

17
29



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

**“TRATAMIENTO DE AGUA POR
OSMOSIS INVERSA”**

**TRABAJO MONOGRAFICO
DE ACTUALIZACION**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

Q U I M I C O

P R E S E N T A

ALMA ROSA GARCIA CHARRETON

1989

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

Introducción	1
Capítulo I.- ¿QUE ES OSMOSIS INVERSA?	3
Capítulo II.- SUSTANCIAS QUE ELIMINA LA OSMOSIS INVERSA	14
II.A.- Remoción de Sustancias Inorgánicas por Osmosis Inversa	14
II.B.- Remoción de Sustancias Orgánicas por Osmosis Inversa	27
II.C.- Remoción de Sustancias Tóxicas por Osmosis Inversa	46
II.C.1.- Arsénico	50
II.C.2.- Bario	51
II.C.3.- Cadmio	52
II.C.4.- Cromo	53
II.C.5.- Fluoruro	56
II.C.6.- Plomo	57
II.C.7.- Mercurio	58
II.C.8.- Selenio	59
II.C.9.- Nitratos	61
II.C.10.- Plata	63
II.C.11.- Radio	63
II.D.- Remoción de Microorganismos por Osmosis Inversa	68
Capítulo III.- MEMBRANAS	75
III.A.- Presión Osmótica y su relación con la Salinidad	76
III.B.- Efecto de la Presión	77
III.C.- Efecto de la Temperatura	77
III.D.- Efectos combinados de la Temperatura, Presión y Edad	77
III.E.- Polarización por Concentración	78
III.F.- Efecto del pH en las membranas de Osmosis Inversa	79
III.G.- Efecto de los compuestos orgánicos en membranas de Osmosis Inversa	79
III.H.- Membranas Celulósicas	81
III.I.- Poliamida	84
III.J.- Membrana Compuesta	85
III.K.- Limpieza y Mantenimiento de la membrana	88
III.K.1.- Métodos	88
III.K.2.- Sustancias Orgánicas	89
III.K.3.- Microorganismos y Crecimiento Bacteriano	90
III.K.4.- Incrustaciones de dureza	90
III.K.5.- Oxidos de fierro y silicatos de aluminio	91
III.K.6.- Restauración de la membrana	92

INDICE (continuación)

III.L.- Pretratamiento	93
III.L.1.- Filtración e Intercambio Iónico	94
III.L.2.- Control de pH	95
III.L.3.- Pretratamiento del agua de mar	95
Capítulo IV.- EQUIPO	97
IV.A.- Fibras Huecas	99
IV.B.- Plato y Marco	101
IV.C.- Módulos Tubulares	103
Capítulo V.- CARACTERISTICAS DEL AGUA EN LA CIUDAD DE MEXICO	104
V.A.- Historia	107
V.B.- Calidad del Agua	123
V.B.1.- Calidad de las Aguas Residuales	124
Capítulo VI.- PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUA EN LA CIUDAD DE MEXICO	130
VI.A.- Características del tratamiento de aguas en la Ciudad de México	138
Capítulo VII.- POSIBILIDADES Y FUTURO DE LA OSMOSIS INVERSA EN LA CIUDAD DE MEXICO	144
Bibliografía	150

ABREVIATURAS Y SIMBOLOS

atm. = atmósferas

A = amstrongs

cc. = centímetros cúbicos

cm. = centímetros

conc. = concentración

d. = día

ft. = pie

g. = gramos

gals. = galones

gfd. = galones/pie²-día

gpd. = galones/día

gph. = galones/hora

h ó hr. = hora

in. = pulgada

Km. = kilómetro

KPa = kilopascales

l ó lt. = litro

m. = metros

m² = metros cuadrados

m³ = metros cúbicos

MPa = megapascales

min. = minutos

ml. = mililitros

mg. = miligramos

µg. = microgramos

ng. = nanogramos

NMC = nivel máximo de
contaminante

pCi = picocuries

plg. = pulgada

ppm. = partes por millón

psi = libras/plg.² (man.)

psig = libras/plg.² (abs.)

s ó seg. = segundos

Temp. = temperatura

TSD ó TDS = total de sólidos
disueltos

INTRODUCCION

El agua es una molécula sencilla y a la vez con la complejidad de ser el principio y sostén de la vida. Se ha confirmado que la vida empezó en el agua, pero también todo puede morir por ella si arrolla, inunda, ahoga y sobretodo, si llega a faltar.

La ciudad de México se enfrenta en estos momentos a uno de los retos más grandes que la naturaleza le haya impuesto, y éste es el de lograr que el vital líquido no falte.

Este trabajo es un esfuerzo por encontrar una solución al problema de la escasez del agua potable, el cual es uno de los problemas más graves que se presentan en esta gran metrópoli, y que no es un problema circunstancial sino que se agrava día con día, debido a la explosión demográfica.

Una investigación cuidadosa nos ha llevado al estudio de la Osmosis Inversa, que en la última década nos ofrece una de las mejores alternativas en el tratamiento del agua.

El método de Osmosis Inversa, después de veinte años de estudio, es el mejor método para remover sólidos disueltos del agua contaminada. Los resultados obtenidos para producir agua potable de la de mar han sido muy satisfactorios, y su uso se ha extendido tanto, que hoy en día se aprovecha este método en la elaboración de productos farmacéuticos.

Como veremos después, actualmente el equipo necesario para el tratamiento de Osmosis Inversa no existe en el país, por lo que requiere ser importado, no obstante, la inversión es costeable por su alto rendimiento y efectividad.

Hasta ahora se han buscado fuentes lejanas para traer el agua potable a la ciudad de México, y de este modo solucionar el problema, pero a medida que pasa el tiempo y estas fuentes se van agotando, se necesitan buscar nuevas soluciones más rentables y que afecten menos al ecosistema. Si se combina el tratamiento de Osmosis Inversa con otros métodos convencionales para tratar las aguas residuales se podrá obtener agua de muy buena calidad, que permitirá que esta ciudad subsista sin el deterioro de su entorno.

En el desarrollo de este trabajo se discuten las teorías que sustentan este fenómeno y su descripción. Siendo un método de tratamiento de agua especialmente útil en la remoción de sólidos, se analizan los diferentes tipos de sólidos (orgánicos e inorgánicos) y las membranas más

adecuadas dependiendo de su grado de optimización, para alcanzar las normas de calidad establecidas por la Secretaría de Salud de México, la Organización Mundial de la Salud y el National Interim Primary Drinking Water Regulations, para obtener agua potable; así como la remoción de los diferentes microorganismos patógenos que pudieran afectar la salud. Se hace un análisis de los diversos tipos de membranas que se han fabricado y sus óptimas aplicaciones; también se muestran los diseños que se han realizado de los aparatos para colocar las membranas y por la experiencia, los que mejores resultados han dado según las condiciones de las aguas de alimentación.

En los tres últimos capítulos se hace un estudio de la historia y las características del agua en la ciudad de México, como también se hace mención de las plantas de tratamiento de agua residual que existen en esta ciudad, su capacidad instalada y sus usos; con esta información y los conocimientos sobre el método de Osmosis Inversa en conjunto se habla del futuro de este método en la obtención de agua potable en la ciudad de México.

¿QUE ES OSMOSIS INVERSA?

Los primeros experimentos reportados relacionados con la ósmosis son aquellos de Abbe Nollet en 1748. Encontró que cuando el alcohol y el agua se separan por una vesícula de animal (presumiblemente no in situ), el agua pasa a través hacia el alcohol, causando un aumento en la presión, sin embargo el alcohol no logró pasar hacia el agua. Dutrochet y Vierordt estudiaron este fenómeno de flujo del agua en un sentido a través de membranas de animal y encontraron que también ocurre con soluciones acuosas en general. (9)

Dutrochet propuso los términos "endósmosis" y "exósmosis" para describir el paso del agua a través de membranas en direcciones opuestas. Subsecuentemente, se omitieron los prefijos y la palabra "OSMOSIS" (del griego empujar) se usó para describir el flujo espontáneo del agua hacia una solución cuando se encuentra separada por una membrana adecuada. La propiedad más importante de tal membrana es que permite el libre paso del agua pero no de las sustancias disueltas. En 1866 J.K. Van't Hoff sugirió el nombre de "semipermeable" para describir esta propiedad de la membrana. (9)

El proceso de ósmosis ocurre cuando dos soluciones de diferente concentración se encuentran separadas por una membrana semipermeable. El agua fluye a través de la membrana de la solución menos concentrada a la solución de mayor concentración.

Sin embargo, si se aplica una presión a la solución más concentrada se invierte el flujo osmótico natural, y el agua entonces fluye de la solución más concentrada a la menos concentrada. A este proceso se le llama Osmosis Inversa o hiperfiltración.

De acuerdo con la 2ª ley de la termodinámica, si se considera que el potencial químico de la solución menos concentrada es mayor, el agua de esta solución con el mayor potencial químico fluiría hacia el potencial químico menor de la solución más concentrada hasta llegar a un equilibrio.

Si $4h =$ caída de presión

$\Delta\pi =$ diferencia de presión osmótica

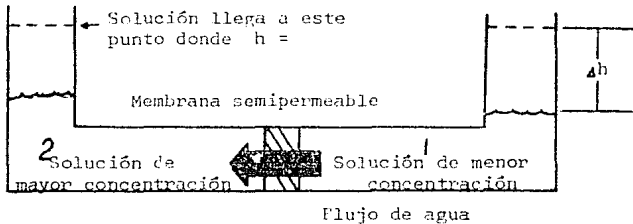
$$\Delta h = \pi_2 - \pi_1 = \Delta\pi$$

Si se aplica a la solución más concentrada una presión igual a el flujo del agua se detiene. Pero si la presión que se aplica a la solución más concentrada es mayor que $\Delta\pi$ el agua fluiría de la solución más con-

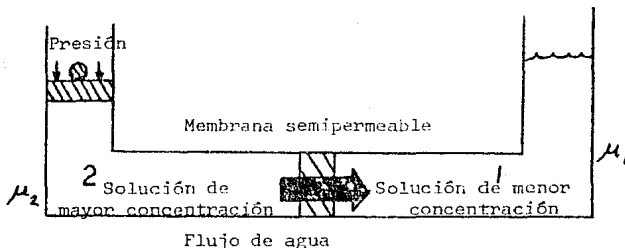
centrada a la menos concentrada.

Los potenciales químicos se invierten y la solución más concentrada busca el menor nivel de energía.

La velocidad de transporte de agua estará en función de la presión aplicada, la presión osmótica aparente o la diferencia, el área y características de la membrana, y la temperatura de la solución.



Flujo de agua
Fig. 1.- Osmosis Simple



Flujo de agua
Fig. 2.- Osmosis Inversa Simple

Con el fin de describir el mecanismo por el cual el proceso de ósmosis inversa opera se han propuesto varios modelos para tratar de explicar la naturaleza semipermeable de las membranas. Entre estos están:

1) La absorción negativa de solutos a la solución en la interfase de la membrana. Esta fue postulada por Sourirajan, y asume que una capa de agua pura existe en la interfase de la membrana y si el grosor de ésta es menor que el doble del diámetro del poro entonces sólo el agua puede pasar a través de ella. (15)

2) Acid y Breton, le dieron impulso a la idea del enlace de hidrógeno del agua con la membrana misma. El mecanismo del transporte de agua es por una serie de enlaces de hidrógeno y procesos de difusión de sitio a sitio. El agua en la membrana se ordena en una estructura como la del hielo y los solutos sólo se excluyen del proceso.⁽⁹⁾

3) Glueckauf propuso la existencia de efectos dieléctricos. En esta teoría se cree que un ion en un poro dentro de la membrana está rodeado por el polímero de la membrana y está en un campo dieléctrico diferente al que estaría en el seno de la solución. Por estadística, el ion tiene menos probabilidad de encontrarse en el poro de la membrana que en la solución y por lo tanto tiende a ser excluido.⁽⁹⁾

4) La teoría de solución-difusión fue propuesta por Lonsdale y en esta teoría la membrana se considera no-porosa. El agua y el soluto se disuelven en la membrana en diferente proporción y luego se difunden a través de ella a diferentes velocidades. La velocidad o rapidez de difusión del agua se determina por un gradiente de presión y la difusión de solutos por la existencia de un gradiente de concentración.⁽⁹⁾

Estas teorías presentan diferentes enfoques, sin embargo nos permiten tratar de entender un fenómeno aún en estudio. Son útiles para predecir el funcionamiento de la membrana bajo ciertas condiciones de operación. Las plantas de ósmosis inversa comerciales se han diseñado a partir de la experiencia práctica más que de la teoría, pero el estudio de estas teorías permiten el desarrollo de ecuaciones básicas de diseño.

Como se ha visto, se han propuesto muchos mecanismos para explicar el flujo de agua a través de una membrana semipermeable.

Sin embargo, las dos escuelas que predominan para explicar el flujo de agua a través de una membrana semipermeable son : la primera dice que el agua emigra a través de la capa delgada, densa y sin poros de la membrana por medio de enlaces de hidrógeno. Las sales no pasan a través de esta capa y son rechazadas. Aunque aún no se puede explicar fácilmente algunas sustancias orgánicas de bajo peso molecular si pasan a través de la membrana.⁽³⁾

La segunda escuela dice que la superficie de la membrana es una capa delgada y porosa, que contiene una multitud de microporos.

Por la interacción fisicoquímica entre la solución y la membrana, las sales son rechazadas y solamente el agua pasa a través de los poros. También las sustancias orgánicas se rechazan, dependiendo del tamaño, por un proceso de tamizado. (5)

La de Kimura-Sourirajan que se basa en un modelo generalizado de flujo capilar. El modelo asume un flujo viscoso para el transporte de agua, para el transporte de soluto una difusión por el poro, y la teoría de película para calcular el coeficiente de transporte de masa. La menor presión o lado permeado de la membrana se supone como la atmosférica. (8)

$$A = \frac{PWP}{(M_B)(S)(3600)(P)} \quad (1)$$

$$N_B = A (P - \pi (X_{a2}) + \pi (X_{a3})) \quad (2)$$

$$= \left[\frac{D_{AM}}{K \delta} \right] \left[\frac{1 - X_A}{X_{A3}} \right] (C_2 X_{A2} - C_3 X_{A3}) \quad (3)$$

$$= KC_1 (1 - X_{A3}) \ln \left[\frac{X_{A2} - X_{A3}}{X_{A1} - X_{A3}} \right] \quad (4)$$

donde:

A = constante de permeabilidad del agua pura, g mol H₂O/cm²-seg-atm

PWP = velocidad de permeación del agua pura, gm/hr. cm²

M_B = peso molecular del agua

S = área de la superficie de la membrana, cm²

P = presión de operación, atm

N_B = flujo del solvente a través de la membrana g mol H₂O/cm²-seg

π (X_a) = presión osmótica de la solución correspondiente a la fracción mol X_a

(D_{AM}/K δ) = parámetro de transporte del soluto, cm/seg

X_a = fracción mol de soluto

C = densidad molar de la solución, g mol/cm³

K = coeficiente de transferencia de masa en el lado de alta presión de la membrana, cm/seg.

La ecuación (1) define la constante de permeabilidad A del agua pura, una medida de la porosidad de la membrana. Esta constante A representa el transporte del agua pura en el lado de la membrana de alta presión, y es independiente del soluto en el agua de alimentación. (No se considera el efecto de polarización por concentración)

La ecuación (2) define el flujo de solvente N_B y supone que la viscosidad del permeado es igual a la viscosidad del agua pura. La concentración X_{A2} de la solución en la frontera o flujo concentrado puede calcularse de la ecuación (1).

La ecuación (3) define el parámetro de transporte del soluto ($D_{AM}/K\delta$) para cualquier sistema en solución. El parámetro de transporte de soluto juega el papel de coeficiente de transporte de masa con respecto al transporte de soluto a través de la membrana.

La ecuación (4) permite el cálculo del coeficiente de transporte de masa K en el lado de alta presión de la membrana. Este coeficiente es una función de la concentración de la solución de alimentación de la velocidad del flujo de entrada, de la naturaleza del soluto y de la geometría de la membrana que se esté utilizando. La relación entre la velocidad del flujo de entrada y K se requiere para el diseño del proceso y puede ser obtenida ya sea en forma experimental o analítico.

En condiciones de equilibrio, los parámetros A, X_{A2} , ($D_{AM}/K\delta$) y K se pueden calcular de la velocidad de permeación del agua pura (PWP), de la velocidad de permeación del producto (PR), y de la separación del soluto. Sourirajan señala que el transporte en ósmosis inversa se gobierna en forma simultánea por el grupo de las ecuaciones de la (1) a la (4) y no por una o una parte del grupo de ecuaciones.

