por debajo de 6,5 sin formación de turbidez, en un proceso de arrastre por aire (stripping). La aireación o aireación por tiro, sin embargo, implica mucha menos área superficial para arrastre por aire (stripping) y puede formar azufre elemental. El azufre elemental producido por oxidación biológica o química se ve corrientemente en las torres de aireación de plantas de agua que tratan agua subterránea conteniendo sulfuros.

Mientras que el proceso de arrastre por aire generalmente evitaría la formación de azufre, todo el  $\text{CO}_2$  se pierde también durante el proceso de volatilización. Consecuentemente, a no ser que se añada sal carbonatada, o que una cantidad significativa de alcalinidad pase a través de la membrana, no habrá efecto tampón de carbonato en el agua obtenida. El pH final puede incrementarse por adición de hidróxido sódico, pero el agua final tendrá una muy baja capacidad tampón y será corrosiva. Algunos nanofiltros pueden dejar pasar cantidades significativas de bicarbonato, pero las membranas de ósmosis inversa normalmente rechazarán más del 98 por 100 de los iones bicarbonato. Si un nanofiltro pasa suficiente bicarbonato, entonces el arrastre por aire puede usarse para eliminar sulfuro de hidrógeno. El pH puede reducirse antes del arrastre por aire con dióxido de carbono, para evitar la destrucción de la alcalinidad. Si por la membrana no pasa la adecuada alcalinidad, es posible la cloración a bajo pH. El arrastre elemental no se forma durante la cloración de sulfuro de hidrógeno si el pH de la reacción es menor que 3,7. La adición de ácido en la corriente de alimentación es normal para

evitar la incrustación de carbonato cálcico por la corriente de permeado, y el pH está normalmente entre 5,0 y 6,0. La cloración de H<sub>2</sub>S producirá suficiente protones para bajar el pH a 3,7 en muchas ocasiones. Sin embargo, puede utilizarse la adición de ácido a la corriente de alimentación, o adición directa a la corriente de permeado, para alcanzar un pH de 3, 7 en la corriente permeada.

La ventaja de la adición directa a la corriente de alimentación es que muy pocos iones sulfato (reducida corrosividad, por tanto) están en el agua final, pero la desventaja es el elevado costo relativo a la adición al permeado. El pH de la corriente de permeado es menor que el pH de la corriente de alimentación, porque los iones bicarbonato remanentes después de la adición de ácido son rechazados por la membrana y el CO<sub>2</sub> disuelto pasa a través de la membrana. La cantidad de ácido a añadir puede determinarse hallando la cantidad de ácido necesario para reducir el pH desde el punto de destrucción completa de la alcalinidad (pH 4,5 a 4,2), hasta un pH mínimo de 3,7. La cantidad de ácido a añadir a la corriente de permeado puede estimarse usando la ecuación siguiente:



$$\text{pH}_c = \frac{1}{2} (\text{p}K_1 + \text{p}C_{\text{H}_2\text{CO}_3})$$

$$(\text{H}^+)_{\text{min}} = 10^{-3.7} - 10^{-\text{pH}_c}$$

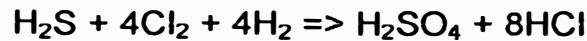
El pH de la corriente de permeado siguiente a la destrucción de H<sub>2</sub>S/desinfección se calcula en el ejemplo siguiente. La calidad del agua inicial en esta corriente es la calidad del agua permeada por la filtración de la membrana. El pH después de la destrucción de H<sub>2</sub>S/desinfección se determina en 3,43, lo que impedirá la formación de turbidez por sulfuros.



EJEMPLO 4.5. Destrucción de H<sub>2</sub>S y desinfección.

$$\text{pH} = 4,0 \quad \text{H}_2\text{CO}_3 = 129 \text{ mg/L}, \quad \text{HCO}_3 = 0,8 \text{ mg/L.}$$

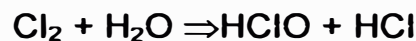
$$\text{H}_2\text{S} = 1 \text{ mg/L. } 3 \text{ mg/L Cl}_2 \text{ por desinfección}$$



Cl<sub>2</sub> requerido para destrucción de H<sub>2</sub>S

$$1 \text{ mg/L H}_2\text{S} \left\{ \frac{1 \text{ mmol}}{32 \text{ mg}} \right\} \left\{ \frac{4 \text{ mmol Cl}_2}{1 \text{ mmol H}_2\text{S}} \right\} 71 \text{ mg} = 8,9 \text{ mg/L Cl}_2$$

$$H^+ \text{ generado} = 1 \text{ mg/L H}_2\text{S} \left\{ \frac{1 \text{ mmol}}{32 \text{ mg}} \right\} \left\{ \frac{10 \text{ mmol HCl}}{1 \text{ mmol Cl}_2} \right\} = 0,31 \text{ mM} = 3,1 \times 10^{-4} \text{ M H}^+$$



$$H^+ \text{ generado} = 3 \text{ mg/L Cl}_2 \left\{ \frac{1 \text{ mmol}}{71 \text{ mg}} \right\} \left\{ \frac{1 \text{ mmol HCl}}{1 \text{ mmol Cl}_2} \right\} = 0,04 \text{ mM} = 4 \times 10^{-5} \text{ M H}^+$$

$$\text{Total H}^+ \text{ generado} = 3,1 \times 10^{-4} \text{ M} + 4 \times 10^{-5} \text{ M} = 3,5 \times 10^{-4} \text{ M}$$

pH después de la destrucción alcalina:  $\text{pH} = 0,5(\text{pK} + \text{p}[\text{H}_2\text{CO}_3])$

$$\text{H}_2\text{CO}_3 = 129 \text{ mg/L} = 10^{-2,68} \text{ M}$$

$$\text{pH} = 0,5 (6,3 - \log (10^{-2,68}) \text{ M H}^+$$

$$3,5 \times 10^{-4} \text{ M} - \frac{0,8}{61000} \text{ M} = 10^{-2,47} \text{ M H}^+$$

$$\text{Total H}^+ = 10^{-4,5} + 10^{-3,47} = 10^{-3,43}, \text{ pH} = 3,43$$

El barrido por aire puede usarse con éxito para eliminar todos los sulfuros, pero sólo permanecerá muy poca alcalinidad de bicarbonato. Una aplicación mejor será incrementar el pH a 6,3 antes del barrido por aire, con hidróxido cálcico o sódico para recuperar 1 a 2 meq/L de alcalinidad. El barrido por aire tiene la ventaja de que no es necesario añadir cloruros o sulfatos al agua. Ambos, cloruros y sulfatos, serán aumentados mediante la cloración del H<sub>2</sub>S; sin embargo, no se requiere captura del gas, como en el caso del barrido por aire del H<sub>2</sub>S.

**4.4.2 Recuperación de alcalinidad.** Si se usa la adición de ácido para control de la incrustación, toda la alcalinidad del agua bruta será destruída pero no perdida. La membrana es un sistema cerrado y el dióxido de carbono permanecerá bajo presión hasta que sea expuesto en un sistema abierto. La recuperación de la alcalinidad necesita considerarse durante el control de incrustación y depende de cuánto CO<sub>2</sub> y bicarbonato haya en el agua bruta. Normalmente, las aguas afinadas con 1 a 3 meq/L de alcalinidad de bicarbonato se consideran altamente deseables para control de la corrosión. Como el CO<sub>2</sub> pasará a través de la membrana, puede recuperarse la cantidad de alcalinidad deseada en el permeado por medio de la acidificación en el momento que sea deseable, pasando a través de la membrana y añadiendo la cantidad de base necesaria para reconvertir el CO<sub>2</sub> a su forma original de bicarbonato. Las reacciones se muestran seguidamente:

**EJEMPLO 4.6.** Recuperación de alcalinidad.

PH = 3.43; 130 mg/L H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> para la corriente de alimentación.