Se puede predecir la acción de la membrana combinando las ecuaciones (2) y (4), y (3) y (4) respectivamente:

$$A (P - \pi (X_{A2}) + \pi (X_{A3})) = \left[\frac{D_{AM}}{K\delta} \right] \left[\frac{1 - X_{A3}}{X_{A3}} \right] (C_2 X_{A2} - C_3 X_{A3}) \quad (5)$$

$$= \frac{C_2 X_{A2} - C_3 X_{A3}}{X_{A3}} = \left[\frac{K}{(D_{AM}) K\delta} \right] C_1 \ln \left[\frac{X_{A2} - X_{A3}}{X_{A1} - X_{A3}} \right] \quad (6)$$

Se puede predecir el flujo de la membrana y la separación del soluto, dando cualquier concentración de alimentación X_{A1} , cualquier condición de flujo de entrada específico en términos de K y los parámetros de la membrana A y $(D_{AM}/K\delta)$.

Por acierto y error, la combinación de X_{A2} y X_{A3} que satisfagan simultáneamente a las ecuaciones (5) y (6) se pueden determinar. En seguida se determina por medio de la ecuación (2) el flujo del solvente (N_B). La separación de soluto obtenido (f) y el flujo en la membrana (PR) se determinan finalmente por los valores de X_{A3} y N_B como sigue:

$$f = \frac{m_1 - m_3}{m_1} = 1 - \left[\frac{X_{A3}}{1 - X_{A3}} \right] \left[\frac{1 - X_{A1}}{X_{A1}} \right] = \left[1 - \frac{X_{A3}}{X_{A1}} \right] \quad (7)$$

$$PR = \frac{N_B \cdot M_B \cdot S \cdot 3600}{1 - \left[1 + \frac{1000}{m_1 (1 - f) M_A} \right]} \quad (8)$$

donde,

f = fracción de separación de soluto

m = molalidad de la solución

PR = velocidad de producto, gramos/hr. por área de membrana

M_A = peso molecular del soluto

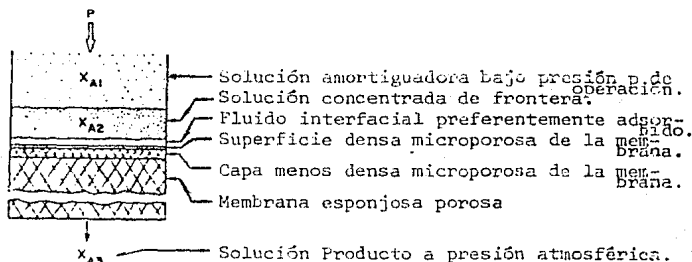


Fig. 3.- Transporte en Osmosis Inversa bajo condiciones de operación de equilibrio. El análisis de Kimura-Sourirajan.

Por otro lado, Lonsdale y su grupo, en 1969 expresaron el transporte a través de la membrana de ósmosis inversa simplemente en base al mecanismo de solución-difusión: ⁽³⁾

$$J_1 = A (\Delta P - \Delta \pi) \quad (9)$$

$$J_2 = B (\Delta C_2) \quad (10)$$

donde,

- J_1 = flujo de agua
- ΔP = diferencia de presión a través de la membrana
- $\Delta \pi$ = diferencia de la presión osmótica de la membrana
- J_2 = flujo de soluto
- ΔC_2 = diferencia de concentraciones entre la membrana
- A = constante de la membrana
- B = constante de permeación de soluto

Sourirajan en 1977 establece que este análisis falla al no considerar la constante de permeabilidad del agua pura (A), el coeficiente de transferencia de masa K, y la concentración en el lado de presión de la membrana. También, debido a que B en la ecuación (10) es una función del soluto, de la condición del flujo de alimentación en el lado de alta presión de la membrana y de la concentración de la solución de alimentación, B no puede ser una constante. Por lo tanto es imposible predecir la separación de soluto y el flujo en la membrana para un caso en general. Sin embargo, como una primera aproximación, las ecuaciones (9) y (10) se usan en las industrias de ósmosis inversa como base para diseño. ⁽⁵⁾

Dupont utiliza las siguientes ecuaciones para determinar las propiedades de acción de las membranas de ósmosis inversa. Como primera aproximación la velocidad del paso del agua a través de la membrana semipermeable, se define de la siguiente manera: ⁽⁹⁾

$$Q_w = K_w (\Delta P - \Delta \pi) \quad A/T \quad (11)$$

donde,

- Q_w = velocidad de flujo de agua a través de la membrana
- K_w = coeficiente de permeabilidad de la membrana
- ΔP = diferencia de presión hidráulica al cruzar la membrana
- $\Delta \pi$ = diferencia de presión osmótica al cruzar la membrana
- A = área superficial de la membrana
- T = espesor de la membrana

La velocidad de paso de sal a través de la membrana se define como:

$$Q_s = K_s (\Delta C) A/T \quad (12)$$

donde,

Q_s = velocidad de flujo de sal a través de la membrana

K_s = coeficiente de permeabilidad de la membrana para sal

ΔC = concentración de sal diferencial al cruzar la membrana

La velocidad del flujo del agua Q_w es, por lo tanto, proporcional a la diferencia de presión al cruzar la membrana. La velocidad de flujo de sal Q_s , es proporcional a la concentración diferencial al cruzar la membrana y es independiente de la presión aplicada. Aumentando la presión de operación se incrementará el flujo de agua pero no afectará la velocidad de flujo de sal, la cual permanece constante.

La recuperación o conversión se define como:

$$Y = \left(\frac{Q_p}{Q_f} \right) \times 100 \quad (13)$$

donde,

Y = % conversión

Q_p = velocidad de flujo del producto agua

Q_f = velocidad de flujo del agua de alimentación

Un 75 por ciento de velocidad de conversión significa que para una velocidad de flujo del agua de alimentación de $100 \text{ m}^3/\text{hr}$, $75 \text{ m}^3/\text{hr}$ de producto o permeado y $25 \text{ m}^3/\text{hr}$ de salmuera o concentrado se producirán.

El paso de sal se define como:

$$SP = \left(\frac{C_p}{C_f} \right) \times 100 \quad (14)$$

donde,

SP = % paso de sal

C_p = concentración de sal en el flujo de productos

C_f = concentración de sal en el flujo de alimentación

El rechazo de sal es 100 porciento menor que el paso de sal. A medida que la presión aplicada disminuye, el paso de sal aumenta (el rechazo de sal disminuye) debido a que la velocidad de flujo del agua disminuye mientras la velocidad de flujo de la sal permanece sin cambios. El efecto es de menor dilución de la sal. Si la velocidad de recuperación o conversión aumenta, la concentración de sal en el lado de alimentación de salmuera de la membrana aumenta, y la velocidad de flujo de sal aumenta del incremento en la concentración diferencial de sal al cruzar la membrana. También la alta concentración de sal en la salmuera aumentará la presión osmótica y disminuirá la velocidad de flujo del agua de acuerdo con la ecuación (11).

Debido a que las membranas disminuyen de su capacidad inicial y paso de sal bajo condiciones estándares de prueba de laboratorio se deben tomar en consideración variables específicas para poder diseñar una planta. Se determinan factores de corrección para tomar en cuenta las diferencias entre la capacidad del permeador y el paso de sal bajo condiciones estándares de prueba y condiciones actuales de operación de acuerdo con las ecuaciones (15) y (16).

$$Q_p = (PCF) (TCF) (MFRC) Q_i \quad (15)$$

donde,

Q_p = capacidad del permeador a condiciones de operación

PCF = factor de corrección de la presión

TCF = factor de corrección de la temperatura

$MFRC$ = coeficiente de retención del flujo de la membrana

Q_i = capacidad inicial del permeador bajo condiciones standard.

Hablando un poco del desarrollo histórico, el fenómeno de ósmosis y membranas semipermeables ha sido estudiado por más de 200 años. En 1748 Abbé Nollet, un científico francés observó el fenómeno de la ósmosis. Durante el siglo 19 Dutrochet, Vicroldt, y Traub llevaron a cabo experimentos con membranas preparadas. (9)

Van't Hoff el químico alemán, haciendo uso de las observaciones de Pfeffer acerca de la medición de la presión osmótica de soluciones variando concentraciones, afirmó que la presión osmótica (π), es igual al producto de la concentración (C), de la temperatura (T) y de la constante universal de los gases (R). (9)

$$\pi = CRT$$

La ecuación de Van't Hoff no es totalmente lineal pero es satisfactoria para soluciones diluidas.

El primer uso práctico de la ósmosis fue propuesto por Ostwald en el siglo diecinueve (Williams y Williams 1967); donde propuso y analizó una máquina de movimiento perpetuo (una rueda movida con agua) basado en una diferencia en la presión osmótica causada por las características de la membrana. Sin embargo, la presión osmótica era independiente del tipo de membrana, la Segunda Ley de la Termodinámica seguía siendo válida, y la máquina no funcionó. ⁽³⁾

La ósmosis ha sido utilizada para determinar pesos moleculares y para estudiar propiedades termodinámicas de soluciones incluyendo el transporte de materia vital para existir; pero es hasta hace poco tiempo cuando el fenómeno de ósmosis y las membranas semipermeables se han hecho una realidad.

Los científicos han reconocido que si el proceso natural de ósmosis pudiera ser invertido; si el agua de una solución más concentrada pudiera difundirse hacia una solución menos concentrada a través de una membrana, entonces se podrían conseguir aplicaciones prácticas. Las sales podrían ser removidas del agua de mar, y las aguas negras podrían ser recuperadas con un gasto pequeño de energía.

Los procesos de separación como son la diálisis y electrodiálisis han sido usados ampliamente desde 1920 que la ósmosis inversa ha empezado a ser considerada seriamente como un proceso de tratamiento de agua.

En 1953 la Oficina de Agua Salada del Departamento del Interior de los Estados Unidos patrocinó la investigación de ósmosis inversa para aplicaciones de desalinización, utilizando membranas semipermeables sintéticas. ⁽⁵⁾

Bajo su patrocinio, Reid y Breton en la Universidad de Florida estudiaron diferentes materiales para las membranas y encontraron que el acetato de celulosa mostraba un grado de permeabilidad al agua y semipermeabilidad a las sales.

Las membranas de acetato de celulosa probadas no permitían el suficiente flujo de agua fresca de producto como para ser económicamente adecuado.

En 1960 Loeb y Sourirajan desarrollaron una membrana de acetato de celulosa modificada que permitía la permeabilidad de agua como 500 veces mayor que las anteriores, aunque aún teniendo un alto grado de rechazo a las sales. Con su enorme contribución, la tecnología de ósmosis inversa dejó de estar solamente en el campo de la investigación. ⁽¹⁵⁾

En 1961 Glen Havens de las Industrias Havens desarrolló un tubo poroso de fibra de vidrio conteniendo una membrana asimétrica. (13)

En 1962 la Aerojet General Corporation estudiaron la aplicación de ósmosis inversa en el tratamiento de las aguas negras. Los resultados indicaron que la ósmosis inversa podría producir agua de alta calidad de un efluente con un tratamiento secundario. (13)

En 1964 Havens Industries demostraron una unidad de conversión de agua de mar en 2 pasos en la planta de San Diego Gas y Electric South Bay y Keilin en Aerojet General investigó y determinó la difusión de la solución a través de la membrana. (13)

En 1965 Manjikian en UCLA desarrolló una solución totalmente orgánica para membranas consistiendo de acetato de celulosa, formamida, y acetona. En el mismo año Merten en el General Atomic encontró una ecuación modificada para el flujo de agua a través de acetato de celulosa, Lonsdale confirmó la predicha asimetría del acetato de celulosa usando el microscopio electrónico, y Sherward y Brian en MIT la magnitud del efecto de la capa cercana. (5)

En 1966 en General Atomic, Merton, Vos y Hatcher determinaron el efecto del pH en la vida de la membrana y Westmoreland y Bray desarrollaron membranas de tubo en espiral. En 1968 en investigación adicional Merton, Lonsdale, Riley, y Vos confirmaron su trabajo anterior en el efecto del pH sobre las membranas y desarrollaron un método de deshidratación de la membrana usando glicerina y surfactantes. En el mismo año Dupont aplicó comercialmente módulos de fibras de nylon para aguas salobres. (5)

En 1967 Clark y Guy en Aqua Chem diseñaron y construyeron una planta de conversión de agua salada en 2 pasos de $303 \text{ m}^3/\text{día}$ (80,000 gpd) para la U.S. Navy. En 1972 Cadotte y Rozelle en North Star Research desarrollaron el NS-1 composición de membrana usando polarización por concentración. (13)

En 1974 Burns y Roe prepararon un análisis preliminar de ingeniería para $378,500 \text{ m}^3/\text{día}$ (100 mgd) Planta Desalinizadora de Yunca. En 1975 Dow Chemical, Dupont, y Fluid Systems, cada una desarrollaron a gran escala módulos para la Oficina de Investigación y Tecnología del Agua. (5)

En 1977 Riley en Fluid Systems desarrolló una membrana formada por módulos espirales. (5)

Los avances en la tecnología de membranas han continuado y el mayor potencial de la ósmosis inversa para resolver los problemas de calidad del agua aún no se han determinado.

SUSTANCIAS QUE ELIMINA LA OSMOSIS INVERSA

II.A.- Remoción de Sustancias Inorgánicas por Osmosis Inversa.

Se tiene mucha información sobre la remoción de sustancias inorgánicas por ósmosis inversa. Existe una gran cantidad de datos que indican que la ósmosis inversa es efectiva en la remoción de estas sustancias del agua potable.

A continuación se hace mención de algunos experimentos en los cuales se han removido sustancias inorgánicas de diferente tipo.

Utilizando membranas de acetato de celulosa en 1964 Sourirajan, en 1965 Loeb y Manjikian y en 1965 Govindan y Sourirajan realizaron experimentos con iones inorgánicos en soluciones acuosas llegando a las siguientes conclusiones: los iones divalentes se remueven con mayor efectividad que los iones monovalentes, las separaciones son similares para iones de la misma valencia, mientras la membrana permanece física y químicamente sin afectar, la aplicación de la ósmosis inversa para la separación de sales inorgánicas es efectiva; el orden de separación corresponde a la serie liotrópica con respecto a ambos cationes y aniones; la cantidad separada depende solamente de la estructura del poro y de la naturaleza química de la membrana con respecto a la de la solución. (1)

En las Figs. 4, 5, y 6 se pueden ver tanto las curvas de características de separación de algunos solutos que se relacionan, como las características de flujo de algunos sistemas de soluciones.

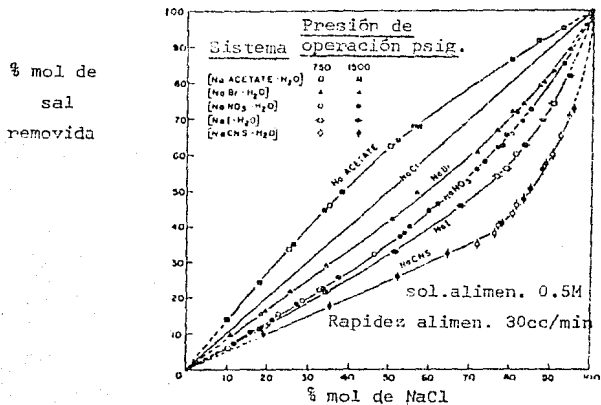


Fig. 4.- Características de separación de algunos solutos relacionados.

% mol de
sal
removida

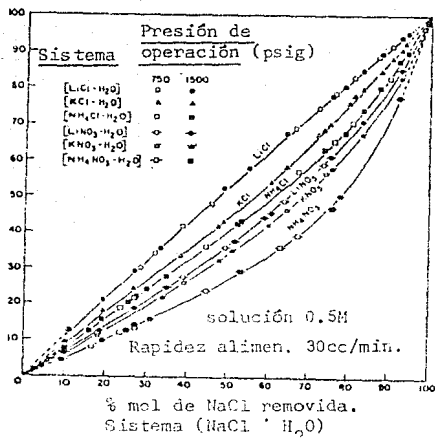


Fig. 5.- Características de separación de algunos solutos relacionados.

Rapidez de
Producción
g/hr a
20°C

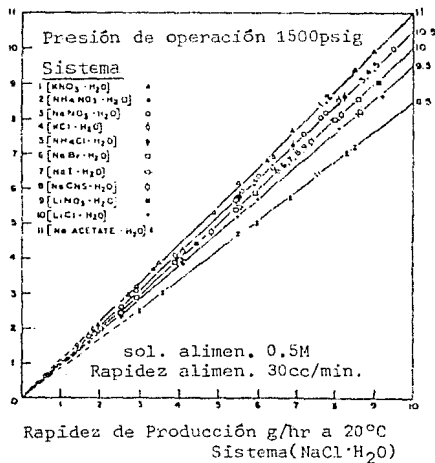


Fig. 6.- Características de flujo de algunos sistemas en solución relacionados.

Erickson y su grupo en 1966 estudiaron las propiedades de desalinización con membranas preparadas de soluciones de celulosa acetato-acetona-formamida, las cuales se probaron a tres temperaturas diferentes. Se observaron propiedades tales como buen rechazo de sales y alto flujo, además de llegar a las mismas conclusiones arriba mencionadas. (7)

Las soluciones complejas de sales multicomponentes mostraron la mayor selectividad preferencial de iones.

Calcio, magnesio y sulfato fueron rechazados de 10 a 30% mejor que el promedio de todos los iones en solución. En estudios de agua de mar y agua salobre, el orden de rechazo de iones fue: $\text{SO}_4^{2-} > \text{Ca}^{2+} > \text{Mg}^{2+} > \text{HCO}_3^- > \text{Na}^+ > \text{K}^+ > \text{Cl}^- > \text{Br}^-$. En sistemas que contenían una mezcla de iones monovalentes y divalentes, los iones divalentes fueron preferencialmente rechazados a expensas de los iones monovalentes. Los iones alcalinotérreos al igual que el sulfato fueron fuertemente rechazados indicando que el signo de la carga iónica no tiene diferencias en el rechazo.

En 1968 Hoffer y Kedem reportaron el rechazo por carga negativa de ácidos y la separación de iones por ósmosis inversa. Después de hacer pruebas con mezclas de ácido sulfúrico y sulfato cúprico y mezclas de ácido clorhídrico y cloruro cúprico, quedó demostrado que el ácido se concentra mientras que el cobre se diluye, y por lo tanto se consigue una separación considerable del cobre. (1)

Se logra una mejor separación entre H^+ y los iones de Cu^+ en la mezcla de clorhídrico-cloruro cúprico.

En 1969 Hindin y Bennett establecieron que los iones trivalentes reaccionan como ácidos de Lewis y forman complejos hidroxí y la mayor parte de los cationes forman hidratos. El orden de permeabilidad de cationes encontrado fue: $\text{Al}^{3+} > \text{Fe}^{3+} = \text{Cu}^{2+} > \text{Na}^+ > \text{NH}_4^+ > \text{N}^+ > \text{K}^+ > \text{Cd}^{2+} > \text{Mg}^{2+} > \text{Ca}^{2+}$. Y el orden de permeabilidad para aniones fue, entonces: $\text{SO}_4^{2-} > \text{CrO}_4^{2-} > \text{Cl}^{1-} > \text{HPO}_4^{2-} > \text{F}^{1-} = \text{CN}^{1-} > \text{NO}_2^{1-} > \text{NO}_3^{1-} > \text{B}_4\text{O}_7^{2-}$. Hindin y Benett en 1969, establecieron que la ósmosis inversa es adecuada para producir agua con una baja concentración iónica (1) (Ver cuadro 1).

Hauck y Sourirajan en 1969 reportaron resultados con una membrana porosa tipo Loab-Sourirajan de acetato de celulosa para el tratamiento de aguas duras, contaminadas y de desecho. Usando aguas de alimentación conteniendo 300 a 800 mg/lit, la dureza expresada como CaCO_3 , las aguas de

Cuadro 1.- Permeación de especies inorgánicas en solución acuosa

Especies Químicas	Flujo gale/pie	Flujo 2/día	Alimentación mg/lt	pH	Producto mg/lt	pH	% de Reducción.
Na ⁺	14.8		10.700	--	1.500	--	86.5
(NaCl)	7.0		105.600	--	21.600	--	83.5
	5.5		1040.600	--	218.000	--	79.0
K ⁺	22.2		5.500	--	0.600	--	90.0
(KCl)	17.6		53.400	--	13.5000	--	74.3
	15.5		521.000	--	316.000	--	39.4
NH ₄ ⁺ - N	6.8		10.800	--	0.300	--	97.2
(NH ₄ Cl)	5.2		48.800	--	1.400	--	97.1
	4.5		250.000	--	24.000	--	90.4
Ca ⁺²	11.6		10.800	--	3.900	--	63.0
(CaCl ₂)	11.0		48.800	--	20.000	--	59.0
	9.9		250.000	--	97.200	--	61.1
Mg ⁺²	16.4		11.100	--	4.000	--	63.9
(Mg Cl ₂)	14.2		54.000	--	21.700	--	60.0
	12.2		102.20	--	39.500	--	61.5
	11.0		266.800	--	102.800	--	61.5
Cd ⁺²	25.8		0.097	--	0.030	--	69.0
(CdCl ₂)	22.3		0.250	--	0.300	--	68.0
	20.8		9.250	--	2.790	--	70.0
Cu ⁺²	14.6		0.960	5.50	0.040	5.61	95.9
(CuCl ₂)	14.0		9.960	5.47	1.390	5.29	86.0
	13.2		100.50	5.20	17.800	5.20	82.3
Fe ⁺³	5.9		0.140	--	0.007	--	95.0
(FeCl ₃)	14.1		1.090	--	0.074	--	93.2
	12.4		9.550	--	0.250	--	97.3
	9.2		93.500	--	1.90	--	97.9
Al ⁺³	11.8		1.260	4.82	0.017	5.31	98.7
(AlCl ₃)	13.0		10.290	4.38	0.510	4.65	95.1
	11.2		150.100	4.08	5.600	3.90	96.2
Mn ⁺⁷	10.7		1.070	--	0.360	--	65.2
(K MnO ₄)	8.7		10.800	--	3.650	--	66.2
	7.8		105.800	--	47.600	--	55.4
Cr ⁺⁶	12.3		0.078	--	0.001	--	98.7
(K ₂ CrO ₄)	11.1		0.475	--	0.008	--	98.3
	10.5		5.010	--	0.250	--	95.0
	9.7		49.600	--	3.220	--	95.5
Cl ⁻	18.1		12.100	--	1.100	--	90.9
(NaCl)	15.8		109.800	--	18.400	--	83.2
	14.4		1080.000	--	284.000	--	73.9
F ⁻	10.3		0.680	--	0.085	--	87.5
(NaF)	10.8		5.080	--	0.900	--	85.1
	16.5		98.800	--	1.000	--	98.3
NO ₂ ⁻ - N	9.2		0.438	5.60	0.075	6.10	82.9
(NaNO ₂)	9.2		4.430	5.68	0.990	6.12	77.7
	8.1		40.100	--	11.250	--	72.0
NO ₃ ⁻ - N	18.3		2.530	6.00	0.810	6.00	88.0
(NaNO ₃)	18.3		25.600	6.25	8.120	6.27	86.3
	18.4		250.000	5.27	67.800	4.92	73.3
CH ⁻	18.0		0.770	7.00	0.130	5.30	33.1
(NaCH)	17.8		7.550	9.00	1.105	6.50	85.1
	18.2		78.100	10.30	15.390	9.00	79.0
SO ₄ ⁻²	14.9		13.800	5.75	<1.0	6.1	>99.9
(Na ₂ SO ₄)	14.8		154.000	5.75	2.0	6.1	98.0
	14.8		1480.00	5.72	<1.0	6.1	>99.9
B ₄ O ₇ ⁻² - B	16.2		1.310	8.70	0.820	5.90	37.0
(Na ₂ B ₄ O ₇)	15.8		13.300	9.00	6.600	7.50	50.3
	15.9		132.00	9.10	64.000	8.30	51.0
SiO ₂ ⁻²	22.0		1.800	8.5	0.415	8.9	77.0
(Na ₂ B ₄ O ₇)	23.0		17.000	10.2	1.400	10.2	91.8
	23.3		175.000	11.3	11.460	11.3	93.5
PO ₄ ⁻³	42.5		2.900	7.00	0.350	--	88.0
(Na ₂ HPO ₄)	40.6		29.700	7.50	3.550	--	88.0
	35.8		238.000	7.70	80.000	--	66.0

producto pueden salir solamente con 2 mg/litro menos, obteniendo 90% de producto recuperado, con un promedio de flujo inicial de 65 lt/m²h (30gpd/ft²) a 6.9 MPa (1000 psig). Quedó demostrado que la ósmosis inversa se puede usar para el tratamiento económico de aguas duras naturales e industriales para obtener aguas de calidad aceptable para uso doméstico así como para calderas de altas presiones.⁽¹⁾

Milstead y su grupo midieron el rechazo de dióxido de carbono con membranas de acetato de celulosa asimétricas en pruebas tanto de laboratorio como de campo. El ion carbonato fue rechazado fuertemente por el acetato de celulosa y el orden de permeabilidad para las especies de carbonato fue de $\text{CO}_2 > \text{HCO}_3^- > \text{CO}_3^{--2}$. (Ver cuadro 2 y observar resultados).⁽¹⁾

Cuadro 2.- Resultados de pruebas con agua corriente acidulada.

	Alimentación	Producto	Salmuera
pH	6.4	6.0	6.5
CO ₂ (ppm)	44	40	45
HCO ₃ (ppm) CO ₂)	48	8	59
pH	6.1	5.6	6.2
CO ₂ (ppm)	66	66	66
HCO ₃ (ppm) CO ₂)	37	10	46
pH	5.5	5.6	5.4
CO ₂ (ppm)	76	74	80
HCO ₃ (ppm) CO ₂)	12	9	13
pH	4.9	5.4	4.8
CO ₂ (ppm)	101	95	100
HCO ₃ (ppm) CO ₂)	6	8	4

El cuadro 3 muestra que la ósmosis inversa es efectiva para remover los contaminantes más comunes como son: nitratos, boratos, fluoruros, cloruros, fosfatos, ABC e iones amonio.

A continuación se mencionarán algunos de los diferentes experimentos que se han realizado en cuanto a la separación de metales del agua por ósmosis inversa.

Hauck y Sourirajan en 1969 indicaron que la ósmosis inversa es también efectiva al tratar aguas de sobranes de plateados.⁽¹⁾

Cuadro 3.- Separación de algunos contaminantes del agua.

Sistema	Soluto conc. en alimentación ppm	Producto	
		Soluto conc. ppm	Producto rapidez gal/día pie ²
NaNO ₃ -H ₂ O	492	87	27.3
Na ₂ B ₄ O ₇ -H ₂ O ^b	524	16	26.1
NaF-H ₂ O	505	26	26.4
NaCl-H ₂ O	507	78	27.6
ABS-H ₂ O	95	<1	20.9
ABS-H ₂ O	300	<1	19.6
NH ₄ NO ₃ -H ₂ O	487	97	23.2
Na ₃ PO ₄ -H ₂ O	480	3	20.4

En 1973 Mixon condujo estudios a escala con membranas de acetato de celulosa y de poliamidas para establecer la eficiencia en el rechazo de bario, cadmio, cromo, cobre, plomo y zinc. Los experimentos se llevaron a cabo usando trazas de estos metales a diferentes concentraciones, usando como aguas de alimentación: agua potable de desecho y agua salobre. En el cuadro 4 se muestra que el rechazo de los metales en las mezclas no tiene la gran diferencia que hay en los metales individualmente. (5)

Cuadro 4.- Comparación de separación por ósmosis inversa de sistemas de metales individuales y multicomponentes. (presión de rechazo=400psi; temperatura=16-20°C)

Metal	Ión individual ^a		Combinaciones de iones ^a		Combinaciones de iones ^b		Combinaciones de iones ^c	
	conc. mg/lit.	% rechazo	conc. mg/lit.	% rechazo	conc. mg/lit.	% rechazo	conc. mg/lit.	% rechazo
Ba	0.75	>86.7	0.85	>88.2	0.70	>14.3	0.80	>50
	9.15	97.1	7.05	>93.6	10.0	>94.0	10.0	>96
Cd	0.10	>90.0	0.10	>90.0	0.20	>95	0.25	>96
	0.96	97.9	1.00	98.7	1.40	99.3	1.5	>99.3
Cr	0.94	95.8	1.01	95.0	1.00	>99.0	0.80	89.6
	9.25	88.6	8.65	93.2	6.20	87.7	8.2	76.8
Cu	0.65	>97.0	0.70	94.8	0.75	98.6	1.0	>99
	6.25	99.4	6.50	99.2	15.2	99.4	9.5	99.5
Pb	0.95	>99.5	1.10	97.8	-----	-----	-----	-----
	9.30	97.0	4.75	99.9	-----	-----	-----	-----
Zn	10.0	91.6	9.40	92.6	9.10	98.7	10.0	98.8
	31.4	97.3	32.8	99.5	38.0	99.4	19.0	99.0

^a en agua corriente

^b en un efluente de un clarificador secundario

^c en un efluente de clarificadores de lodos

En el cuadro 5 se ve que las eficiencias en la remoción de todos los metales fue buena con excepción del cobre en aguas de desecho.

La remoción de metales resultó ser independiente del tipo de membrana, de la presión de operación, del pH del tipo de agua. Se obtuvo una remoción mayor del 90% para cada metal sin ninguna reducción del rechazo al paso del tiempo.

Cuadro 5.- Eficiencias de remoción en general para cada metal de acuerdo al tipo de agua.

Metal	Tipo de agua		
	Potable	Salobre	Desecho
Ba	>87.0	>92.0	>92.0
Cd	>98.0	>98.0	>98.0
Cr	92.7	>94.6	93.3
Cu	>99.0	94.5	79.2
Zn	91.1	96.5	97.9

Johnston describió el rechazo selectivo de varias sales de cloruros metálicos pesados, por membranas en la ósmosis inversa de acetato de celulosa. Apparently las propiedades termodinámicas de la solución ejercían los efectos de control en el rechazo selectivo de los cationes de metales pesados. El rechazo selectivo de soluto dependió principalmente de las interacciones de los cationes divalentes con el agua de la mayor parte de la solución. Johnston en 1975 concluyó que el criterio de control completo para estas interacciones resultó ser las energías libres parciales molares de hidratación y las entropías de los iones en solución.⁽⁵⁾

Los estudios sobre el comportamiento de sales metálicas de Cu^{2+} , Ni^{2+} , Fe^{3+} , Al^{3+} así como de zinc y de níquel en la separación por ósmosis inversa, realizados por Sastri y Ashbrook en 1976, por Sastri en 1977 y 1978 arrojan las siguientes conclusiones, observando el cuadro 6:⁽⁵⁾

Los cationes de carga mayor se separaron mejor que los cationes de menor carga, siendo el orden de separación: $\text{M}^{3+} > \text{M}^{2+} > \text{M}^{1+}$.

El porcentaje de separación de soluto de las sales del mismo catión pero diferente anión resultó ser mayor en todos los casos para las sales de sulfato que las de nitrato.

El porcentaje de separación de soluto aumentó al incrementar el valor de la constante de equilibrio del par iónico.

El par iónico muestra una mejor separación que la del catión hidratado.

En el caso del zinc, la separación de solutos se atribuye a la concentración de especies de pares iónicos presentes en solución.

Los pares iónicos en solución ($Ni^{2+}SO_4^{2-}$) se separaron mejor que los iones divalentes de níquel.

Las membranas de acetato de celulosa que dan un porcentaje de separación de 91.6 para NaCl son adecuados para producir agua de buena calidad para la mayoría de operaciones.

En todos los casos al aumentar la concentración de alimentación se encontró un decremento en la velocidad de producción.

Cuadro 6.- Información sobre la separación de solutos.

Sal (ppm)	1		2		3		4		5	
	% S	RP	% S	RP	% S	RP	% S	RP	% S	RP
CuSO ₄ (109)	98.07	10.78	>99.54	14.96	99.45	18.24	98.62	26.52	95.69	36.21
CuSO ₄ (224)	97.86	10.81	99.33	14.96	99.33	18.18	98.30	26.39	95.09	35.76
CuSO ₄ (260)	—	10.62	99.51	14.72	99.39	17.93	97.89	26.11	95.29	35.60
CuSO ₄ (1120)	99.04	10.31	99.71	14.28	99.43	17.36	97.74	25.31	96.43	34.36
CuSO ₄ (1370)	98.94	10.78	99.64	14.91	99.30	18.11	97.52	26.43	93.94	36.06
Cu(NO ₃) ₂ (1300)	94.31	11.09	90.92	15.4	86.08	18.84	81.85	26.14	67.08	34.64
NiSO ₄ (53)	98.11	10.81	99.06	14.98	99.25	18.25	99.06	26.49	97.74	35.99
NiSO ₄ (60)	—	10.94	98.17	15.11	98.70	18.35	97.50	26.67	97.50	36.18
NiSO ₄ (1170)	99.56	10.82	99.60	14.94	99.50	18.11	98.40	25.64	94.87	35.14
NiSO ₄ (1220)	99.55	10.65	99.65	14.68	99.56	17.80	98.36	25.75	95.29	34.64
NiSO ₄ (2515)	99.21	10.49	—	14.48	99.30	17.56	97.32	25.64	93.44	34.45
NiCl ₂ (838)	97.97	10.49	97.85	14.45	96.81	17.56	91.29	23.39	80.25	34.39
NH ₄ (NO ₃) ₂ (1181)	97.38	10.47	97.12	14.42	95.71	17.52	88.26	25.35	74.70	34.42
Fe ₂ (SO ₄) ₃ (60)	>98.33	11.74	>98.33	16.24	>98.33	19.65	>98.33	26.70	98.06	34.90
Fe ₂ (SO ₄) ₃ (1950)	99.61	10.57	99.28	14.57	98.67	17.50	98.87	24.02	95.96	30.86
Fe(NO ₃) ₃ (1179)	98.48	10.80	97.98	15.06	97.00	18.18	94.79	25.39	90.00	32.62
Al ₂ (SO ₄) ₃ (1480)	99.80	11.45	99.60	15.81	97.23	18.42	93.38	26.68	94.51	31.82
Al(NO ₃) ₃ (934)	98.29	11.35	96.57	15.79	95.29	18.94	93.04	26.55	88.87	34.18

Rapidez de producción en gal pie⁻² día⁻¹

% S = % de separación de soluto

RP = Rapidez de producción

Johnston y Lim al estudiar la remoción de contaminantes inorgánicos en 1978, por ósmosis inversa con membranas de acetato de celulosa, encontraron que los diferentes metales pesados estudiados fueron rechazados efectivamente. La membrana de acetato de celulosa capaz de rechazar 70% de NaCl de una solución estándar, rechazó más de 80% de cada metal, menos Mg^{2+} el cual fue rechazado un 73.5%.⁽⁵⁾ Cuadro 7.