Ajustar el pH a 4,5, destruyendo  $10^{-3.43} - 10^{-4.5} = 10^{-3.47} \text{ H}^+$

$$\text{CaO requerido} = 10^{-3.47} (28,000 \text{ mg/eq CaO}) = 56 \text{ mg/L.}$$

Dado 2 meq/L HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> deseado:

$$\text{CaO requerido} = 2 \text{ meq L} (28 \text{ mg/meq CaO}) = 56 \text{ mg/L}$$

$$\text{CaO total requerido} = 9,5 + 56 = 65,5 \text{ mg/L}$$

$$\text{Alcalinidad final} = 2 \text{ meq/L} \text{ } 61 \text{ mg HCO}_3^-/\text{meq} = 122 \text{ mg/L}$$

$$\text{PH} = \text{pKa} + \log \frac{[\text{HCO}_3^-]}{[\text{H}_2\text{CO}_3]} =$$

$$= 6,3 + \log \left\{ \frac{[(122 \text{ mg/L}) / (61 \text{ mg HCO}_3^- / \text{mmol})]}{[(6 \text{ mg/L}) (62 \text{ mg H}_2\text{CO}_3 / \text{mmol})]} \right\} = 6,3 + 1,3 = 7,6$$

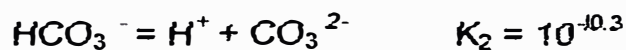
El siguiente ejemplo de cálculo ilustra la recuperación de alcalinidad usando la calidad de agua después de la destrucción / desinfección de

H<sub>2</sub>S. El pH está determinado esencialmente por un proceso de dos pasos. Primero se determina la cantidad de base añadida para conseguir un pH donde se recupere la alcalinidad, luego se fija la cantidad de base necesaria para recuperar la cantidad deseada de alcalinidad de carbonato. En el ejemplo mostrado en la Tabla 4.3 se observa que ambos, el calcio y los STD, se incrementan.

**4.4.3 Aereación y estabilización.** Estas unidades de proceso pueden discutirse simultáneamente en los procesos de membrana, porque se realizan simultáneamente. La cloración puede también hacerse aquí si se desea. El cálculo de pH siguiente a la aireación se obtiene por equilibrio con el CaCO<sub>3</sub> y puede determinarse por el pH, cálculo que se muestra seguidamente:

$$pH_s = pK_2 - pK_{sp} + pCa + pHCO_3^-$$

EJEMPLO 4.7. Aireación.



$$pH = pK_2 - pK_{sp} + p[Ca^{2+}] + p[ALK]$$

$$[Ca^{2+}] = \left\{ \frac{50,9 \text{ mg/L}}{40 \text{ mg/mmolCa}} \right\} = 1,27 \text{ mM} = 10^{-2.9} \text{ M}$$

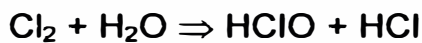
$$[HCO_3^-] = \left\{ \frac{122 \text{ mg/L}}{61.000 \text{ mg/mol}} \right\} = 10^{-2.7} \text{ M}$$

$$pH_s = pK_2 - pK_{sp} + p[Ca^{2+}] + p[ALK]$$

$$pH_s = 10,3 - 8,3 + 2,9 + 2,7 = 7,6$$

Nótese que en la Tabla 4.3 se observa que el H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> que sigue a la aireación disminuye y el oxígeno disuelto aumenta, si se añade el cloro y una base a la corriente del proceso antes de la aireación, tendrán lugar la adición de oxígeno y la estabilización. Casi ninguna demanda de cloro

permanecerá después de un proceso de ósmosis inversa. El cloro convertirá algo de la recuperada alcalinidad en dióxido de carbono, que se perderá durante la aireación; sin embargo, el pH volvería al pH de estabilización como  $\text{CO}_2$ , que tenderá a estar en equilibrio con el  $\text{CO}_2$  atmosférico. El pH se aproximará al  $\text{pH}_s$ , con respecto al  $\text{CaCO}_3$ . Las ecuaciones básicas se muestran a continuación:



$$\text{pH} = \text{pK}_{\text{H}_2\text{CO}_3} + \log \left\{ \frac{\text{HCO}_3^- - x_{\text{ClO}} - C_{\text{TCI}_2}}{\text{H}_2\text{CO}_3 + x_{\text{ClO}} - C_{\text{TCI}_2}} \right\}$$

$$\text{OH}^- \text{ adición} = \text{IO}^- \text{ mg/meq/meq/mmol} | C_{\text{TCI}_2} | 1 + x_{\text{ClO}} - C_{\text{TCI}_2} |$$

La adición de cloro al agua producirá la igualdad de moles de ácido hipocloroso y ácido clorhídrico. El ácido hipocloroso se ionizará parcialmente en iones hipoclorito y protones. El ácido clorhídrico se ionizará completamente produciendo protones y iones cloruro. Un mol de protones se producirá por cada mol de ácido clorhídrico y por cada mol de iones hipoclorito producido. Consiguientemente, la producción total de protones durante la cloración se cancelaría por la adición de  $\text{OH}^-$ , como se ha demostrado anteriormente. El pH durante la cloración puede resolverse por un proceso de iteración. Las dosis típicas de cloro durante el proceso de ósmosis inversa están en el rango de 5 a 10 mg/L. El ejemplo siguiente no está tomado de lo ilustrado anteriormente acerca de la calidad del agua en los cálculos previos. Las hipótesis no tienen relación con los ejemplos previos y se utiliza para esclarecer la cloración seguida de aireación.

EJEMPLO 4.8. Datos: 2 meq  $\text{CO}_3\text{H}^-/\text{L} = 10^{-2.7}$  mol  $\text{CO}_3\text{H}^-/\text{L}$ , pH = 8,3.

$\text{Cl}_2 = 7,1$  mg  $\text{Cl}_2/\text{L} = 10^{-4}$  mol  $\text{HCO}_3^-/\text{L}$

Se supone: pH = 7,0 después de la cloración

$$a_{\text{ClO}} = \frac{k}{k + H^-} = \frac{10^{-7.4}}{10^{-7.4} + 10^{-7}} = 0,28$$

$$\text{pH} = 6,3 + \log \left\{ \frac{10^{-2.7} - (1 + 0,28)10^{-4}}{0 + (1 + 0,28)10^{-4}} \right\} = 7,5 \neq 7,0 \text{ asume } \text{pH} = 7,4$$

$$a_{\text{ClO}} = \frac{k}{k + H^+} = \frac{10^{-7.4}}{10^{-7.4} + 10^{-7.4}} = 0,50$$

$$\text{pH} = 6,3 + \log \left\{ \frac{10^{-2.7} - (1 + 0,50)10^{-4}}{0 + (1 + 0,50)10^{-4}} \right\} = 7,4 = 7,4 \text{ comprobado.}$$

$$\text{Ca}(\text{OH})_2 = 1,5 \times 10^{-4} \text{ mol OH}^-/\text{L} \left\{ \frac{\text{Ca}(\text{OH})_2}{2\text{OH}^-} \right\} 74.000 \text{ mg/mol} = 5,5 \text{ mg/L.}$$

La iteración cerrará muy rápidamente. El ejemplo precedente demuestra cómo calcular el pH de cloración correctamente, y cómo volver al pH previo a la cloración, que corresponde al de estabilización. El pH podría aumentarse hasta un valor de incrustación.

#### 4.5 Estudio piloto

Las preguntas normales son cómo deben realizarse los estudios piloto y qué información debería conseguirse durante el estudio piloto. El costo de los estudios piloto puede variar mucho dependiendo del tamaño de la planta piloto, tiempo de trabajo, recolección y análisis de datos. Sin embargo, los costos de los estudios piloto son usualmente insignificantes cuando se les compara con el costo real de la planta, los estudios piloto son un medio muy efectivo de evitar problemas después de la construcción.

Los requerimientos mínimos de un estudio piloto de membranas son los de una sola etapa de 4 pulgadas por elemento. Los elementos más pequeños tienen la desventaja de no ser capaces de trabajar a recuperaciones mayores del 10 al 20 por 100 y no son capaces de trabajar a recuperaciones mayores con las variaciones del proceso. Las altas recuperaciones con un solo elemento se han obtenido usando caudales de recirculación, para mantener una velocidad mínima del caudal a través de membrana. Las plantas multietapa trabajando a las mismas recuperaciones de caudales y presiones como se ha experimentado en la operación real, son la mejor fuente para establecer criterios de diseño. Normalmente estas plantas piloto son sistemas de una sola disposición, de dos o tres etapas que trabajan de 50 al 90 por 100 de recuperación, con capacidad de monitorear presión, caudal y calidad de agua de cada operación unitaria de pretratamiento y etapa. Las operaciones de postratamiento pueden también monitorizarse, pero normalmente no se hace.