Cuadro 7.- Eficiencias de remoción de metales por ósmosis inversa

Cloruro del metal	pH de solución 10 mg/lt	% Remoción de metal ^a	
		NaCl ₇₀	NaCl ₉₀
(1) K^{+1}	6.3	88.1	94.0
(2) Ba^{+2}	5.8	88.3	100.0
(3) Be^{+2}	4.3	83.8	97.0
(4) Ca^{+2}	5.9	80.8	94.1
(5) Cd^{+2}	5.5	85.1	98.3
(6) Co^{+2}	5.8	81.9	96.0
(7) Cu^{+2}	5.4	84.1	98.6
(8) Fe^{+2}	5.1	82.0	96.2
(9) Hg^{+2}	6.1	73.5	90.0
(10) Mn^{+2}	5.8	84.2	97.5
(11) Ni^{+2}	5.9	81.8	95.2
(12) Pb^{+2}	5.2	85.5	97.6
(13) Sn^{+2}	4.0	99.3	100.0
(14) Sr^{+2}	5.9	84.1	96.3
(15) Zn^{+2}	5.6	83.4	97.3
(16) Al^{+3}	4.4	97.3	100.0
(17) Cr^{+3}	4.2	99.1	100.0
(18) Fe^{+3}	3.4	100.0	100.0

^a soluciones 10mg/lt a 1724 KPa (250 psi)

Se observa una vez más que los iones trivalentes se rechazan mejor que los iones con valencias menores.

En 1979 Burns y Roe reportaron que los valores de rechazo de iones divalentes son relativamente insensibles a cambios de rechazo de la membrana. A rechazos altos la razón de reducción es más significativa.⁽⁵⁾

La razón de reducción se define como la relación entre la concentración de alimentación (Ca) y la concentración del producto o permeado (Cp). Se calcula de la siguiente manera:

$$\frac{Ca}{Cp} = \frac{1}{(1-R)}$$

donde,

$$R = \% \text{ rechazo}/100$$

Por ejemplo, a 98% de rechazo, la razón de reducción es 50 a 1 y a 99% es de 100 a 1. En el cuadro 8 se enlistan los rechazos más comunes de iones para agua de alimentación de 3600 mg/lit a un 70 y 75% de recuperación y una presión de operación de 2.76 MPa (400 psig.). En el cuadro 9 se muestran rechazos de algunos iones menores y en el cuadro 10 se enlistan las razones de reducción para sales de sodio y magnesio, así como en el cuadro 11 se pueden ver las razones de reducción de algunos cloruros metálicos.

Cuadro 8.- Información sobre rechazos más comunes de iones.

Config Membrana	Porcentaje de Rechazo								
	TDS	Ca ⁺²	Mg ⁺²	Na ⁺¹	K ⁺¹	SO ₄ ⁻²	Cl ⁻¹	HCO ₃ ⁻¹ *	unida.
Fibras	97.8	99.1	99.2	97.4	96.9	99.7	96.9	71.2	6.27
Huecos	96.7	97.2	97.1	96.9	96.3	97.1	96.7	18.1	5.38
CTA	96.3	96.6	96.5	96.2	95.6	96.6	96.3	0	5.02
Fibras Huecos PA	97.1	99.7	99.8	96.1	97.4	99.4	95.9	54.4	5.60
Tubo Espiral CAB	96.8	99.7	99.5	96.0	95.6	99.6	95.3	37.5	5.45
Tubo Espiral CA	96.9	99.4	99.4	95.9	95.3	99.3	95.5	59.9	5.92

* HCO₃⁻¹ Rechazo vs. pH

Cuadro 9.- Información sobre rechazos de iones.

<u>Ion</u>	<u>% Rechazo</u>
Fe ⁺²	99+
Mn ⁺²	99.9+
NO ₃ ⁻¹	70-80
SiO ₂	86-90
PO ₄ ⁻³	99+

Cuadro 10.- Razones de reducción para sales de sodio y magnesio.

	<u>Sodio</u>	<u>Magnesio</u>
SO ₄ ⁻	106	670
OAc ⁻	88	-
HCO ₃ ⁻	60	-
F ⁻	58	-
Cl ⁻	31	190
Br ⁻	18	-
NO ₃ ⁻	10	130
CN ⁻	8	-
SCN ⁻	6	-

Cuadro 11.- Razones de reducción en orden periódico de cloruros metálicos.

Soluciones 0.1 M, 600 psig. 75°F										
NaCl = 31/1										
Números de hidratación en paréntesis.										
IIA			VIII				IB		IIB	F
Li 40/1 (3.4)			Co ⁺² 184/1	Ni ⁺² 110/1	Cu ⁺² 92/1	Zn ⁺² 119/1 (5.3)			59/1 (1.8)	
Na 31/1 (2.0)	Mg 210/1 (5.1)							Cl (0.9)		
IIIB										
K 22/1 (0.6)	Ca 114/1 (4.3)							Br 17/1 (0.9)		
Rb 26/1										
Cs 32/1 (0)	Ba 125/1 (3.0)	La 354/1 (7.5)								

Uno de los casos interesantes fue el de boro y fluoruro, con el cual se encontró que el rechazo de ciertos iones depende del pH, ya que con membranas de acetato de celulosa a un pH de 6 no es efectiva la remoción de estos iones.

Shields en 1979 presentó casos de plantas de ósmosis inversa en Europa y Estados Unidos que utilizan membranas de poliamida aromática. Los resultados han sido que con aguas de alimentación con un número total de sólidos disueltos entre 200 y 42,00 mg/lit. se produce agua de acuerdo a los estándares del agua potable para número total de sólidos disueltos. (8)

Subramanian en 1980 investigaron el comportamiento por separación en ósmosis inversa de sulfato, tiosulfato, ditionato, tritionato, y tetra-tionato, usando membranas de acetato de celulosa. Los intervalos de presiones de operación fueron de 0.7 a 2 MPa (100 a 300 psig.), y para cada sal estudiada el porcentaje de separación alcanzó su máximo a 2 MPa (300 psig). Las velocidades de producción aumentaron linealmente de la presión menor a la mayor. En los cuadros 12 y 13 se presentan varios datos de separación de especies de tiosales. (8)

Como cualquier otro sistema, el sistema de ósmosis inversa requiere atención para operar efectivamente. Sin embargo, existe gran cantidad de información que indica que el sistema de ósmosis inversa es efectivo para remover sustancias inorgánicas del agua potable.

Cuadro 12.- Información sobre la separación de tiosales.

Especies	Efluente 1		Efluente 2		Efluente 3		Efluente 4		Efluente 5		Efluente 6	
	Alimen	Prod	Alimen	Prod	Alimen	Prod	Alimen	Prod	Alimen	Prod	Alimen	Prod
SO ₄ ²⁻ Libre	1085	124	1344	98.9	374	33	1450	99	317	16	653	54
Total Tiosales (como SO ₄)	3379	144	3523	144	931	78	2592	103	854	45	2362	54
S ₂ O ₃ ²⁻	985	11	896	<1	202	<1	482	<1	39	<1	426	<1
S ₂ O ₄ ²⁻	233	25	179	13.4	112	7	67	5	123	9	314	9
S ₂ O ₅ ²⁻	403	<1	211	3.8	—	—	115	<1	—	—	192	<1
S ₂ O ₆ ²⁻	128	18	160	27.2	—	—	80	<1	—	—	160	<1
SO ₃	32	<1	—	—	8	<1	—	—	—	—	88	<1

Todas las concentraciones estan en ppm; presión 300 psig.

Cuadro 13.- Información sobre la separación de tiosales.

Especies	Efluente 7		Efluente 8		Efluente 9		Efluente 10		Efluente 11		Efluente 12	
	Alimen	Prod	Alimen	Prod	Alimen	Prod	Alimen	Prod	Alimen	Prod	Alimen	Prod
SO ₄ ²⁻ Libre	1478	120	854	58	1344	44	1642	79	1125	81	1632	51
Total Tiosales (como SO ₄)	3715	204	3005	132	4176	155	4378	135	3610	156	2918	161
S ₂ O ₃ ²⁻	616	26	750	12	336	9.6	750	18	750	27	370	3.8
S ₂ O ₄ ²⁻	1107	43	1344	35	2137	27	1250	16	1004	8.6	1001	10
S ₂ O ₅ ²⁻	902	9.6	499	1	1190	9.6	1056	5.8	749	5.8	461	3.8

Todas las concentraciones estan en ppm; presión 300 psig.

II.B.- Remoción de Sustancias Orgánicas por Osmosis Inversa.

En base al mecanismo que propuso Sourirajan en 1963, a partir de la ecuación de adsorción de Gibbs, para la desmineralización de soluciones de cloruro de sodio por membranas porosas, con respecto a la cantidad de separación de las sustancias orgánicas en solución acuosa usando membranas de acetato de celulosa, se estableció el siguiente orden: en base al cuadro 14. ⁽¹⁶⁾

n-propanol > etanol

isopropanol > n-propanol

isobutanol > n-butanol

ter-butanol > sec-butanol > n-butanol

acetaldehido > alcohol etílico > acetona > ácido acético

Cuadro 14.- Separación de algunas sustancias orgánicas en solución acuosa usando membranas preencogidas de acetato de celulosa tipo Schleicher y Schuell,

No. de Membrana	Solutos	Concn. de Sol. alimen.		Rapidez de Alimen. Cc./min.	Presión de Operación P.S.I.G.	% mol Solutos Removido
		Modulidad	% Peso			
9	alc. etílico	0.5	2.25	30	1500	36.0
9	alc. n-propílico	0.5	2.92	30	1500	45.7
9	alc. isopropílico	0.5	2.92	30	1500	66.7
15	alc. n-butílico	0.25	1.82	30	1500	35.8
15	alc. isobutílico	0.25	1.82	30	1500	67.2
15	alc. sec-butílico	0.25	1.82	30	1500	64.2
15	alc. tert-butílico	0.25	1.82	30	1500	90.8
1	acetaldehido	0.25	1.09	30	750	39.4
1	alc. etílico	0.25	1.14	30	750	26.9
1	acetona	0.25	1.43	30	750	24.3
1	ác. acético	0.25	1.48	30	750	20.5
5	glicerol	0.5	4.40	30	750	87.4
5	etilen glicol	0.5	3.01	30	750	60.0
3	sacarosa	0.5	14.61	30	750	99.1
8	dextrona	0.25	4.31	30	750	97.1
8	sorbitol	0.25	4.36	30	750	96.8
8	pentacritritol	0.07	0.34	30	750	92.5
8	formato de sodio	0.25	1.67	30	750	79.7

Sourirajan en 1964 estableció que para cualquier material de membrana dado, el grado de separación y razón de permeabilidad son características independientes de la membrana las cuales se pueden cambiar variando su estructura porosa. ⁽¹⁶⁾ Se encontró que la naturaleza química de la superficie de la membrana determina la dirección de separación para un sistema de alimentación dado. La presión de operación afectó la separación y

Las características de flujo de una membrana de acetato de celulosa para un sistema n-heptano-EtOH (fig. 7). La variación de la rapidez de flujo de producto y el enriquecimiento de alcohol indicaron que el proceso involucra un flujo capilar del líquido a través de membrana porosa.

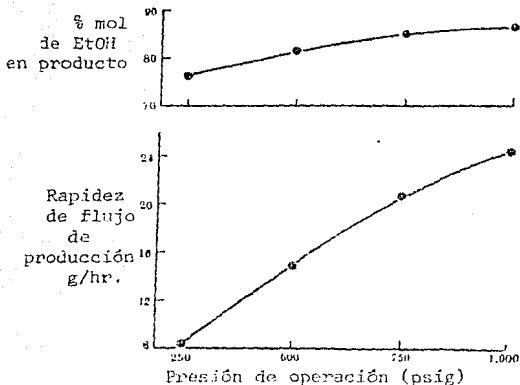


Fig. 7.- Efecto de la presión de operación en la separación y características de flujo de una membrana de acetato de celulosa.

Sourirajan estudió un 1965 la separación y características de permeabilidad de las membranas porosas de acetato de celulosa del tipo S&S para varios solutos orgánicos en solución acuosa. El siguiente orden de separación se obtuvo: (16)

n-propanol > etanol > n-butanol

isopropanol > n-propanol

ter butanol > sec-butanol > isobutanol > n-butanol

Glicerol > etilen glicol > n-propanol

acetaldehído > etanol > ácido acético

ácido propiónico > ácido acético

NaCl > cualquiera de los solutos orgánicos anteriores

La permeabilidad de la membrana de acetato de celulosa se vió afectada por contacto con las soluciones orgánicas acuosas. La cantidad de separación de soluto disminuyó, pero sólo lentamente, con el aumento de la concentración de alimentación, mientras que la rapidez de producto corres-

pendiente disminuyó más rápidamente. El porcentaje de remoción, aumentó con el aumento en la presión de operación en el intervalo de 3.4 a 10.3 MPa (500 a 1,500 psig.). La cantidad de separación de soluto disminuyó y la rapidez del producto aumentó con un aumento en la temperatura de operación. Sourirajan concluyó que el proceso de ósmosis inversa se puede aplicar en la separación industrial de una amplia variedad de solutos en soluciones acuosas y no acuosas usando membranas porosas de acetato de celulosa.

Sourirajan y Sirianni sugirieron en 1966 la posible aplicación de la técnica de separación por membranas como un método para estudiar las propiedades en solución de sustancias tensoactivas, e ilustraron el uso de membranas porosas de acetato de celulosa de alto flujo para la remoción de detergentes de las soluciones acuosas por ósmosis inversa. (17)

Varios agentes tensoactivos no iónicos polioxietilados (tritonos) en soluciones acuosas fueron examinados (Ver cuadro 15). Las membranas de acetato de celulosa fueron sensibles a la rapidez de flujo de alimentación. Un aumento en la rapidez de alimentación incrementó ambos, la cantidad de separación de soluto y la rapidez de producto grandemente debido a la alta turbulencia en la celda y consecuentemente menor concentración en la vecindad de la superficie de la membrana (Ver cuadro 16). Sourirajan y Sirianni concluyeron que la membrana de acetato de celulosa en el proceso de ósmosis inversa puede ser de interés práctico desde los puntos de vista de control de contaminación de agua y renovación de agua.

Cuadro 15.- Separación de tritonos en soluciones acuosas usando membranas porosas de acetato de celulosa.

Tipo de membrana 4 & S-UA.		
Conc. de alimentación 2 g. Triton/100 g. agua		
Rapidez flujo de alimen. 120 cc./min		
Presión de operación 1000 p.s.i.g.		
Soluto	% soluto removido en producto	Rapidez de producción G./Hr.
Triton N-128	90.0	38.7
Triton X-165	71.4	41.1
Triton X-205	69.2	41.4
Triton X-305	71.8	36.5

Tritons = agentes tensoactivos no iónicos polioxietilados.

Cuadro 16.- Remoción de tritons de soluciones acuosas usando membranas porosas de acetato de celulosa

Nº. de Membrana	Temp. ° C.	Tipo soluto	Tipo de membrana		CA-NRC-18		R F gal./d./pie ²
			Conc. de alimen.		% Triton/100g. agua		
			Presión de operación		1500 p.s.i.g.		
			R A 30 Cc./Min.		R A 120 Cc./Min.		
			% soluto removido producto	R P g./hr.	% soluto removido producto	R P g./hr.	
198	86	N-128	93.6	16.1	98.6	42.4	32.5
203	89	X-165	97.3	15.1	99.1	38.4	29.4
202	90	X-205	98.1	14.0	99.1	38.6	29.5
203	89	X-305	98.1	12.6	100	34.3	26.2

R A = Rapidez de alimentación

R P = Rapidez de producción

Tritons = agentes tensoactivos

En 1967 Ironside y Sourirajan usaron membranas de acetato de celulosa para tratar agua de alimentación conteniendo de los siguientes agentes tensoactivos: 370 mg/lt. de dioctil sulfosuccinato de sodio y 512 mg/lt. de sulfonato de alquibenceno de sodio, los cuales se redujeron a menos de 0.5 mg/lt. y 0.6 mg/lt., respectivamente, a una rapidez de agua de producto de $0.98 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ ($24 \text{ gpd}/\text{pie}^2$). Se concluyó que la ósmosis inversa puede separar los ingredientes contaminantes del agua presentes en las soluciones de alimentación probadas y dar por resultado aguas de calidad aceptable. (17)

Merten y su grupo en 1968, demostraron que las membranas de acetato de celulosa sirven como una barrera excelente de materia suspendida, incluyendo coloides y moléculas orgánicas muy disueltas. Después de analizar la información de Sourirajan, se encontró que la retención en una serie homóloga aumenta con el aumento de peso molecular y, con peso molecular constante, con el aumento de ramificación. Los nitrilos y amidas de bajo peso molecular mostraron una retención moderada, similar a la de compuestos oxigenados de peso molecular parecido. Sustancias aromáticas en jugos cítricos, que la mayoría son hidrocarburos, se retuvieron mucho mejor que los componentes aromáticos del jugo de manzana, los cuales

en su mayoría son ésteres, alcoholes, y aldehidos. Se reportaron valores de retención de proteína de 98 y 99% en el desperdicio del proceso de concentrar pescado, un 99.9% de retención de azúcar en la concentración de savia de maple, y retenciones de 90 a 98 % para la demanda de oxígeno bioquímico y oxígeno químico. (17)

Los no electrolitos de bajo peso molecular como grupo, no fueron rechazados grandemente. En 1969 Lonsdale y su grupo establecieron que los componentes fenólicos no serán rechazados y que a concentraciones tan bajas como $5 \times 10^{-4}M$, los compuestos fenólicos pueden afectar seriamente el funcionamiento de la membrana. (5) En base a la información del p-diclorobenceno, se predijo que los hidrocarburos clorados también serán débilmente rechazados. Algunos pesticidas y herbicidas en aguas naturales no se removerán con membranas de acetato de celulosa en ósmosis inversa. Sin embargo el ácido 2,4-diclorofenoxiacético fue muy bien rechazado, posiblemente porque el ácido se disoció en su mayoría a la concentración estudiada. (7)

Hindin y su grupo en 1969 investigaron la remoción de compuestos orgánicos por ósmosis inversa y concluyeron que la ósmosis inversa ofrece un medio de producción de agua baja en sustancias orgánicas desde ambos sistemas acuosos, el de un sólo soluto y el de múltiples solutos (Ver cuadro 17). (5)

Establecieron que los compuestos en un sistema acuoso con una presión de vapor significativamente mayor que la del agua, como el fenol, pueden aparecer en grandes cantidades en el agua renovada.

Kopecek y Sourirajan en 1970, reportaron que la técnica de ósmosis inversa es aplicable para la separación de mezclas binarias de alcoholes y/o hidrocarburos, incluyendo mezclas azeotrópicas e isoméricas. (17) No fue posible hacer generalizaciones simples con respecto a la dirección de separación (Ver cuadro 18), enfatizando la naturaleza compleja del criterio en fisicoquímica de la adsorción en ósmosis inversa. Los hidrocarburos tendieron a colapsar la estructura porosa de las membranas de acetato de celulosa y Kopecek y Sourirajan establecieron que para mezclas de alimentación conteniendo hidrocarburos, otro tipo de membranas tendrán que ser desarrolladas para la aplicación de la ósmosis inversa.

Cuadro 17.- Permeación de especies químicas en solución acuosa o dispersión.

Especies Químicas	Plujo gal/plie ² /d.	Alimentación amt/lt	pH	Producto amt/lt	pH	% Reducción
Aquil benceno	16	1.06 mg	--	0.06 mg	--	94.0
Sulfato (ABS)	14	5.30 mg	--	0.52 mg	--	90.0
	18	10.60 mg	--	1.94 mg	--	82.0
Aquil benceno lineal	19	0.935 mg	7.2	0.120 mg	7.4	97.2
Sulfato (IAS)	18	9.600 mg	5.0	0.095 mg	5.6	99.1
	18	10.100 mg	5.0	0.073 mg	5.8	99.3
Oleato de sodio	7	38.800 mg	--	0.004 mg	--	99.9
Estearato sodio	10	40.000 mg	--	0.005 mg	--	99.9
Laurato de sodio	10	25.000 mg	--	<0.005 mg	--	99.9
Acete de motor	28	10.000 mg	--	<0.06 mg	--	99.7
SAB-20	19	10.000 mg	--	<0.06 mg	--	99.7
Acido tánico	12	1.110 mg	4.7	0.100 mg	5.50	90.0
	11	11.100 mg	4.6	0.850 mg	7.30	92.1
	11	56.000 mg	3.9	2.880 mg	5.10	94.9
Lindano	18	50 ng*	--	6.0 ng	--	84.0
	16	500 ng	--	133 ng	--	73.4
pp'-DDT	20	910 ng	--	<3 ng	--	37.3
	19	5940 ng	--	<3 ng	--	99.5
	17	7000 ng	--	14 ng	--	99.5
TDR técnica (DDD)	15	23 µg	--	<0.006 µg	--	99.9
	15	69 µg	--	<0.006 µg	--	99.9
	14	532 µg	--	<0.006 µg	--	99.9
Benceno hexacloruro (BHC)	14	630 µg	--	306 µg	--	52
Caseína	19	100 mg	6.6	<1.0 mg	6.4	99
	17	1000 mg	7.8	1.6 mg	7.1	99
Peptona	17	100 mg	4.5	<2.0 mg	6.0	98
	17	1000 mg	4.0	<2.0 mg	6.1	99
Celulosa	24	8.4 mg	--	3.3 mg	--	61
	25	47.0 mg	--	14.6 mg	--	69
Albumina soluble	15	1.18 mg	--	<0.3 mg	--	74
	16	8.30 mg	--	<0.3 mg	--	91
	13	12.80 mg	--	<0.3 mg	--	97
Acido fólico técnico	11	1000 U**	6.5	<5 U	6.4	99
	12	2000 U	6.5	<5 U	6.2	99
	9	11000 U	9.2	<5 U	6.5	99
	12	22000 U	9.9	<5 U	6.4	99

*ng= nanogramo (10⁻⁶ mg)

**unidades de color

Cuadro 18.- Separación de mezclas azeotrópicas por ósmosis inversa.

Nº de membrana	sistema A-B	Tipo de membrana CA-NRC-10		Rendimiento de producción G/Hr.
		Presión de operación 100 psig	Área de la membrana 9.0 cm ²	
		i mol de A en		
		Aliment.	Producto	
32	MeOH-benzene	61.4	71.5	0.7
121	EtOH-n-heptane	67.6	84.0	68.9
122	EtOH-CCL	38.5	48.5	56.3
36	EtOH-benzene	44.8	48.0	2.4
123	EtOH-cyclohexane	44.5	74.0	41.5
33	EtOH-toluene	81.0	84.0	27.6
206	n-PrOH-benzene	20.9	26.1	2.7
31	n-PrOH-benzene	20.9	24.5	16.2
206	n-PrOH-toluene	60.0	58.6	3.5
206	Iso-PrOH-benzene	39.3	33.7	2.9
19	Iso-PrOH-benzene	39.3	37.5	34.9
206	Iso-PrOH-toluene	77.0	71.9	2.6
20	Iso-PrOH-toluene	77.0	74.5	30.0
21	n-BuOH-cyclohexane	11.0	4.5	3.7
27	n-BuOH-toluene	37.0	39.6	36.2
26	Iso-BuOH-benzene	10.0	13.0	28.8
25	Iso-BuOH-toluene	50.0	43.0	8.4
206	Iso-BuOH-toluene	50.0	42.5	1.4

En 1973 Kaup estableció que partículas pequeñas no electrolíticas que forman enlaces con hidrógeno son permeables, y que sustancias orgánicas simples de cadena recta, de cuatro carbonos o menos, pasan a través de las membranas si tienen habilidades de enlace con hidrógeno. Como ejemplos se tienen alcoholes, aldehidos, ácidos, aminas, peróxido de hidrógeno, urea, acetomida, y nitratos. Hizo notar que el rechazo de sustancias orgánicas se mejora si las moléculas van siendo de mayor tamaño, estéricamente impermeables cuando se neutralizan en sales. Como ejemplo está el ácido acético, que fácilmente penetra a través de las membranas de acetato de celulosa como ácido libre, pero es rechazado en un 92 a 99% cuando se combina para formar la sal iónica de sodio. (5)

Klein y su grupo en 1975, desarrollaron un proyecto de separación y concentración para detectar sustancias orgánicas en el agua potable. (5) Encontraron que los compuestos que se pueden ionizar, tales como el ácido benzoico, ácido benceno sulfónico, y aminas son fácilmente rechazados por ambas membranas, la de acetato de celulosa y la de atil celulosa, y en su forma de sales, el rechazo fue aún más pronunciado. El rechazo de compuestos que son débilmente ionizables fue una función del pH, y mientras más cargadas eran las especies, el rechazo fue mejor.

Chian y su grupo en 1975 evaluaron las membranas de acetato de celulosa y la de polietilénimina en unión cruzada en la remoción de una amplia variedad de pesticidas, incluyendo hidrocarburos clorados, organo-fosforados, y varios otros pesticidas⁽⁵⁾ (Ver cuadro 19, 20 y 21).

Cuadro 19.- Remoción de pesticidas clorados por ósmosis inversa.

	Membrana	Cantidad de pesticidas (μg) en solución				Adorción ^a calculada	%	Adorción ^b calculada
		Alimento Original	Retenido	Permeado	Adorción ^a			
Aldrin	NS-100	142.3	6.9	N.D. ^c	135.4	100	95.15	
	CA		29.1	N.D.	113.2	100	79.55	
Lindano	NS-100	506.4	440.2	6.3	60.9	98.95	12.03	
	CA		157.5	2.5	346.4	99.51	68.40	
Heptacloro	NS-100	145.1	5.4	N.D.	139.7	100	95.28	
	CA		28.1	N.D.	117.0	100	80.63	
Hetacloro epoxido	NS-100	305.9	25.6	0.5	280.8	99.84	91.50	
	CA		71.5	0.7	234.7	99.77	76.47	
DDT	NS-100	69.0	4.2	N.D.	64.9	100	94.06	
	CA		13.6	N.D.	55.4	100	80.25	
DDT	NS-100	42.0	2.4	N.D.	39.6	100	94.29	
	CA		N.D.	N.D.	42.0	100	100	
Dieldrin	NS-100	321.3	14.9	N.D.	306.4	100	95.36	
	CA		75.7	0.4	245.2	99.89	76.31	

a = pesticidas presentes en la alimentación original menor que la determinada en el retenido y el permeado.

b = (Adorción de pesticidas calculados)/(pesticidas en alimento original) x 100%

c = ND = no detectable.

Cuadro 20.- Remoción de pesticidas organofosforados por ósmosis inversa.

Pesticida	Membrana	Cantidad de pesticidas (μg) en solución				Adorción calculada	%	Adorción calculada
		Alimento Original	Retenido	Permeado	Adorción			
Diazinon	NS-100	473.7	273.5	56.6	143.6	98.05	30.31	
	CA		334.7	6.3	130.7	98.25	27.59	
Paratión metílico	NS-100	913.1	542.1	4.0	370.6	99.56	40.59	
	CA		496.9	4.1	412.1	99.55	45.13	
Malatión	NS-100	1057.5	647.0	3.7	407.1	99.65	38.49	
	CA		739.9	8.9	309.1	99.16	29.22	
Fenatión	NS-100	747.3	363.2	1.3	382.8	95.83	51.22	
	CA		412.5	0.9	333.9	99.88	44.68	

Cuadro 21.- Remoción de diversos pesticidas por ósmosis inversa.

Pesticida	Membrana	Cantidad de pesticida (µg) en solución				Remoción %	Adsorción calculada %
		Alimento original	Retenido	Fermeado	Adsorción calculada		
Randox	NS-100	376.8	266.0	4.7	36.1	98.56	11.05
	CA		253.7	91.4	12.3	72.03	5.60
Trifluralin	NS-100	1578.9	530.0	0.1	1048.8	99.99	66.43
	CA		560.1	4.1	1014.7	99.74	64.27
Atrazine	NS-100	1101.7	956.5	21.0	121.2	97.82	11.00
	CA		851.4	176.0	74.3	84.02	6.74
Captan	NS-100	688.9	437.0	N.D. ^a	252.4	100	35.64
	CA		314.7	8.4	440.1	97.78	63.88

a = (pesticidas adsorbidos calculados)/(pesticidas en alimento original) x 100%

b = ND = no detectable

Haciendo un balance, se determinó que una cantidad apreciable de pesticida se adsorbió en los materiales de la membrana polimérica. Los hidrocarburos clorados mostraron el porcentaje más alto de adsorción con la excepción de lindano, seguido del trifluralin y el captan en el grupo variado y todos los pesticidas organofosforados. El randox y el atrazin mostraron la adsorción más débil. Se presentó un criterio general para la selección del material de la membrana para la separación eficiente de los pesticidas. Mientras mayor sea la nopolaridad de la membrana, mejor será la remoción de pesticida, debido al mecanismo de adsorción.

En 1975 Chian y su grupo concluyeron que el mecanismo de remoción de pesticidas de las soluciones acuosas, puede ser explicado parcialmente por el efecto polar del soluto y parcialmente por la cantidad de adsorción del pesticida en los materiales de la membrana.⁽⁵⁾ La cantidad de adsorción mostró ser gobernada por las fuerzas de van der Waals-London y el enlace hidrofóbico entre moléculas de pesticida y los materiales de la membrana polimérica. Mientras que se obtuvieron porcentajes mayores de 99.5% de remoción para pesticidas no polares, como los hidrocarburos organofosforados y clorados, la remoción de pesticidas más polares fue menos satisfactoria.

En ese mismo año, Cabasso y su grupo examinaron y probaron principios de separación por membrana para la remoción de trazas de solutos orgánicos del agua potable para facilitar la preparación toxicológica de la muestra.⁽⁵⁾ Se evaluaron los siguientes materiales de membrana: acetato de celulosa, acetato de celulosa butirato, etil celulosa, poliamida, y poliurea (NS-1). Los resultados se muestran en el cuadro 22 y en las Figs. de la 8 a la 18.

Cuadro 22.- Absorción de compuestos orgánicos en mediciones de permeabilidad.

Compuesto	Acetato de celulosa As (%)	Etil celulosa As (%)	NS-1 As (%)
Benceno	1.48	33.64	4.65
O-Xileno	83.25	100	6.45
Ac. benzen sulfónico	22.74	9.72	20.0
Ac. benzoico	5.23	6.83	8.98
Fenol	15.58	17.92	12.99
Clorofenol *	34.32	38.18	30.56
Naftaleno	94.86	100	-
Alil alcohol	Interacción Membrana	Interacción Membrana	1
Furaldehido	11.61	7.54	13.33
Etil metil cetona	-15.68	-6.83	-
Anilina	11.80	7.27	3.5
Alilamina *	Interacción Membrana	Interacción Membrana	Interacción Membrana
Dimetilftalato	19.7	26.85	9.80
Ciclooctadieno	13.08	100	9.26
Piridina *	1.15	3.44	3.85
Acrilamida	-9.51	Interacción Membrana	2.13
Dimetil Hidantoina	Interacción Membrana	Interacción Membrana	Interacción Membrana
Glutaraldehido	20.42	6.97	12.44
Metil metacrilato	17.02	10.25	6.56
Benzoato de sodio	28.02	-	-
Trisodio WPA	59.97	17.66	-
Butirato de sodio	17.26	-	-

* amortiguado a pH 7.5 con tris hidroximetil aminometano.

Todos los análisis se realizaron por ultravioleta exceptuando el de furaldehido y metil metacrilato para etil celulosa que fueron analizados por total de carbonos.

El mecanismo mediante el cual una membrana rechaza el paso de ciertos solutos al permitir el paso del agua no fue resuelto. Existió una correlación entre la habilidad del soluto a formar enlaces de hidrógeno comparada con su habilidad a formar enlaces con la membrana.