Durante las operaciones en la planta piloto deberá llevarse a cabo dos diferentes tipos de logísticas. La primera es un registro del trabajo y la segunda es un formulario para registrar los datos por los operadores de la planta piloto. Esta última no es necesaria si todos los datos se recogen y registran utilizando sistemas automatizados de registro de datos. Todas las entradas en cualquiera de las dos formas deberían siempre fecharse y formarse o inicializarse con claridad. Esto se refiere al registro de documentos de las observaciones regulares por los operadores y a cualquier cambio en las condiciones de la planta piloto. Ejemplos de tales observaciones serían los cambios en los caudales de alimentación, presiones de trabajo, operaciones de limpieza química, paradas de trabajo y otros sucesos, que normal o anormalmente ocurren durante el trabajo de la planta piloto. El registro de errores tendrá lugar invariablemente y también la revisión de los datos si fuera necesario.

Se ven ejemplos de la recolección de datos sugerida en la Tabla 4.4. Los parámetros más comunes a monitorear durante el trabajo son la temperatura, horas de arranque y parada, presión y caudal de entrada y salida de cada etapa. Puede monitorearse la conductividad de entrada y salida de cada recipiente a presión, y puede utilizarse como subrogada de otros parámetros de calidad del agua y como indicador de presión del recipiente, estanqueidad e integridad de la membrana, etc. La conductividad, presión y caudal pueden registrarse de forma continua en las plantas piloto más elaboradas o registrarlas en la logística de la planta piloto, al menos dos veces por turno de operador. Los parámetros de calidad del agua se miden normalmente a la entrada y salida de cada etapa, no más de una vez por semana y, al menos, mensualmente. La notación de la Tabla 4.4 es concordante con el modelo de notación señalado previamente: P, Q y C representan la presión, caudal y concentración, y los subíndices f, p y e indican corrientes de alimentación, permeado y concentrado. Las etapas adicionales pueden necesitar ser añadidas a la Tabla 4.4, si se trata de un sistema multietapa.

Estos datos registrados en la Tabla 4.4 pueden utilizarse para tratamiento inicial y cambios de rendimiento durante el tiempo de trabajo. Los simples gráficos de presión, caudal y calidad de agua versus tiempo de trabajo ilustrarán sobre el rendimiento de la planta piloto. Es importante que los cambios en las condiciones de trabajo sean anotados en dichos gráficos, de forma que cualquier cambio durante el desarrollo del trabajo pueda ser analizado. Tales cambios pueden también utilizarse para calcular los CTM, que pueden anotarse para las mismas condiciones de trabajo para comparar membranas o rendimientos de plantas. Dos parámetros importantes son la calidad de agua del permeado y la productividad. Los objetivos de calidad del agua se establecen por quien dirija el estudio. Las caídas de productividad determinarán la frecuencia de limpieza. Las

plantas que operan en OI tienen frecuencias de limpieza que varían desde trimestralmente hasta varios años. Consecuentemente, tendrá lugar un excesivo ensuciamiento si la caída de presión a través de la membrana ha tenido que incrementarse en un 10 por 100 en un período de tres meses para mantener el caudal o la producción inicial. El CTM puede monitorearse de la misma manera si la presión no puede incrementarse.

TABLA 4.4. Datos sugeridos para registro en la operación de plantas piloto de OI

Fecha	Turno	Opera Ción	Conec Tado	Desconec tado	T	Planta 1								
						Pi	Pp	Pe	Qi	Qp	Qe	Ci	Cp	Ce

#### 4.6 Controles y energía

Esta sección repasa someramente los controles, instrumentación, necesidades de potencia y bombas que normalmente se precisan para una planta de OI. Las variables de proceso que fueron descritas previamente son los parámetros utilizados para controlar una planta de OI. Estas variables se monitorean normalmente por sistemas de computación y el proceso se controla automáticamente, pero los procesos de OI pueden monitorizarse manualmente en las plantas muy pequeñas. Hay muchos tipos diferentes de sistemas de control que pueden utilizarse en el diseño de plantas de OI. Éstos podrían incluir el control manual, todo/nada, proporcional (P) integral (I), derivado (D), PI y PID. Las plantas controladas automáticamente usan diferentes tipos de control en diferentes puntos del proceso. Por ejemplo, la regulación todo/nada sobre banda proporcional puede utilizarse para controlar niveles en los tanques y depósitos de alimentación química.



**4.6.1 Suministro de energía eléctrica.** Normalmente se suministra corriente eléctrica trifásica para convertir corriente trifásica o monofásica en corriente continua. Sin embargo, las necesidades estimadas de energía para una planta OI pueden hacerse determinando las necesidades de energía para las membranas, y añadiendo un 5 por 100 para las plantas de OI de baja presión y un 1 a 2 por 100 para las plantas de OI de alta presión. La ecuación (4.26) es una ecuación general usada para calcular la energía eléctrica. Los cálculos de necesidades de energía se muestran en el ejemplo siguiente. Estos cálculos son para una planta de 10 mgd, pero pueden hacerse fácilmente para cualquier tamaño de planta, dados la recuperación, rendimiento de bomba y rendimiento del motor:

$$E = \frac{(H)(0,00315)}{n_r n_p n_m} \quad (4.26)$$

donde E = kWh/Kgal

H = altura de presión en pies (ft)

$n_i$  = rendimiento en tanto por uno de recuperación, bomba y motor  
(por ejemplo, 0,5; 0,75; 0,95)

**EJEMPLO 4.9.** Hipótesis: Planta de OI de 10 mgd (0,44 m<sup>3</sup>/s) trabajando a una presión de alimentación de 150 lb/in<sup>2</sup> (10,2 bar) y 85 por 100 de recuperación; el rendimiento de la bomba y del motor son ambos del 85 por 100.

$$100 \text{ lb/in}^2 (144 \text{ in}^2/\text{pie}^2) \text{ft}^3/62.4 \text{ lb} = 230.7 \text{ pie (70,3 m)}$$

$$\text{Consumo de energía} = \frac{230,7 \text{ pie} \times 1,5 \times 0,00315}{(0,85)^3} = \frac{1,09}{0,614} =$$

$$= 1,774 \text{ KWh/kgal (468,5 KWh/Km}^3)$$

El consumo energético de OI para 10 mgd =

$$= 1,774 \text{ KWh/Kgal (1.000 kgal/mgd)} \times 10 \text{ mgd} = 17.774 \text{ kWh}$$

Consumo total energético para una planta OI de 10 mgd =

$$= 17.774 \text{ kWh} \times 1,1 = 19.524 \text{ kWh.}$$

**4.6.2 Controles.** Las plantas de OI son operadas con un control basado en monitorización de los indicadores de caudal, presión, conductividad, temperatura, pH, nivel líquido, análisis químico específico y tiempo utilizado. Los comentarios hechos aquí sólo conciernen a los dispositivos de pretratamiento y membranas.

- ◆ El caudal está monitorizado para control de la producción de agua en las disposiciones y pueden llevarse a cabo automáticamente con controles todo/nada o PID.
- ◆ La presión está monitorizada para control de la producción de agua en las disposiciones y puede efectuarse manual o automáticamente regulando la operación de la bomba y ajuste de la válvula a través de una computadora
- ◆ La presión se incrementa o disminuye según el incremento o disminución de la producción en cada etapa,
- ◆ La temperatura está monitoreada para protección de la bomba y membranas, con corte completo de la planta, o disposición a partir del control todo/nada de la temperatura.
- ◆ El pH puede monitorizarse y controlarse automáticamente por control de retroalimentación. El monitoreo del pH es esencial si se utiliza ácido para control de incrustación y producirá cortes o alarmas si se viola su rango.
- ◆ Los niveles líquidos están monitoreados y controlados por regulación todo/nada o proporcional en los sistemas de alimentación química en las plantas de OI,
- ◆ Los análisis químicos específicos, tales como turbidez o conductividad, pueden monitorearse automáticamente por retroalimentación o manualmente, para asegurar la integridad de las membranas, presión de los recipientes e integridad de la disposición.