De un estudio de Cabasso y su grupo, se concluyó lo siguiente:⁽⁵⁾ con la ósmosis inversa fue posible concentrar y recuperar solutos orgánicos del agua; el grado de recuperación varió con la combinación de membrana para cada soluto en particular; mientras que el rechazo de sales por la membrana puede indicar integración mecánica, no indicó bien el uso potencial de la membrana en la concentración de sustancias orgánicas; la presión aplicada influyó en la recuperación de soluto y puede ser crucial en la concentración de sustancias orgánicas de bajo peso molecular; para la membrana de poliurea, la estructura de la superficie en "unión cruzada" limitó la penetración molecular del soluto; para la membrana de acetato de celulosa, la interacción química fue el factor dominante en el comportamiento de retención; las membranas de acetato de celulosa mostraron los menores rechazos de sustancias orgánicas de todos; pero fueron resistentes al cloro y mostraron un excelente rechazo de sal y permeación de agua, y sirvieron como una satisfactoria primera membrana de separación; mostraron buenas características de rechazo hacia una amplia variedad de solutos y fueron los mejores para concentración final en el proceso de los permeatos de la de acetato de celulosa, la cual fue resistente al cloro pero puede contener ciertas sustancias orgánicas.



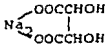
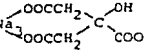
En 1976 Chian y Fang establecieron un criterio físicoquímico⁽⁵⁾ para la separación por ósmosis inversa de solutos orgánicos basados en estudios experimentales sobre 5 diferentes tipos de materia de membrana que son: poliamida aromática, polietilimina, acetato de celulosa, y dos derivados de acetato de celulosa con un número grande de compuestos orgánicos. La separación de sustancias orgánicas por ósmosis inversa dependió de ambas características: del material de la membrana y del grupo funcional del soluto. Dentro del mismo grupo funcional, la separación por ósmosis inversa aumentó al incrementar el tamaño, la ramificación, y el grado de ionización de los solutos. Para membranas con una estructura superficial apropiada, mientras más carácter no polar tiene el material de la membrana, mejor será la separación de soluto, especialmente para solutos orgánicos polares de bajo peso molecular comúnmente encontrados en agua y aguas de desperdicio. Una membrana de material no polar debe ser usada a expensas de flujo menor de agua.

Para separar compuestos que se disocian para mejorar la separación se puede aumentar el grado de ionización con un buen ajuste del pH.

Burns y Roe probaron en 1979 un gran número de sales orgánicas de sodio y una serie de cloruros de amonio para desalación por ósmosis inversa.⁽⁵⁾ Los aniones más grandes dieron los valores de desalación más altos con un correspondiente decrecimiento en el flujo (Ver cuadro 23). En forma similar, los cationes grandes, como los aniones grandes se removieron en forma preferencial por la membrana de acetato de celulosa.

Ragunathan y su grupo en 1983, evaluaron la eficiencia de sistemas de ósmosis inversa para la remoción de sustancias orgánicas.⁽⁵⁾ Los resultados de pruebas con una unidad de ósmosis inversa-carbono indicaron que no fueron removidos los trihalometanos por la membrana de ósmosis inversa sola. En una prueba a escala completa para la remoción de metoxicloro lindano, y endrín, a concentraciones de alimentación diez veces el nivel máximo de contaminantes (NMC), la membrana de ósmosis inversa sola removi6 más de 90% del endrín y metoxicloro y 40% de lindano. En pruebas de remoción de bifenilos policlorados, con una concentración de alimentación de 105 g/lit. fue reducido por más del 95% por la membrana sola.⁽¹²⁾

Cuadro 23.- Razones de reducción de sales orgánicas de sodio y series de cloruros de amonio.

Anión	Razón de Reducción	Flujo gpd
Formato, NaOCH	38/1	10.0
Acetato, NaOOCCH ₃	88/1	9.7
Benzoato, NaOC 	54/1	9.2
Oxalato 	410/1	9.4
Tartrato 	445/1	8.9
Citrato 	900/1	8.4
Sal NH_4Cl	Reducción 22/1	Flujo 10.5 gpd
$(CH_3)_4NCl$	117/1	10.1
$(C_4H_9)_4NCl$	214/1	6.9

Cuadro 24.- Eficiencias en la remoción con diferentes membranas.

Fabricante	Membrana	Intervalo presión bar	Nº Permeámetro		Estándares de calidad de agua	
			mg l^{-1} en permeado	% Remoción	Color	COD
Osmonics	SEPA-0	7.5-15	4.37	52.0	No	No
	SEPA-39	7.5-15	2.55	80.7	Yes	Yes
	SEPA-97	7.5-15	0.74	97.5	Yes	Yes
DDS	600	5-10	1.29	57.5	No	Yes
	800	10-20	2.85	65.3	No	Yes
	865	10-50	0.68	91.6	Yes	Yes
	870	10-50	0.50	95.2	Yes	Yes
PCI	T4A	5-10	4.67	67.3	No	No
	T2A	10-40	0.49	94.7	Yes	Yes
	T2/15W	10-40	0.32	96.7	Yes	Yes

En el cuadro 24 se pueden observar las remociones con diferentes tipos de membranas. En 1982 Odgaard y Kouttatep concluyeron que en la remoción de sustancias fúmicas, el tamaño del poro de la membrana es el factor más importante que afecta la calidad del agua de producto. Además en términos de remoción de color se encontraron porcentajes de remoción de 80-100 para este tipo de sustancias, y en términos de valor de reducción de permanganato remociones de 50-90 %. (5)

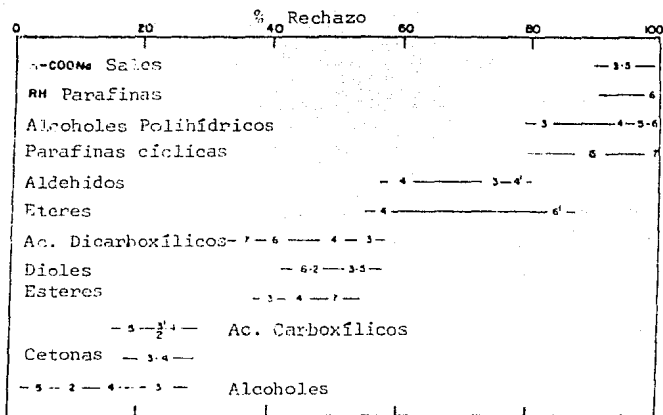


Fig. 8.- Rechazos de 12 clases de alquil compuestos por acetato de celulosa. (los números indican los átomos de carbono en los compuestos).

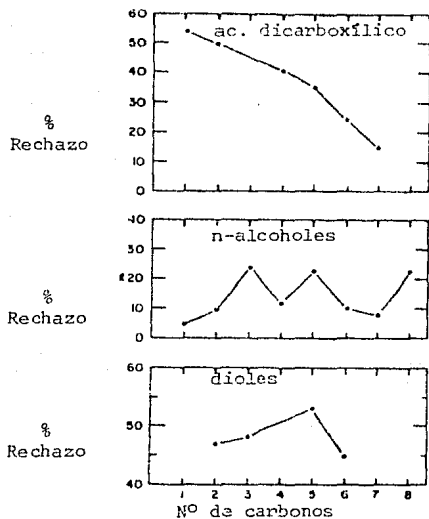


Fig. 9.- Rechazos de 3 clases de alquil compuestos lineales por acetato de celulosa.

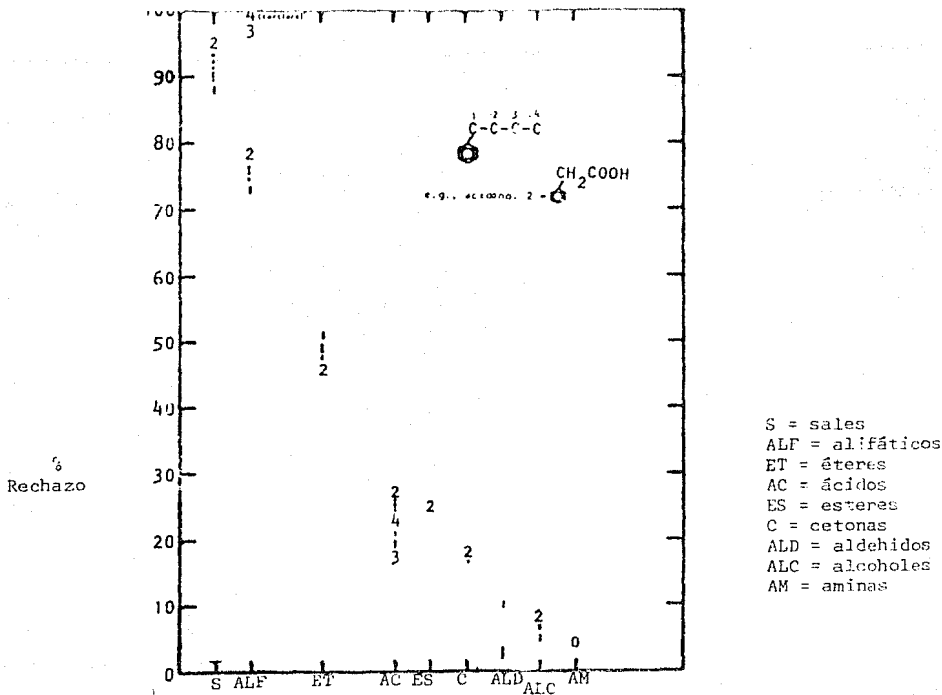


Fig. 10.- Rechazos de 9 clases de aromáticos (los números indican los átomos de carbono en los compuestos).

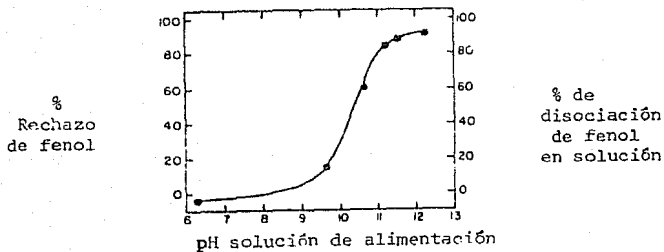


Fig. 11.- Rechazos de fenol con acetato de celulosa, como función del pH.

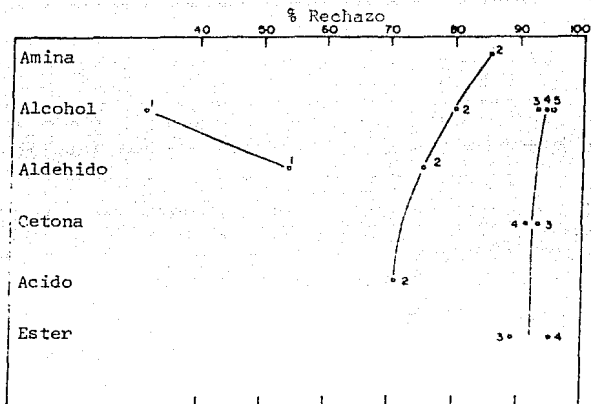
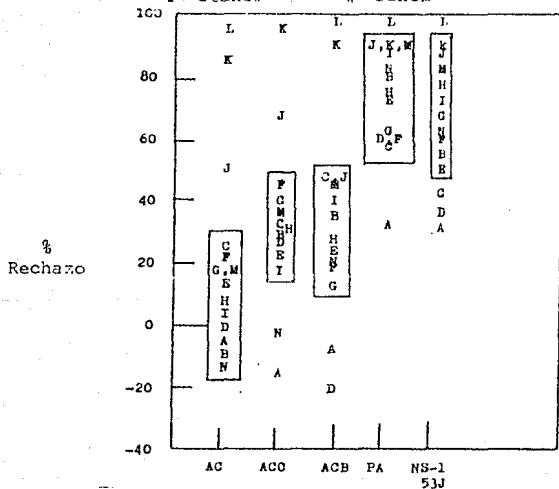


Fig. 12.- Rechazo de 6 clases de n-alkil compuestos con la membrana tipo NS-1. (los números indican el número de carbonos).

A = metanol
 B = anilina
 C = formaldehído
 D = metil acetato
 E = ácido acético
 F = urea
 G = etanol
 H = acetona
 I = hidroquinona
 J = I-propanol
 K = glicerol
 L = cloruro de sodio
 M = eter etílico
 N = fenol



Condiciones:
 Presión = 40.8 atm.
 Temp. = 24°C
 Alimen. = 0.30 gal/ml.

AC = acetato de celulosa
 ACC = acetato de celulosa combinada
 ACB = acetato de celulosa butirato
 PA = poliamida

Fig. 13.- Funcionamiento en rechazo de 5 diferentes membranas de ósmosis inversa.

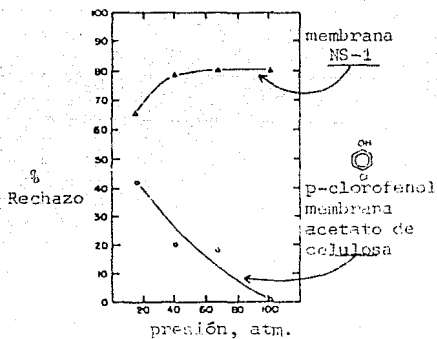


Fig. 14.- Rechazo de p-clorofenol como función de la presión, con membranas de NS-1 y de acetato de celulosa.

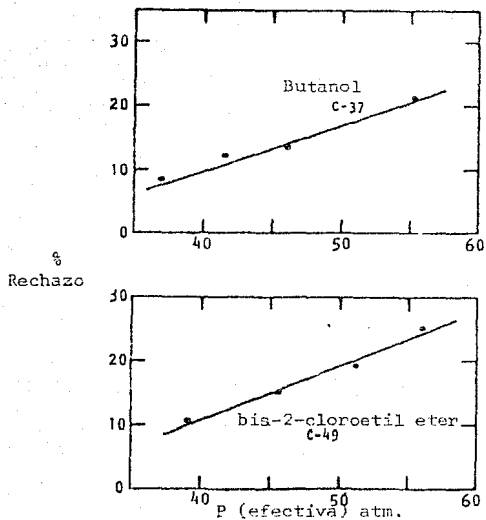


Fig. 15.- Rechazo de butanol y de bis-2-cloroetil eter como función de la presión osmótica efectiva en corridas de concentraciones osmóticas.

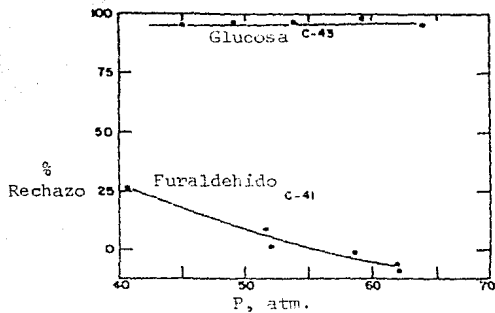


Fig. 16.- Rechazo de glucosa y furaldehído en función de la presión osmótica.

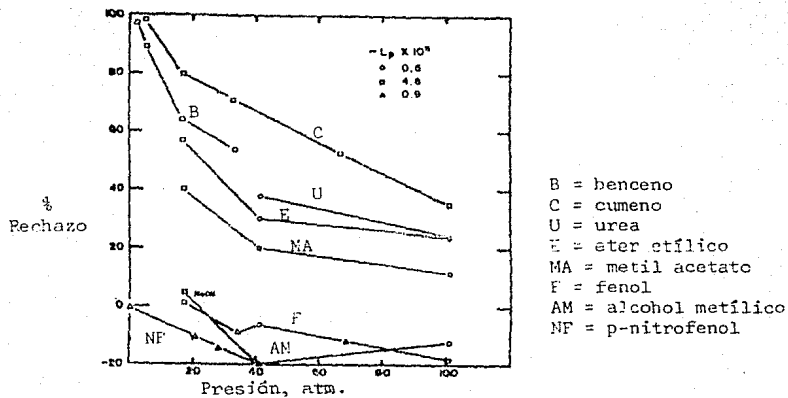


Fig. 17.- Decremento de rechazo en función del aumento de la presión, de varios compuestos con diferentes membranas de acetato de celulosa.

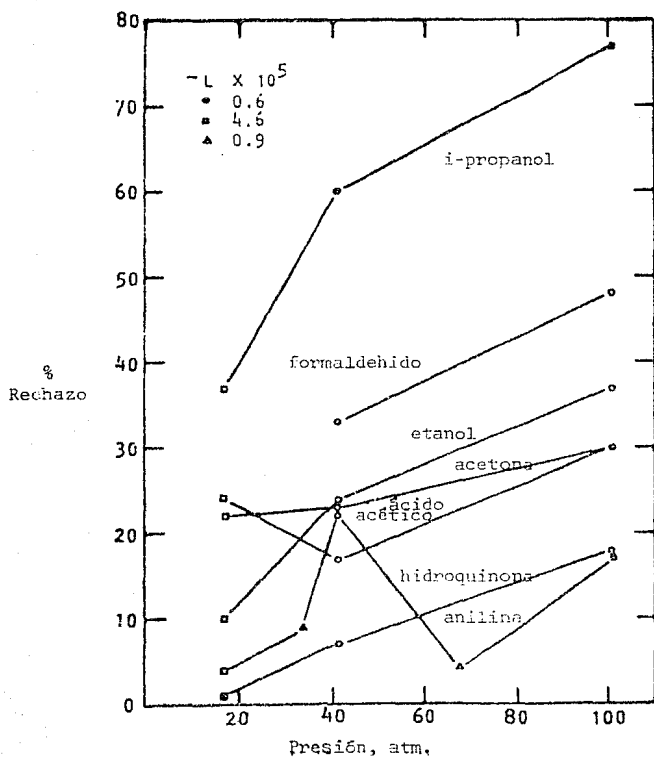


Fig. 18.- Aumento del rechazo en función del aumento de la presión, de varios compuestos con diferentes tipos de membranas de acetato de celulosa.

II.C.- Remoción de Sustancias Tóxicas por Osmosis Inversa.

En el manual de normas de calidad para agua potable de la Secretaría de Asentamientos Humanos y Obras Públicas de 1982, se encuentran las normas de calidad de agua potable, establecidas por la Organización Mundial de la Salud y la Secretaría de Salud. (10)

Este material constituye una síntesis de estudios previos realizados en algunos países y valorados en reuniones internacionales, en las cuales se discutieron cada una de las técnicas de análisis para la determinación de los contenidos del agua y para establecer los criterios de su calidad en relación con sus características físicas, químicas o biológicas, y hecho público a través de los organismos oficiales de cada país.

En el cuadro 25 se hace mención de las sustancias consideradas tóxicas en este manual y de la concentración de cada una de estas sustancias deseable y permisible, así como de su origen o causa y de sus aspectos fisiológicos. (10)

En este manual son 9 las sustancias que se consideran tóxicas:

- Cobre
- Cromo
- Selenio
- Zinc
- Mercurio
- Arsénico
- Plomo
- Cadmio
- Cianuro

Sin embargo, en un estudio más detallado se pueden mencionar a las siguientes sustancias también como tóxicas y que pueden ser incluidas en la lista anterior: (5)

- Fluoruro
- Nitratos
- Plata
- Radio

Cuadro 25. - Sustancias Tóxicas

Sustancias Tóxicas	Origen o Causa	Aspectos Fisiológicos	Normas de Calidad (mg/lit)	
			Deseable	Permisible
1) Cobre. Como (Cu)	Las aguas naturales no contienen cobre. Su presencia se debe a la disolución de tuberías por aguas corrosivas o por contaminación de desechos industriales.	Ingerir pequeñas cantidades de este metal origina intoxicaciones crónicas.	0.05 ¹	1.5 ¹ 3.0 ²
2) Cromo hexavalente. Como (Cr ⁺⁶)	Su presencia se debe a contaminación por descargas industriales.	_____	_____	0.05 ²
3) Selenio. Como Se	Arrastre o infiltración de aguas a través de suelos con altas concentraciones de este elemento. Principal fuente de selenio: emanaciones volcánicas, rocas cretácicas.	Es tóxico en cantidades pequeñas. Constituye un problema cuando se encuentra en vegetales o agua para el ganado.		0.01 ¹ 0.05 ²
4) Zinc. Como (Zn)	Las aguas naturales no contienen zinc. Su presencia se debe a la disolución de las tuberías usadas para su conducción o por contaminación de desechos industriales.	Ingerir pequeñas cantidades de este metal origina intoxicaciones crónicas.	5.0 ¹	15.0 ¹ 15.0 ²
5) Mercurio. Como (Hg)	Como residuo de procesos industriales (metalúrgicos).	Es un tóxico de efectos acumulativos, y no puede establecerse una ingestión diaria admisible para el hombre.	Cero	0.001 ¹
6) Arsénico. Como (As)	Nada vez se le encuentra en aguas naturales. Contaminación Industrial	Acción carcinógena pero nunca se ha encontrado prueba de que este elemento diluido en el agua potable sea carcinógeno para el hombre. Es prudente mantener al mínimo la concentración de As en el agua potable.	Cero	0.05 ²

1 Normas establecidas por la Organización Mundial de la Salud.

2 Normas establecidas por la Secretaría de Salubridad y Asistencia.

Cuadro 25.- Sustancias Tóxicas (cont.)

Sustancias Tóxicas	Origen o Causa	Aspectos Fisiológicos	Normas de Calidad (mg/lit)	
			Deseable	Permisible
7) Plomo, Como (Pb)	Su presencia proviene generalmente por el desprendimiento de Pb en tuberías de este elemento.	Tóxico por efectos acumulativos. Saturnismo. Está despareciendo como enfermedad hídrica, debido a que este material ya no se emplea en instalaciones modernas de agua.	Cero	0.10 ^{1,2}
8) Cadmio. Como (Cd)	Su origen puede ser natural o industrial, o desprenderse de compuestos de Cadmio que se utilizan en la producción de tuberías de plástico.	Por experimentación en animales, se indica que cantidades pequeñísimas pueden tener efectos tóxicos sobre el riñón y el aparato circulatorio.	Cero	0.01 ¹
9) Cianuro. Como (CN)	Se encuentra en pequeñas cantidades su presencia se debe generalmente a efluentes industriales.	El ion cianuro CN ⁻ , es muy tóxico, y los cianuros alcalinos simples forman el ion CN ⁻ cuando se disocian en soluciones acuosas.	Cero	0.05 ¹

El NIPDWR es el "National Interim Primary Drinking Water Regulations" que fue establecido el 24 de junio de 1977 por la U.S. Environmental Protection Agency (EPA). En este documento se fijaron niveles máximos de contaminantes (NMC) para 10 sustancias inorgánicas y radionucleótidos. A continuación se puede ver en los cuadros 26 y 27 estos NMC: (5)

Cuadro 26.- Niveles máximos de contaminantes del NIPDWR.

Contaminante	Niveles máximos de contaminantes mg/lit (o especificado)
Arsénico	0.05
Bario	1
Cadmio	0.010
Cromo	0.05
Plomo	0.05
Mercurio	0.002
Nitrato (como N)	10
Selenio	0.01
Plata	0.05
Radio-226 y 228 (combinados)	5 pCi/lit
Actividad bruta de partículas alfa	15 pCi/lit
Actividad bruta de partículas beta	4 millrem/año

Basadas en tomas de agua potable de 2 lt/dfa, excepto para tritio y estroncio-90. Con el promedio anual de concentraciones de tritio y estroncio-90 se asumen dosis de 4 mrem/año ó 20,000 y 8pCi/lit, respectivamente.

Cuadro 27.- Niveles máximos de contaminantes para fluoruro del NIPDWR.

Contaminante	Temperatura		Nivel máximo de contaminantes mg/lit
	°F	°C	
Fluoruro *	53.7	12.6	2.4
	57.8-58.3	12.1-14.6	2.2
	58.4-63.8	14.7-17.6	2.0
	63.9-70.6	17.7-21.4	1.8
	70.7-79.2	21.5-26.2	1.6
	79.2-90.5	26.3-32.5	1.4

* El nivel máximo de contaminantes para fluoruro se determina por medio del promedio anual de la temperatura máxima diaria del aire para el lugar en el cual el sistema de agua se localiza.

Haciendo una revisión en la literatura enseguida se muestra la efectividad de la Osmosis Inversa para la remoción de algunas de las sustancias tóxicas más importantes.

II.A.1.- Arsénico

Existe poca información disponible acerca de la remoción de arsénico del agua potable por ósmosis inversa. Polymetrics en 1974 estimó un intervalo de rechazo de 90 a 95%. Sorg y Logsdon en 1978 concluyeron que si la ósmosis inversa es efectiva en remover la mayor parte de los sólidos disueltos, debe ser efectiva para la remoción de arsénico. (5)

Fox en 1981, condujo pruebas para remover arsénico III y arsénico V usando ambas membranas, una de acetato de celulosa en espiral y la otra de fibras huecas de poliamida. (5)

Las remociones de arsénico III se obtuvieron con un 60 a 72% para agua corriente con concentraciones entre 0.08 y 16 mg/lt. No se observó ningún cambio con una variación de pH de 4.8 a 6.4, ni tampoco con una variación de presión de 1.2 a 1.7 MPA (170 a 250 Psig). Fox estableció que puesto que el rechazo por ósmosis inversa es dependiente de la carga, el rechazo pobre de la molécula de arsénico III es debido a la carga neutral del H_2AsO_3 , que es la especie predominante de arsénico en el intervalo de pH de 4.8 a 6.4.

Para arsénico V se obtuvieron excelentes remociones de 92 a 99% con ambas membranas. A concentraciones de arsénico V en agua corriente menor a 0.75 mg/lt, ambos sistemas de ósmosis inversa produjeron agua con concentraciones de arsénico V debajo del NMC de 0.025 mg/lt. Sólo cuando las concentraciones de alimentación excedían 0.75 mg/lt se puede detectar arsénico en el agua de producto.

El por ciento de remoción no se vió afectado por los cambios de pH ni de presión, ni por aumento del total de sólidos disueltos de 1000 mg/lt con cloruro de calcio.

A concentraciones de alimentación de 6 a 16 mg/lt para ambos arsénico III y arsénico V, ambos sistemas de espiral y de fibras huecas produjeron remociones de arsénico III de 64 a 69%. Con arsénico V, el sistema de fibras huecas mostró un 98.6% de reducción, y el sistema de espiral produjo un 99% de reducción.

Fox también demostró que el porcentaje de remoción de arsénico por ósmosis inversa es dependiente de la valencia, pero independiente del pH de la presión de operación y concentración de alimentación del total de sólidos disueltos (TDS). El máximo nivel de contaminante (NMC) de 0.05 mg/lit se puede conseguir para una concentración máxima de alimentación de 6.0 mg/lit de arsénico V, pero puede conseguirse con solamente una concentración máxima de alimentación de 0.4 mg/lit para arsénico III. Si el arsénico III pudiera ser oxidado a arsénico V previamente al tratamiento por ósmosis inversa, la remoción de arsénico III podría ser tan efectiva como la de arsénico V.

En 1981 Huxstep presentó resultados de estudios de una planta piloto conducida para la remoción de arsénico III y arsénico V por medio del sistema de ósmosis inversa con una presión baja de 1.4 MPa (200 psig) y una presión alta de 2.8 MPa (400 psig). Las pruebas se llevaron a cabo en 10 días con una variación de concentraciones de alimentación en un intervalo de 1.1 a 4.2 mg/lit. (5)

La remoción para el sistema de alta presión varió entre 63 a 73% y para el sistema de baja presión entre 12 y 42%. Ninguno de los dos sistemas consiguió el NMC para el arsénico para las concentraciones de alimentación entre 1.1 y 4.2 mg/lit.. Las concentraciones en el agua de producto fueron de 0.39 a 1.55 mg/lit. para el sistema de presión alta y 0.72 a 3.70 mg/lit para el sistema de presión baja. Para poder conseguir los 0.05 mg/lit de NMC asumiendo rechazos del 65% para el sistema de presión alta y 30% para presión baja se debe utilizar concentraciones de alimentación que no excedan los 0.14 mg/lit. y 0.07 mg/lit. respectivamente.

II.C.2.- Bario

Sorg y Longsdon establecieron que a pesar de que el bario se detecta con frecuencia en trazas en aguas superficiales y en agua potable, no es un problema serio en la mayoría de los suministros de agua potable. Sin embargo, unas cuantas áreas de los Estados Unidos sí tienen un problema con el bario. En el norte de Illinois, se encuentran concentraciones de bario en aguas del subsuelo entre 2 a 7 mg/lit., y se ha observado en cierta fuente un nivel de 19 mg/lit.. (5)

En 1973 Nixon evaluó la efectividad de la ósmosis inversa en la remoción de bario, y resultados preliminares demostraron remociones mayores del 86.7 y 97.1% para fuentes con una concentración inicial de Bario de 0.7 y

9.15 mg/lt, respectivamente. En pruebas de bario en combinación con otros 5 metales resultaron en remociones mayores de 88.2 y 98.6% para una fuente con una concentración inicial de 0.85 y 7.05 mg/lt, respectivamente. El promedio total de eficiencia de remoción en toda clase de aguas para bario fue mayor del 90%. Mixon concluyó que la ósmosis inversa puede cumplir el NMC para bario de 1.0 mg/lt para aguas de alimentación con concentraciones de hasta 7.7 mg/lt. (5)

Sorg y Jagsdon reportaron que para dos experimentos pequeños de laboratorio conducidos por la División de Agua Potable de EPA para la remoción de bario del subsuelo del norte de Illinois (7.0 mg/lt), se consiguieron remociones de 95 y 99 por ciento.

Se estableció que como la ósmosis inversa es muy efectiva en la remoción de la dureza, debe ser también muy efectiva para la remoción de bario.

II.C.3.- Cadmio

Sorg y su grupo en 1978, reportaron que el cadmio no se espera ser un problema para los diferentes usos del agua. Trazas pequeñas se han descubierto en aguas donde se minan y procesan plomo, cobre y zinc. Existe un problema más serio en aguas superficiales que reciben aguas de desecho de industrias de plating, pero aún aquí, el problema debe ser mínimo debido a la insolubilidad del carbonato de cadmio y los complejos de hidróxido de cadmio en aguas con un valor de pH alto. Mc Cabe y su grupo encontraron solamente 14 de 967 suministros de agua con concentraciones excediendo el NMC de 0.01 mg/lt. Sorg y su grupo establecieron que el cadmio es un contaminante del fierro galvanizado con zinc, y que un agua corrosiva provee el potencial para disolver cadmio de las pipas de distribución hacia el sistema de distribución. Las remociones mayores de cadmio del agua por las pipas deben ocurrir en aguas con un pH en el intervalo de 9 a 10. (5)

En la literatura se encuentran varios estudios que describen la remoción de cadmio por ósmosis inversa, pero los datos son contradictorios en la efectividad de la ósmosis inversa. Hindin y su grupo en 1968 condujeron unas pruebas de laboratorio con membranas de acetato de celulosa de 7 cm usando agua corriente con concentraciones de cadmio de 0.097, 0.950 y 9.250 mg/lt o menos en el agua de alimentación. Se obtuvieron remociones del 69% indicando que el NMC de 0.01 mg/lt sólo se puede alcanzar para niveles de cadmio de 0.03 mg/lt o menos en el agua de alimentación. (5)

Mixon reportó remociones mayores del 90 y 97.9% para aguas de alimentación iniciales con concentraciones de cadmio de 0.10 y 0.96 mg/lit respectivamente.⁽⁵⁾ Cuando se agregaron 5 otros diferentes metales la remoción de cadmio no se vio afectada. Entonces Mixon estableció que la ósmosis inversa puede producir un efluente que puede lograr el NMC de 0.01 mg/lit para cadmio, tratando aguas de alimentación con una concentración menor o igual a 0.5 mg/lit.

Johnston y Lim reportaron en 1978 remociones de cadmio de 85.1 y 98.3% usando membranas de acetato de celulosa con rechazos de NaCl de 70 y 90%, respectivamente. Soluciones de cadmio de 10 mg/lit fueron probadas a 1724 K Pa (250 psig) y a un valor de pH de 5.5.⁽⁵⁾

En estudios conducidos por Fox en 1981 con concentraciones de cadmio entre 0.05 y 0.3 mg/lit, valores de pH entre 5.4 y 7.0 y presiones de operación de 1.2 a 1.6 MPa (170 a 230 psig), no se notó ningún efecto en el rechazo de cadmio ni con los cambios de pH ni con los de presión.⁽⁵⁾

Debido al bajo NMC para cadmio, el porcentaje de rechazo es significativo. Un rechazo de 99% satisfacía el NMC para agua corriente con concentraciones de cadmio de sólo 0.032 mg/lit, mientras que un 98% de remoción alcanzaría el NMC para agua corriente con concentraciones menores a 0.3 mg/lit. Los datos para la remoción de cadmio son inconsistentes; sin embargo, las nuevas membranas parecen ser más efectivas en la remoción de cadmio. Son necesarios más estudios a este respecto.