- ◆ Las mediciones de tiempo gastado se registran continuamente para análisis y mantenimiento de plantas, El tiempo real de operación es esencial para una evaluación precisa del rendimiento de planta

**4.6.3 Bombas.** Las bombas para procesos de OI son normalmente bombas centrífugas que se construyen con materiales anticorrosivos; por ejemplo, no metálicos o aleaciones tales como acero inoxidable, El rango de presión para bombas de OI varía con los STD del agua de alimentación. Las bombas de baja presión de OI se espera que trabajen a presiones de 1.200 lb/in<sup>2</sup> o más (84 bar o más). A causa de las necesidades intensivas de energía, las bombas de OI son multietapa o de muy alta frecuencia, con velocidades elevadas de rodete. Para aplicaciones de la OI con agua de mar se pueden usar bombas de desplazamiento positivo.

## **CAPITULO 5**

# **PARÁMETROS DE CONTROL EN OSMOSIS INVERSA**

La operación de una planta de OI requiere un monitoreo constante de la producción y de la calidad del agua. Hay varios parámetros de operación que pueden monitorizarse con éxito para controlar el rendimiento total de la planta. Los parámetros comunes para monitorizar son la presión diferencial, caudal, conductividad y calidad del agua.

### **5.1. Monitoreo**

Cada unidad de operación en una planta de OI debería monitorizarse para su función. Los procesos típicos en una planta de OI incluyen micro-filtración estática, adición de ácido o anti-incrustante, filtración en membrana, aireación, desinfección y control de corrosión. El caudal, la presión y la calidad de agua son los parámetros generales a monitorear que son aplicables a cada unidad de trabajo en un proceso de OI. El registro de rendimiento de una planta de OI debería comenzar inmediatamente después de la puesta en marcha y continuar durante el trabajo. Un informe de puesta en marcha debería incluir una descripción completa de la planta, rendimiento de la unidad de pretratamiento, rendimiento de las membranas y rendimiento del pos-tratamiento:

- ◆ Una descripción completa de la planta puede hacerse mediante un diagrama de flujo, literatura técnica del equipo e instrumentación suministrada por los ingenieros y fabricantes, literatura sobre la instrumentación y manuales de operación, así como listas de materiales. La descripción de la planta mostraría la fuente de agua,

todas las operaciones de la unidad de pretratamiento, configuración de la disposición OI y todas las operaciones de la unidad de postratamiento.

- ◆ El rendimiento inicial real del pretratamiento y las secciones de OI deberían ser monitoreadas. Las operaciones de la unidad de pretratamiento incluyen normalmente microfiltración estática, adiciones de ácido y anti-incrustante, que están descritas por el IDS o algún otro índice de ensuciamiento, pH, caudal y presión.
- ◆ Todos los instrumentos de medida deberían calibrarse sistemáticamente sobre la base de las recomendaciones del fabricante. El rendimiento esperado del proceso puede utilizarse para controlar niveles y medidores. Los caudalímetros pueden también comprobarse por balances de masa en las etapas o vasijas a presión. Los manómetros y medidores de conductividad pueden comprobarse por comparación con lecturas similares antes y después del instrumento o medidor.
- ◆ Los informes de trabajo deben conservarse también como parte del monitoreo. Los datos de trabajo describen el rendimiento del sistema de OI. Deben colectarse rutinariamente durante la vida de la planta. Estos datos con los análisis periódicos de agua suministran la fuerza necesaria para la evaluación del rendimiento de la planta. El monitoreo sugerido y la frecuencia de los datos de trabajo se muestran en la Tabla 5.1. La información incluye:
  - ◆ Caudales (de producto y salmuera de cada etapa).
  - ◆ Presiones (de alimentación, producto y salmuera de cada etapa, y muestra de la salmuera del punto de permeado).
  - ◆ Temperatura (después de alimentación, o producto).
  - ◆ pH (alimentación, producto y salmuera).
  - ◆ Conductividades/STD de cada etapa y cada permeador (alimentación, producto y salmuera).

- ◆ IDS de la alimentación después de la microfiltración estática.
- ◆ Incidentes inusuales (trastornos en el pH, IDS y presión, paradas, etc.).
- ◆ Calibración de todos los indicadores y aparatos de medida.

TABLA 5.1. Frecuencia típica de colección de datos en las plantas de OI

	Por turnos de 8 horas	Diariamente	Semanalmente	Mensualmente
Presión				
- Sistema por etapas	X	X		
-Vasijas a presión (muestra del puerto de concentrado)			X	X
Caudal	X	X		
Temperatura	X	X		
STD				
-Sistema (por etapas)	X	X		
-Vasija a presión			X	X
pH	X	X		
IDS	X	X		
Análisis de agua (alimentación, concentración producto)				X
LSI (Salmuera)			X	
Incidentes raros: cada vez que ocurre.				

Un análisis completo de las corrientes de agua de alimentación, permeado y concentrado deberá obtenerse de la planta en la puesta en marcha, trimestralmente y cuando sea necesario para la regulación; los cambios de conductividad pueden correlacionarse con los STD y posiblemente con otros iones principales.

Los análisis parciales de agua de alimentación, producto y salmuera para cada etapa deberían obtenerse una vez por mes y deberían incluir STD, cloruros y conductividad. El contenido de cloruros y la conductividad debería obtenerse dos veces por semana. La conductividad puede

controlarse continuamente a lo largo del proceso. Deberán llevarse registros de las características de trabajo del equipo de pretratamiento. El consumo de productos químicos y rendimiento también debe registrarse. No se dan recomendaciones específicas para registro de datos, ya que el pretratamiento debería incluir, al menos, lo siguiente:

- ◆ IDS antes y después de la adición de ácido, una vez al día.
- ◆ Presión de entrada y salida de filtros estáticos, dos veces al día.
- ◆ Consumo de ácido, una vez al día
- ◆ Presión de descarga de bombas de pozo, dos veces al día.
- ◆ Calibrado de todos los instrumentos de medida, no menos de una vez cada tres meses.

Deben guardarse los registros de mantenimiento de la planta. Ellos proporcionarán información ulterior acerca del rendimiento de los permeadores y del equipo mecánico de la planta. Los registros deben incluir:

- ◆ Mantenimiento rutinario
- ◆ Fallos mecánicos.
- ◆ Reemplazos del permeador.
- ◆ Limpiezas (agentes de limpieza y condiciones de uso).
- ◆ Postratamientos químicos (tipo y condiciones utilizadas).
- ◆ Esterilización de la aplicación de la protección antihielo:
- ◆ Frecuencia de reemplazo de los filtros de 5  $\mu$  m.
- ◆ Calibrado de equipos de medida (termómetros, manómetros, caudalímetros, etc.).

## 5.2. Cantidad

La producción de agua está monitorizada normalmente por la caída de presión a lo largo de las vasijas o recipientes a presión. Hay aproximaciones generales de las caídas de presión por elemento y pérdidas de presión de entrada y salida de la vasija a presión, que son identificadas normalmente en el manual de operación. Normalmente, las pérdidas a la entrada y salida de las vasijas a presión no exceden de 5 lb/in<sup>2</sup> (0,35 kg/cm<sup>2</sup>). El promedio de pérdidas por elemento es de 2 a 3 lb/in<sup>2</sup> (0,14 a 0,21 kg/cm<sup>2</sup>). No es inusual una pérdida de 10 a 20 lb/in<sup>2</sup> (0,7 a 1,4 kg/cm<sup>2</sup>) en la corriente de alimentación a través de una vasija o recipiente a presión; sin embargo, el cambio en la pérdida de presión a través de una vasija a presión puede indicar una deposición excesiva sobre el lado de alimentación de la membrana. Las pérdidas de presión a través de una membrana son mucho más elevadas que a lo largo de la membrana. Las membranas de OI en aplicaciones de aguas salobres pueden requerir una fuerza directriz de 125 a 250 lb/in<sup>2</sup> (8,75 kg/cm<sup>2</sup> a 17,5 kg/cm<sup>2</sup>) para una adecuada producción. Las fuerzas directrices para desalación de agua marina son considerablemente mayores y pueden exceder de 1.000 lb/in<sup>2</sup> (70 kg/cm<sup>2</sup>). Las membranas de OI requieren de tres a ocho semanas para asentarse, pero una vez que la producción está normalizada, se establecerá una pérdida de carga normal a través y a lo largo de las membranas para la producción requerida. Las membranas producirán naturalmente una resistencia al paso del agua a través de la capa activa de la membrana. Las membranas necesitan limpieza cuando esta resistencia produce un incremento del 10 por 100 o más de la pérdida de presión inicial. Las frecuencias de limpieza de las membranas varían en las aplicaciones normales de planta, desde tres meses a más de dos años, siendo el promedio aproximado de seis meses.



La comparación del caudal de una planta con otros rendimientos de plantas requiere que los datos estén normalizados con respecto a la temperatura, lo que produce el CTM o incremento del caudal a medida que la temperatura aumenta. Hay varias ecuaciones disponibles para la normalización del caudal o flujo con respecto a la temperatura. La ecuación (5.1) da el factor de corrección de temperatura para ajuste del caudal y puede utilizarse también directamente para ajuste de caudal. La temperatura normalizada es de 25 °C o 77 °F y se reconoce así como estándar mundial (PEM, 1982).

$$FCT = \frac{J_{T^{\circ}C}}{J_{25^{\circ}C}} = 1,03^{(T-25)} \quad (5.1)$$

donde FCT = factor de corrección de temperatura

$J_T$  = caudal a la temperatura actual

$J_{25}$  = caudal a la temperatura de 25 °C

T = temperatura actual real

El ejemplo siguiente muestra el ajuste de caudal y caudal para un proceso de membranas trabajando a 50 °F (10°C). Una buena regla aproximada es la que el caudal aumentará un 3 por 100 por cada 1°C o 1,8 °F de incremento de temperatura.

**EJEMPLO 5.1** Datos:  $Q_p = 2.000$  gpm,  $T = 50^{\circ}F$ ;  $J = 15$  gsf/d

Cambios de unidades de temperatura:

$$^{\circ}C = 1/9(^{\circ}F-32) = 5/4(50-32) = 10^{\circ}C$$

$$FCT = 1,03^{(10-25)} = 0,64$$

$$J_{25^{\circ}C} = \frac{J_{T^{\circ}C}}{0,64} = \frac{15}{0,64} = 23,4 \text{ gsf/d}$$

$$Q_{25^{\circ}C} = \frac{Q_{T^{\circ}C}}{0,64} = \frac{2000}{0,64} = 3.125 \text{ gpm}$$

### 5.3. Calidad

La calidad del agua en las plantas de membranas de OI está monitoreada normalmente por las medidas de conductividad cada 4, 8 ó 24 horas. Se debería esperar que las membranas se deterioren naturalmente con el uso; sin embargo, la tasa de deterioro de calidad normalmente no será mayor del 2 al 3 por 100 anual. Las puntas o incrementos repentinos de conductividad indicarían un fallo de la junta o anillo o «circlip» de sellado, en oposición al fallo o rotura de la superficie de la membrana.

La temperatura también afecta a la transferencia de masa de los solutos. Como muestra se tiene la ecuación de Stokes-Einstein (5.2), la difusividad aumentará y la viscosidad disminuirá con el incremento de temperatura. El efecto resultante es que a medida que la temperatura aumenta, el rechazo de solutos controlados por difusión disminuirá incluso aunque aumente el caudal en las mismas condiciones. Desgraciadamente, no hay ecuaciones convenientes para ajustar el CTM del soluto con respecto a la temperatura. Sin embargo, es importante que la temperatura del agua se monitoree durante la operación de las plantas de OI y que se mantenga una vigilancia de los efectos de la temperatura sobre la transferencia de masa cuando se realicen comparaciones de datos de plantas o instalaciones.

$$D_1 = \frac{D_2 v_2 T_1}{T_2 v_1} \quad (5.2)$$

Donde:  $D_i$  = difusividad a  $T_i$

$v_i$  = viscosidad a  $T_i$

$T_i$  = temperatura

#### **5.4. Caudal**

Un buen método de monitorear la productividad es monitorear el CTM del agua a lo largo del tiempo de producción. El CTM se describe a veces como caudal específico, ya que es la relación del caudal a la pérdida de presión a través de la membrana. El CTM es una buena medida de eficiencia y puede monitorearse, como presión, para determinar la aceptabilidad de la producción. El monitoreo de la presión es aceptable en tanto se mantenga como una constante de la producción, cuya cantidad es una medida equivalente del CTM. El caudal es aceptable para monitorear la producción en tanto que la presión se mantenga constante, lo cual no es aceptable para cumplir un objetivo requerido de producción. Como con el caudal, el CTM de la membrana debe también ajustarse en temperatura para efectuar comparaciones.

#### **5.5. Vida de la membrana**

El rechazo de solutos y la productividad (caudal) de la membrana disminuirá con el tiempo debido a la compactación, reacciones químicas o biodegradación de la superficie de la membrana. Las membranas hechas de AC y derivados de AC son biodegradables y deben utilizarse pretratamientos, como la cloración, para el control de los microorganismos. Las membranas de PFC y PA son resistentes a la biodegradación, pero pueden dañarse por los oxidantes tales como el cloro. La vida normal de las membranas suele ser de tres a cinco años. Las membranas de AC pueden sufrir reacciones de hidrólisis, pueden degradarse biológicamente y están a veces garantizadas para más de tres años. Las membranas de PFC no son afectadas fácilmente por las reacciones de hidrólisis, son muy resistentes a la degradación bacteriológica, y normalmente tienen una garantía de cinco años. Sin embargo, hay instalaciones donde las membranas de AC no han sido

reemplazadas por un período mayor de 10 años. La vida real de las membranas es mayor de tres a cinco años. Pero si no se cuidan las membranas durante el trabajo, o los sistemas de pretratamiento no están diseñados adecuadamente, el reemplazo de las membranas puede ser necesario en menos de un año.

## **5.6. Limpieza de las membranas**

Las membranas deben ser limpiadas regularmente durante su vida operativa. La frecuencia y tipo de la limpieza depende de la calidad del agua de alimentación. Un limpiador orgánico de elevado pH se utiliza para eliminar solutos orgánicos depositados en la superficie de la membrana. El producto EDTA en solución de NaOH es muy común para la limpieza orgánica. El ácido fosfórico se utiliza normalmente para eliminar depósitos inorgánicos como el carbonato cálcico. Sin embargo, el azufre elemental y las arcillas coloidales son casi imposibles de eliminar de la superficie de la membrana una vez que se hayan depositado. Hay diferentes soluciones y productos químicos usados para limpiar membranas. Los detergentes comunes con base de fosfatos han sido utilizados con éxito para eliminar productos orgánicos de la superficie de las membranas. Los fabricantes normalmente recomiendan las condiciones de limpieza, tales como temperatura, rango de pH, frecuencia y duración. El incumplimiento de las condiciones de limpieza dados por un fabricante puede producir la pérdida de la garantía.

## CAPITULO 6

### ELIMINACION DEL CONCENTRADO

La eliminación del concentrado de las plantas de OI es un problema significativo para todas las plantas de OI de tratamiento de agua potable porque: 1) la evacuación de concentrados está muy regulada por el Estado y/o por los gobiernos; 2) hay una cantidad significativa de concentrados para evacuar, y 3) la corriente de concentrado contiene alta concentración de sales y otros productos químicos añadidos antes del filtrado por membrana.

La calidad y cantidad de las corrientes del concentrado provenientes de las plantas de OI puede estimarse fácilmente utilizando simplemente la recuperación y el rechazo. Una planta de 10 mgd trabajando al 90 por 100 de recuperación producirá una corriente de concentrado de 1,11 mgd, que se determina dividiendo el caudal permeado, 10 mgd, por la recuperación 0,9. La calidad de la corriente de concentrado puede determinarse dividiendo la fracción decimal de soluto rechazado recuperado en la corriente de alimentación. La misma planta que produce 10 mgd al 90 por 100 de recuperación y rechazando el 80 por 100 de 100 mg/L de los cloruros de la corriente de alimentación, produciría 20 mg/L de cloruros en la corriente del permeado y 820 mg/L de cloruros en la corriente de concentrado. A veces, se confunde el rechazo y la recuperación. El cálculo se ilustra como sigue:

$$Q_c = \frac{Q_p(1-R)}{R} = \frac{10\text{mgd}(1,0-0,9)}{0,9} = \frac{1,0}{0,9} = 1,11\text{mgd}$$

$$C_p = (Rej)(C_f) = (1-0,8)(100 \text{ Cl}^- \text{ mg/L}) = 20 \text{ Cl}^- \text{ mg/L}$$

$$C_c = \frac{Q_f C_f - Q_p C_p}{Q_c} = \frac{(1L)(100Cl^- \text{ mg/L}) - (0,9L)(20Cl^- \text{ mg/L})}{0,1L} = 820Cl^- \text{ mg/L}$$

Estos cálculos pueden efectuarse a partir de las ecuaciones de transferencia de masa presentadas en la sección o disposición modelada de planta. Un lote similar de ecuaciones puede desarrollarse para  $C_c$  como se ha desarrollado para  $C_p$ .

Las técnicas usadas para eliminar el concentrado en Estados Unidos se muestran por tamaño de planta y número en la Tabla 6.1 (Mickley, 1993). Hay cinco técnicas básicas utilizadas por 137 plantas que Mickley investigó en el estudio AWWARF de evacuación de concentrados. Estas técnicas muestran las descargas superficiales como la técnica más común de evacuación de concentrados, que cuenta con casi la mitad de las técnicas exploradas. Las aplicaciones sobre terrenos no fueron planeadas para ninguna de las plantas a construir. Sin embargo, las aplicaciones terrestres de los concentrados de NF son posibles en algunas localidades, a causa de su baja concentración en STD, normalmente entre 1.000 y 2.000 mg/L relativa a los concentrados de OI. La descarga en vertedero es normalmente una opción únicamente para pequeñas plantas, y fue la segunda técnica más común para plantas por debajo de 0,3 mgd. La inyección en pozo profundo fue más común en Florida que en otros estados, a causa de las regulaciones medioambientales en Florida y otros estados.

La descarga de concentrados está regulada a través de programas en la ley CWA (Clean Water Act) y la SDWA. Las aguas superficiales entran dentro del National Pollutant Discharge Eliminate System (NPDES). Las aguas subterráneas entran dentro del programa Underground Injection Control Program. Las regulaciones medioambientales de eliminación de concentrados son controladas por ambos: los estados y la USEPA,

dependiendo de la primacía. Aunque estos programas han existido desde los años setenta, las leyes reguladoras medioambientales están siendo cada vez más restrictivas. Las pruebas y técnicas de ensayo biológico están siendo más comunes en Florida y California y pueden utilizarse cuando se requiere tratamiento adicional o corte de la descarga de concentrados.

TABLA 6.1, Distribución de las técnicas de evacuación de concentrado por planta y caudal

Técnica / tamaño de la planta mgd.	<0,3	0,3-1	1-3	>3	Total
Superficie	34	12	9	11	66
Aplicación terrestre*	14	2	0	1	17
Vertedero, desagüe	18	8	3	3	32
Inyección en pozo profundo	3	1	5	5	14
Estanque evaporador	8	0	0	0	8
Total	77	23	17	20	137

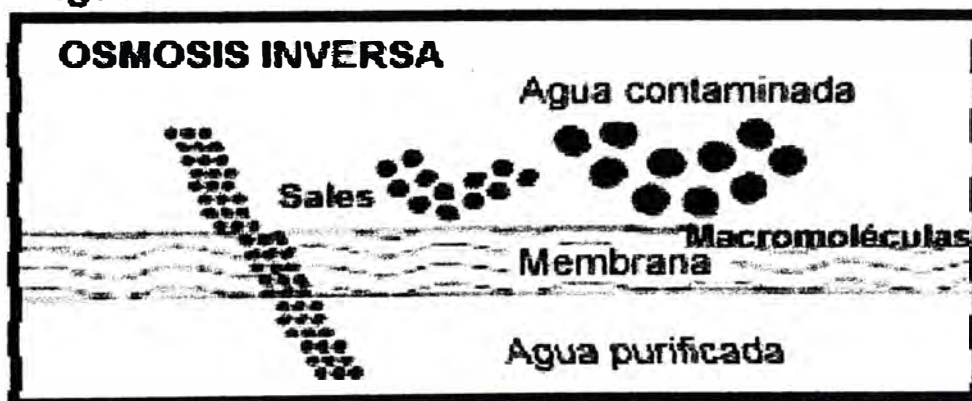
## CAPITULO 7

### COSTOS EN OSMOSIS INVERSA

El costo de las plantas de OI se ha estimado en función de la capacidad y STD o presión por Morin (Morin, 1994). Estos costos estimados se muestran en la Tabla 7.1 para una planta de baja presión de OI que estuvo trabajando a 100 lb/in<sup>2</sup> (7 kg/cm<sup>2</sup>) y 85 por 100 de recuperación. No se han considerado costos para la descarga de concentrados en este desarrollo.

Todos los costos indirectos fueron estimados como porcentaje fijo del costo directo, que puede determinarse a partir de la Tabla 7.1. Al desarrollar este análisis de costos se supuso un sistema de tratamiento convencional de OI. El pretratamiento incluyó sólo adición de ácido y anti-incrustante para control de incrustación y microfiltración para protección de elementos. Los costos operativos se estimaron utilizando 0,075 \$/Kwh. y 10 \$/h para el trabajo.

**Figura 1**



**FIGURA N° 7.1** Sistema de Osmosis Inversa

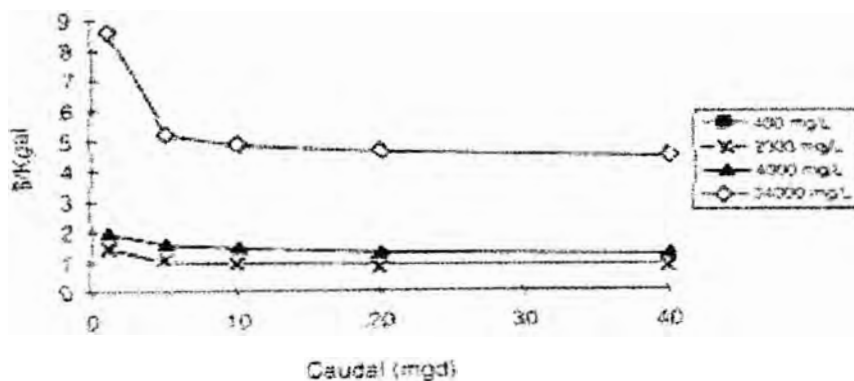


TABLA 7.1. Proceso a baja presión (referencia), STD = 400 mg/L, capacidad de Planta (mgd), recuperación al 85 por 100

	1,00	5,00	10,00	20,00	40,00
A. Costos directos de construcción(1.000 \$)					
1. Costo del equipo de proceso	622,00	2.312,00	4.277,00	7.449,00	1.3941,00
2. Construcción (obra civil)	178,00	891,00	891,00	3.566,00	7.132,00
3. Suministro agua alimentación, equipo auxiliar	182,00	316,00	527,00	912,00	1.677,00
Sub Total coste directo	982,00	3.519,00	6.537,00	11.927,00	22.750,00
B. Costes indirectos de capital (\$K/años)					
4. Supervisión de construcción	216,04	4,18	1.438,14	2.623,94	5.005,00
5. Costes de la propiedad	78,56	281,52	522,96	954,16	1.820,00
6. Contingencia (imprevistos)	98,20	351,90	653,70	1.192,70	2.275,000
Sub Total costes indirectos	392,80	1.407,60	2.614,80	4.770,80	9.100,00
Coste total de construcción	1443,54	5.172,93	9.609,39	17.532,69	33.442,50
Coste unitario de capital (\$ gpd)	1,44	1,03	0,96	0,88	0,84
C. Coste anual de operación (\$K/años)					
7. Electricidad	53,28	265,20	530,50	1.060,10	2.117,70
8. Vapor	0,00	0,00	0,0	0,00	0,00
9. Trabajo (mano de obra)	281,00	312,00	343,40	374,60	437,00
10. Trabajo (supervisión)	112,40	124,80	137,36	370,50	174,80
11. Reemplazo de membranas	18,50	92,60	185,00	370,50	741,10
12. Productos químicos	23,50	126,80	254,30	508,50	1.013,80
13. Otros materiales y seguros	21,65	77,59	144,14	262,99	501,64
Costo anual O y M	510,33	998,99	1.594,70	2.947,19	4.986,04
Coste de amortización	147,02	526,96	978,72	1.785,70	3.406,12
Coste anual total	657,36	1.525,86	2.573,42	4.732,90	8.392,16
14. Producción anual (Kgal)	310,250	1.551,250	3.102,500	6.205,000	12.410,000
15. Coste y M (\$ Kgal)	1,64	0,64	0,51	0,47	0,40
16. Coste total del agua (\$ Kgal)	2,12	0,98	0,83	0,76	0,68

Se supuso que las membranas tenían una vida de cinco años, que eran de PFC, y que tenían un costo de compra de 1.000 \$ para un diámetro de 8 in, de la membrana (200 mm). El costo de amortización se determinó utilizando una tasa de interés del 10 por 100 y 20 años. Los costos muestran el costo unitario decreciente para las grandes plantas, ya que el costo total del agua disminuye desde 2,12 \$/kgal de 1 mgd a 0.68 \$/kgal de la planta de 40 mgd. Un ahorro muy significativo de costos totales se realiza en la planta de 5 mgd con relación a la de 1 mgd, ya que el costo total disminuye desde 1,12 \$/kgal a 0,98 \$/kgal.

Los costos de capital para plantas de OI se muestran en la Figura 7.2 variando las concentraciones de sal o presiones de alimentación. Los mayores STD o concentraciones de sal requieren una membrana de mayor espesor y más energía para producir el permeado o agua. Las concentraciones de 400, 2.000, 4.000 y 34.000 mg/L de STD corresponden a presiones de alimentación de 100, 200, 300 y 1.000 lb/in<sup>2</sup> (7, 14, 21 y 70 kg/cm<sup>2</sup>), respectivamente.



**FIGURA N° 7.2** Costo de capital de plantas de OI por caudales y TDS (mg/L).

Estas cifras muestran que el costo unitario de agua producida por los procesos de OI decrece a medida que la capacidad aumenta y que el mayor incremento en porcentaje de reducción de coste unitario es de 1

mgd a 5 mgd. Adicionalmente, el análisis de costos indica que hay un significativo incremento en el costo de tratamiento del agua de mar (34.000 mg/L) por OI con relación a tratar agua salobre o agua potable por OI a baja presión.

## **CAPITULO 8**

### **CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

- 1.- Las unidades de ósmosis inversa son la parte final del tratamiento de aguas por la fineza de su trabajo, siendo utilizado en procesos de potabilización, agua para proceso, desalinización, etc.
- 2.- Una de las primeras aplicaciones de la tecnología de membrana fue la conversión del agua de mar en agua potable por ósmosis inversa. Los contaminantes a eliminar en esta aplicación son las sales disueltas, principalmente el cloruro sódico. Asimismo los subproductos precursores (SPP) son los mayores contaminantes clasificados que pueden controlarse por OI, estos se forman cuando la materia orgánica natural (MON) del agua reacciona con cloro u otros agentes oxidantes químicos utilizados en la desinfección; asimismo la turbidez, dureza y color son contaminantes que pueden ser retirados por OI.
- 3.- Hay muchas configuraciones diferentes de membranas que se utilizan en la práctica industrial. Sin embargo, la fibra fina hueca (FFH) y los elementos arrollados en espiral son los más comunes para la producción de agua potable, siendo la configuración arrollada en espiral la más usada para la producción de agua potable.
- 4.- La OI a baja presión se utiliza comúnmente para producir agua potable de las aguas salobres brutas con una concentración de STD de hasta 12.000 mg/L. La OI a alta presión puede producir agua

potable (STD < 500 mg/L) a partir de agua marina (STD > 34.000 mg/L)

- 5.- El ensuciamiento mineral y orgánico de las membranas representa el mayor problema operacional de los sistemas de ósmosis inversa. Las técnicas comunes de pretratamiento del agua de alimentación, consistentes en filtración, suavización y adición de reactivos químicos son costosas y de efectos limitados. Pitts (1995), describe un sistema anti-ensuciamiento basado en un diseño único de capacitancia de alto voltaje que ha sido usado desde 1994 para evitar el ensuciamiento mineral y orgánico de superficies de transferencia de calor en sistemas acuosos y de procesos industriales. Estas incluyen partículas minerales y biológicas encontradas en todas las aguas crudas de todas las fuentes. Los coloides varían en tamaños desde unos cuantos nanómetros a unos cuantas micras, e incluyen una amplia variedad de ambos componentes minerales y orgánicos, tales como arcillas minerales, sílice coloidal, óxidos de hierro, aluminio y manganeso, diversos tipos de micro organismos, virus, bio-coloides, fibrilados, coloides húmicos, y aglomerados de exudados y materia orgánica macromolecular.
- 6.- Tres estudios piloto para plantas potabilizadoras en diferentes municipios en los Estados de Texas y Oklahoma han demostrado que el uso de los sistemas de capacitancia de alto voltaje en el pretratamiento del agua de alimentación de ósmosis permite que los sistemas operen con una mayor recuperación, con un ensuciamiento de membranas significativamente reducido, y que la limpieza de las mismas se logra mediante un enjuague utilizando el agua del permeado en lugar de soluciones ácidas y alcalinas. Los resultados

de estos estudios están en proceso de ser publicados por las partes involucradas.

- 7.- La resistencia al transporte es un problema típico de separación de membranas y en este sentido la eficiencia de los procesos de membrana, accionados por presión depende no sólo de las propiedades de la membrana, sino también en gran medida de cómo se opera el proceso.
- 8.- Las características de rendimiento de retención y caudal de producto de la membrana afectan a la relación de concentración-polarización: la mayor concentración de sal en la interfase membrana-solución incrementa el flujo de sal, así como la presión osmótica, y por ello reduce la fuerza de la presión neta directora y el caudal permeado.
- 9.- Las plantas de OI de agua de mar son operadas normalmente a ratios de recuperación del 30 al 50 por 100, pero en instalaciones de agua salobre, las relaciones de recuperación pueden llegar hasta el 85 por 100 o incluso más. El control efectivo de los depósitos a incrustaciones llega a ser muy importante con estas elevadas tasas de conversión.
- 10.- A más altas tasas de transferencia de masa ( $k_i$ ), se reducirá el efecto de concentración-polarización. La relación concentración-polarización puede reducirse también rebajando el caudal de membrana e incrementando la temperatura, para aumentar las tasas de difusión. Sin embargo, las tasas de transferencia de masa más elevadas se consiguen mejor cambiando la hidrodinámica del sistema de membrana. Esto se logra por técnicas de trabajo (optimización de presión y velocidad lineal) o práctica de diseño (por ejemplo, diseño del sistema y desarrollo del módulo). López-Leiva

(1980) estableció que el buen diseño de un módulo de OI requiere, entre otras cosas, conseguir una concentración-polarización tan baja como sea posible. Para reducir la magnitud de concentración-polarización se requieren condiciones hidrodinámicas de alto caudal turbulento o alta tensión de arrastre en caudal laminar.

- 11.- Un sistema convencional de tratamiento por OI incluye pretratamiento, filtrado de membrana y postratamiento. Cualquier corriente de agua bruta utilizada como corriente de alimentación para un proceso de membrana debe comprender un pretratamiento convencional o avanzado. El pretratamiento convencional incluye adición de ácido o anti-incrustante para evitar la precipitación de sales durante la filtración de las membranas. El pretratamiento avanzado tiene lugar antes del pretratamiento convencional y es necesario cuando el agua cruda o bruta tiene excesivos materiales ensuciantes. La filtración por membrana es el paso del agua pretratada a través de una membrana activa de OI con un tamaño de poro de 0.001 a 0.0001  $\mu\text{m}$ . El postratamiento incluye muchas operaciones unitarias comunes al tratamiento de agua potable como aireación, desinfección y control de corrosión
- 12.- El ensuciamiento de membrana es una consideración importante en el diseño y operación de los sistemas de membrana. Las frecuencias de limpieza, requerimientos del pretratamiento, condiciones de operación, costo y rendimiento están afectadas por el ensuciamiento de la membrana. El índice de densidad de sal (IDS), el índice de ensuciamiento modificado (IEM) y el mini-índice del factor de cegado (MIFC) son los índices más comunes de ensuciamiento
- 13.- El pretratamiento es la primera etapa para controlar el ensuciamiento de la membrana. En su forma más simple el pretratamiento implica

microfiltrado sin adición de productos químicos, Sin embargo, cuando se trata un agua superficial, el procedimiento de pretratamiento puede ser mucho más complejo e incluir ajuste de pH, cloración, adición de coagulantes (por ejemplo, alúmina, poli electrolitos), sedimentación, clarificación. descloración (por ejemplo, adición de bisulfito sódico), adsorción en carbón activado, adición de agentes complejos (por ejemplo, EDTA, SHMP), ajuste de pH y refinó final.

- 14.- La clarificación es una práctica estándar en la producción de agua potable en la que se emplean las técnicas convencionales de clarificación como el filtrado en arena. Las especies coloidales están cargadas negativamente y permanecen en suspensión a causa de la carga de repulsión. Su tamaño está en el rango de 0,3 a 1  $\mu\text{m}$ . y se hace difícil de eliminar sólo con el filtrado de arena.
- 15.- Hay muchos modelos y teorías diferentes que describen la transferencia de masa en los procesos de difusión controlada en membranas, sin embargo, sólo unos pocos principios o teorías se utilizan para desarrollar la mayoría de estos modelos. Éstos son convección, difusión, teoría del film y electroneutralidad.
- 16.- La presión y el caudal de una disposición o sistema de membrana puede estimarse por diseño, utilizando el caudal medio del elemento y el sistema de recuperación. El primer paso para determinar la presión de trabajo y el caudal de la corriente de alimentación de una planta de OI es determinar el agua producida en cada elemento usando el caudal y el área superficial de la membrana
- 17.- Dow-FilmTec, Hydranautics, Fluid System y TriSep son fabricantes que suministran software de computación para desarrollar criterios



de diseño de plantas de OI. Estos programas requiere como datos de entrada: caudal de alimentación, concentración de STD, temperatura de alimentación, recuperación, disposición tipo (por ejemplo, disposición 4-2-1), número de elementos por vasija a presión y tipo de elementos. Las salidas de datos son: presión, caudal, flujo y calidad de agua para todas las corrientes del proceso

- 18.- El postratamiento consta de varias unidades de operaciones diferentes. La elección y la secuencia de estas operaciones unitarias son función de la elección del diseñador y de la calidad del agua. Las primeras operaciones unitarias de postratamiento son: remoción de sulfuros, recuperación de alcalinidad, aireación, desinfección y estabilización.
- 19.- Hay muchos tipos diferentes de sistemas de control que pueden utilizarse en el diseño de plantas de OI. Éstos podrían incluir el control manual, todo / nada, proporcional (P) integral (I), derivado (D), PI y PID. Las plantas controladas automáticamente usan diferentes tipos de control en diferentes puntos del proceso. Por ejemplo, la regulación todo / nada sobre banda proporcional puede utilizarse para controlar niveles en los tanques y depósitos de alimentación química.
- 20.- Normalmente se suministra corriente eléctrica trifásica para convertir corriente trifásica o monofásica en corriente continua. Sin embargo, las necesidades estimadas de energía para una planta OI pueden hacerse determinando las necesidades de energía para las membranas y añadiendo un 5 por 100 para las plantas de OI de baja presión y un 1 a 2 por 100 para las plantas de OI de alta presión

- 21.- Las bombas para procesos de OI son normalmente bombas centrífugas que se construyen con materiales anticorrosivos; por ejemplo, no metálicos o aleaciones tales como acero inoxidable, El rango de presión para bombas de OI varía con los STD del agua de alimentación. Las bombas de baja presión de OI se espera que trabajen a presiones de 1,200 lb/in<sup>2</sup> o más (84 bar o más). A causa de las necesidades intensivas de energía, las bombas de OI son multietapa o de muy alta frecuencia, con velocidades elevadas de rodete
- 22.- Cada unidad de operación en una planta de OI debería monitorizarse para su función. Los procesos típicos en una planta de OI incluyen micro- filtración estática, adición de ácido o anti-incrustante, filtración en membrana, aireación, desinfección y control de corrosión. Caudal, presión y calidad de agua son los parámetros generales de monitorización que son aplicables a cada unidad de trabajo en un proceso de OI.
23. La calidad del agua en las plantas de membranas de OI está monitorizada normalmente por las medidas de conductividad cada 4, 8 ó 24 horas. Se debería esperar que las membranas se deterioren naturalmente con el uso; sin embargo, la tasa de deterioro de calidad normalmente no será mayor del 2 al 3 por 100 anual.

**BIBLIOGRAFIA**

- American Water Works Association Research Foundation, Lyonnaise des Eaux, Water Research Commission of South Africa, "Tratamiento del agua por procesos de membrana, Principios, procesos y aplicaciones". pag 293
- Elimelech, M., Chen, W. H., Waypa, J. J., "Measuring the zeta (electrokinetic) potential of reverse osmosis membranes by a streaming potential analyzer.", *Desalination*, 95, pp. 269 – 286, Amsterdam, 1994.
- Hiemenz, P.C., "Principals of Colloidal and Surface Chemistry", New York, NY: Marcel Dekker Inc. (1977).
- Kemmer, F.N., "The Nalco Water Handbook", 2<sup>nd</sup> Edition, McGraw Hill, (1988).
- Nyström, M., Pihlajamäki, A., Ehsani, N., "Characterization of ultrafiltration membranes by simultaneous streaming potential and flux measurements", *Journal of Membrane Science*, 87, pp. 245 – 256, 1994, Amsterdam.
- Pitts, M.M., "Solids Control in Solvent Extraction Circuits Using Electrostatic Dispersion", Presented at the Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc. annual meeting, Phoenix, AZ, Fe. 24-27, 1992.
- Pitts, M.M., "Fouling Mitigation in Aqueous Systems Using Electrochemical Water Treatment", Presented at the Engineering Foundation Conference on Fouling Mitigation of Industrial Heat Exchangers, Shell Beach CA, June 18-23, (1995).

- Riddick, T.M., "Zeta Potential: New Tool for Water Treatment", *Chemical Engineering Magazine*, pp. 121-126, (June 26, 1961).
- Riddick, T.M., "Zeta Potential: New Tool for Water Treatment Part II", *Chemical Engineering Magazine*, pp. 141-146, (July 10, 1961).
- Romo, R., Pitts, M., " Application of Electrotechnology for Removal and Prevention of Reverse Osmosis Biofouling", Presented at the 1998 AIChE Spring Meeting, New Orleans, LA, March 8-12, 1998 (accepted for publishing by Environmental Progress).
- Stumm, W., Morgan, J.J., "Aquatic Chemistry: Chemical Equilibria and Rates in Natural Waters", 3<sup>rd</sup> Edition, John Wiley and Sons Inc., New York, NY, (1996).
- Song, L., Elimelech, M., *J. Colloid Interface Sci.*, 1995, 173, 165-180.
- Zhu, X., Elimelech, M., "Colloidal Fouling of Reverse Osmosis Membranes: Measurements and Fouling Mechanisms", *Environmental Science & Technology*, Vol.31, No.12, pp. 3654-3662, 1997.