II.C.4.- Cromo

En 1979 Sorg reportó que el cromo no es un problema serio para los usos del agua, porque no se encuentra comúnmente en los suelos o superficies de aguas potables. Mc Cabe y su grupo encontraron sólo 4 muestras terminadas de 967 suministros de agua con un total de concentración de cromo excediendo el NMC de 0.05 mg/lit. Sorg propuso que como la fuente principal de cromo en aguas naturales es de desechos industriales, el mayor potencial para problemas de cromo existe en fuentes de agua conteniendo desechos de acabados de metal, textiles e industrias de piel.⁽⁵⁾

Hindin y su grupo condujeron pruebas de laboratorio con remociones de cromo VI usando una pequeña membrana para ósmosis inversa de acetato de celulosa. El porcentaje de remoción de 96.7, 95.0 y 23.5% se obtuvo para concentraciones de agua corriente de 0.47, 5.0 y 49.6 mg/lit de cromo VI, respectivamente.⁽⁵⁾

Mixon evaluó remociones de cromo VI usando membranas de acetato de celulosa, y obtuvo remociones de 95.8 y 98.6% con concentraciones de agua corriente de 0.94 y 3.35 mg/lt, respectivamente. No se encontró diferencia entre el rechazo de cromo sólo o con la presencia de otros metales. Mixon concluyó que la ósmosis inversa puede alcanzar el NMC de 0.05 mg/lt de cromo para concentraciones de agua corriente menores o iguales a 0.7 mg/lt.⁽⁵⁾

En 1979 Johnston y Lim investigaron la remoción de cromo III usando una prueba estática de laboratorio con una celda de membrana de acetato de celulosa. A concentraciones iniciales de agua corriente de 10, 100 y 1000 mg/lt de cromo III, las remociones fueron mayores de 99, 973 y 94.6%, respectivamente.⁽⁵⁾

Fox estudió la remoción de cromo usando sistemas de membranas de fibras huecas y en espiral. El rechazo de cromo fue dependiente de la valencia y del pH, e independiente de la presión de operación y de la concentración inicial de agua corriente. Las remociones de cromo III estuvieron entre 90 y 98%. El sistema de fibras huecas redujo la concentración de cromo III por debajo del NMC, con una concentración de alimentación inicial de 0.60 mg/lt de cromo III (Fig. 19). Al disminuir el pH de 6.8 a 5.1, la rapidez de rechazo aumentó de 90 a 94%. El sistema de membrana en espiral resultó ser mejor alcanzando el NMC para concentraciones de agua corriente de cromo III menores o iguales a 1.1 mg/lt.⁽⁵⁾

Las remociones de cromo VI variaron entre 94 y 97% para el sistema de fibras huecas y de 82 a 95% para el sistema en espiral. El sistema de fibras huecas pudo alcanzar el NMC para concentraciones iniciales del agua de alimentación menores o iguales a 1.0 mg/lt y el sistema de membranas en espiral para concentraciones iniciales del agua de alimentación menores o iguales a 0.58 mg/lt de cromo VI. (Fig. 20).

Un cambio en el pH de 5.1 a 5.8 aumentó la rapidez de rechazo de 95 a 94% para el sistema de acetato de celulosa en espiral, pero no tuvo efecto para el sistema de membranas de fibras huecas.

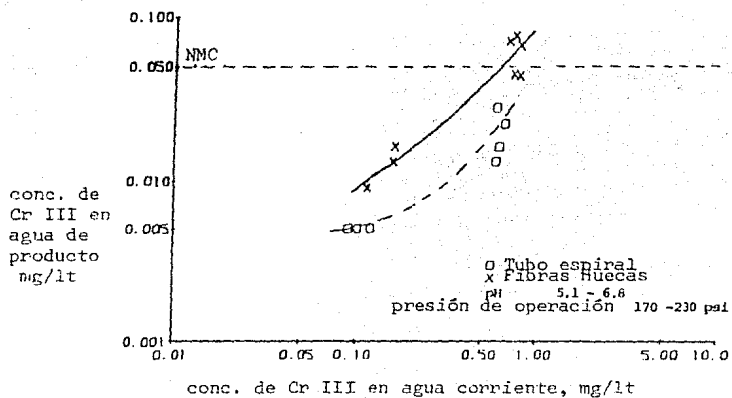


Fig. 19.- Concentración de Cr III en agua de producto en función de la concentración de Cr III en agua corriente.

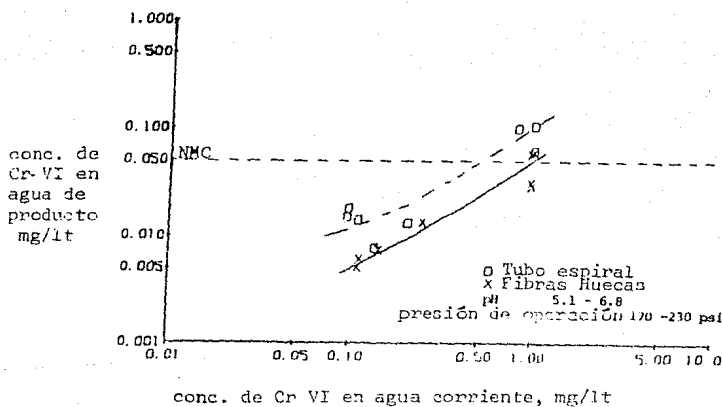


Fig. 20.- Concentración de Cr VI en agua de producto en función de la concentración de Cr VI en agua corriente.

II.C.5.- Fluoruro

En 1978 Sorg reportó que muchas pequeñas suministros de agua de comunidades tienen concentraciones de fluoruro que excede el NMC. Se ha encontrado poca información de remociones de fluoruro por ósmosis inversa en la literatura. Hindin y su grupo condujeron estudios de laboratorio con fluoruro usando una pequeña celda para ósmosis inversa con una membrana de acetato de celulosa, y mostraron que la concentración de fluoruro se puede disminuir de 58.5 a 1.0 mg/lt; un porciento de reducción de 93.3%. DuPont estableció que la remoción de fluoruro es dependiente del pH y las remociones varían entre 45 a 90% al aumentar el pH de 5.5 a 7.2. La información se basa en aguas salobres con concentraciones de fluoruro de 1 a 10 mg/lt, y no puede ser aplicable a aguas con una concentración mayor de fluoruro. Sorg pensó que a pesar de que la ósmosis inversa no había sido usada en específico para la remoción de fluoruro, el proceso debe ser efectivo. ⁽⁵⁾

Fox aseguró que la remoción es en verdad dependiente del pH. Usando sistemas de membranas de fibras huecas y en espiral, variando la concentración de alimentación, y la presión de operación, se obtuvo agua de producto con una concentración de fluoruro entre 0.3 y 4.9 mg/lt. ⁽⁵⁾

La Fig. 21 muestra el efecto del pH en la remoción de fluoruro. Las membranas de tubo en espiral produjeron el 73% de remoción a un pH de 5.1 y 95% de remoción a un pH de 7.0. Las membranas de fibras huecas mostraron un 50% de remoción a pH de 5.1 y 92% de remoción a un pH de 6.8. La presión de operación no afectó la remoción de fluoruro para ninguno de los 2 sistemas de membrana.

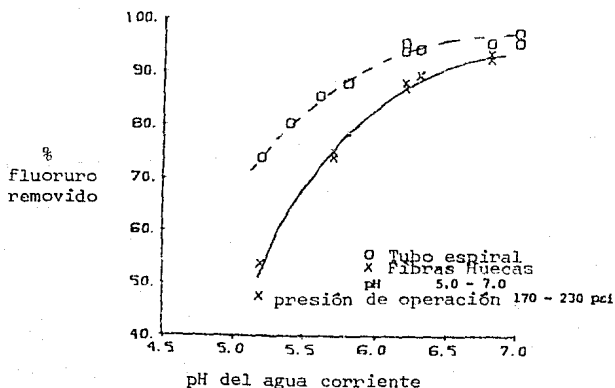


Fig. 21.- Porciento de fluoruro en función del pH del agua corriente.

La ósmosis inversa fue efectiva en la remoción de fluoruro de aguas de alimentación con valores de pH mayores a 6.5; sin embargo, Fox hizo notar que un valor alto de pH puede causar el problema de la precipitación de carbonato de calcio con aguas de alta concentración de calcio. Al disminuir el valor de pH se puede prevenir el problema de obstruir a expensas de la remoción de fluoruro.

Huxstep reportó los resultados de una planta piloto con remociones de fluoruro a presiones bajas 1.4 MPa (200 psig) y altas 2.8 MPa (400 psig) usando el sistema de ósmosis inversa. Las pruebas se realizaron por 10 días con una fuente de agua con concentraciones de fluoruro en un intervalo de 4.7 a 12.5 mg/lt. ⁽⁵⁾

El sistema de alta presión pudo alcanzar el NMC muy fácil, inclusive con la concentración de entrada de 12.5 mg/lt. El sistema de baja presión sólo sería aplicable para aguas de alimentación con una concentración de fluoruro en el intervalo menor de 2 a 6.5 mg/lt.

II.C.6.- Plomo

Sorg y su grupo establecieron que el problema principal con el plomo en el agua potable viene del sistema de distribución del agua y no por que se encuentre el plomo en forma natural en el subsuelo o de aguas contaminadas. Ocasionalmente sin embargo, el plomo está presente en suelos a niveles de 0.4 a 0.8 mg/lt. Lutt y McCreary reportaron que un 6.5 de 677 muestras de agua tomadas de suelos de Arizona tienen concentraciones de plomo mayores al NMC, siendo el nivel mayor de 0.52 mg/lt. ⁽¹³⁾

Mixon condujo pruebas de laboratorio para determinar la efectividad de la ósmosis inversa en la remoción de plomo. Los resultados de sus pruebas preliminares mostrando remociones mayores de 98.5 y 97% para concentraciones iniciales de plomo de 0.95 y 9.3 mg/lt, respectivamente. En pruebas de plomo en combinación con otros 5 metales resultó en remociones de 97.8 y 99.9% para concentraciones iniciales de 1.1 y 9.75 mg/lt, respectivamente. ⁽¹³⁾

Johnston y Lim reportaron remociones de plomo de 85.5 y 97.6% usando una prueba estática de laboratorio con una celda de una membrana de acetato de celulosa. Se probaron soluciones de plomo de 10 mg/lt a 1724 kPa (250 psig) y a un valor de pH de 5.2. ⁽⁵⁾

Los resultados de los estudios de remoción de plomo por ósmosis inversa por Fox corroboran los resultados de Mixon. Las razones de rechazo de remoción del plomo del agua potable fueron mayores de 97% para ambos sistemas, el de fibras huecas y el de tubo en espiral. Fox estableció que la ósmosis inversa puede ser efectiva como técnica de tratamiento de remoción de plomo.

Regunathan y su grupo en 1983 probaron una unidad de ósmosis inversa de 2 etapas, operando a 310 Pa (40 psi_g) para remoción de plomo. Remociones de plomo de 55 a 72% se obtuvieron para concentraciones de plomo en el agua de alimentación de 0.5 a 2.1 mg/lit. (5)

II.C.7.- Mercurio

En 1975 el NIPDWR estableció un valor de NMC para mercurio de 0.002 mg/lit. Sorg estableció que debido a que el mercurio es uno de los metales menos abundantes en la tierra, no debe encontrarse con frecuencia en el suelo natural. Algunas veces se presentan problemas potenciales en superficies de aguas que reciben aguas de desecho de industrias y procesos de manufactura que utilizan mercurio. (5)

Hay muy poca información sobre la remoción de mercurio del agua potable. Johnston y Lim investigaron la ósmosis inversa en la remoción de metales pesados, pesticidas y otros químicos tóxicos de un afluente de aguas de desecho secundarias. Con gran cantidad de pruebas, de aguas de alimentación de 5.0 y 9.0 mg/lit de mercurio inorgánico, se produjeron remociones de 82.4 y 83.3%, respectivamente. (5)

Sorg reportó que la División de Investigación de Agua Potable de EPA realizó pruebas de un día para remoción de mercurio usando los sistemas de membranas de fibras huecas de poliamida y tubo en espiral de acetato de celulosa. Los resultados con agua sin tratar conteniendo 0.003 mg/lit de mercurio inorgánico, mostraron rechazos de 25% para el sistema de tubo en espiral y 79 a 81% para el sistema de fibras huecas. Sorg estableció que a pesar de que estos estudios no son tan altos como un 95 a 98% de intervalo de rechazo para mercurio inorgánico estimado por los fabricantes del equipo, Polymetrics y Osmonics, los sistemas a escala completa de ósmosis inversa que operan a altas presiones y con recuperación deben alcanzar mayores remociones que las unidades a escala piloto que realizan el proceso bajo condiciones por debajo de las óptimas. (13)

II.C.8.- Selenio

En 1978 Sorg y Logsdon reportaron que debido al posible efecto cancerígeno el Servicio de Salud Pública de los Estados Unidos, redujeron el límite de selenio aceptable en agua potable de 0.05 a 0.01 mg/lit en la revisión de 1962 de sus estándares. Se tiene poca información para determinar la extensión del problema del selenio y es mayor la posibilidad de que esté presente en aguas del subsuelo que en aguas superficiales, y es un contaminante poco común en la industria. El selenio se asocia con las minas de Uranio y ha sido reportada en aguas del subsuelo de áreas mineras en Colorado, Arizona y Nuevo México. Engbery reportó que el 40% de 139 muestras de aguas del subsuelo y 25% de 39 muestras en Nebraska rebasaron el NMC de 0.01 mg/lit de selenio. (5)

Existe poca información sobre la remoción de éste por ósmosis inversa. Un fabricante estima remociones de 90 a 95% (Polymetrics). La División de Investigación de Agua Potable de EPA realizó dos experimentos usando una unidad pequeña portátil de ósmosis inversa con membranas de acetato de celulosa. En el 1^{er} experimento fue tratada con una unidad de ósmosis inversa con 0.1 mg/lit con una presión de operación de 1.3 MPa (190 psig), una rapidez de alimentación de 1.3 lt/min, un valor de pH de 7.3 y una concentración del total de sólidos disueltos TSD de alimentación de 360 mg/lit, las remociones de selenio IV excedieron el 97%. En el segundo experimento, con 0.1 mg/lit de selenio VI, la concentración de TSD se incrementó a 3,000 mg/lit con sulfato de calcio y cloruro de sodio, la presión de operación de 1.3 MPa (185 psig), y el valor de pH del agua de alimentación de 6.6. Las remociones de selenio VI excedieron el 97%. (13)

Fox estableció que a diferencia de los métodos convencionales de tratamiento de coagulación para la remoción de selenio, la técnica por ósmosis inversa es independiente de la valencia. Utilizando una fuente de agua con concentraciones de selenio IV 0.12 mg/lit. éstas se redujeron a menos del NMC de 0.01 mg/lit.. (5)

Usando ambos sistemas, como se puede ver en la Fig 22 se obtuvo una **reducción** en la concentración de selenio que excedió el 98%.

Las remociones de selenio VI excedieron el 98% para ambos sistemas como se puede observar en la Fig 23.

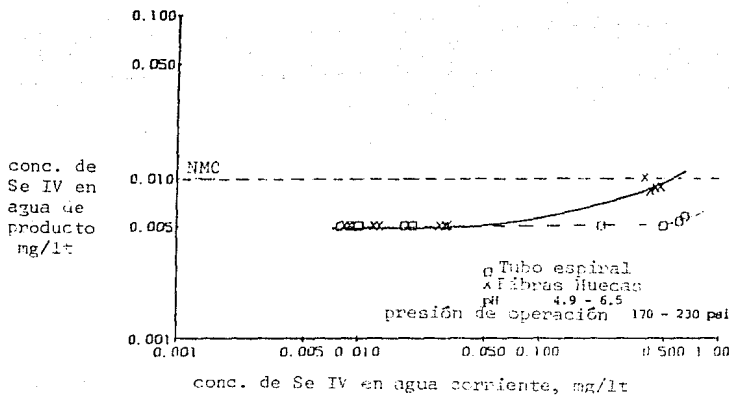


Fig. 22.- Concentración de Se IV en agua de producto en función de la concentración de Se IV en agua corriente.

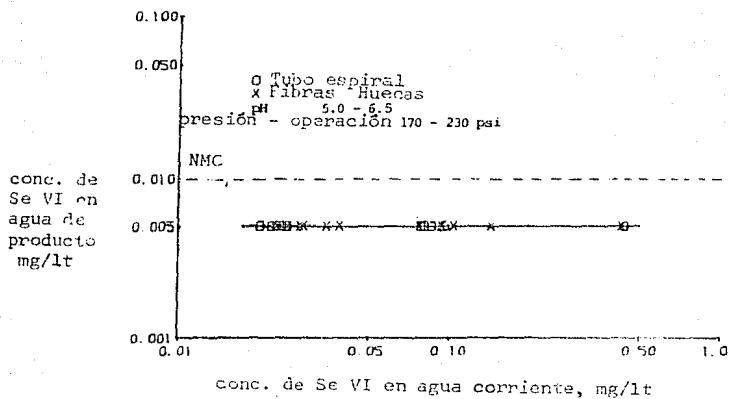


Fig. 23.- Concentración de Se VI en agua de producto en función de la concentración de Se VI en agua corriente.

Fox estableció que los excelentes resultados de las pruebas indicaron que la ósmosis inversa puede ser un método efectivo en la remoción de selenio del agua potable. Asumiendo un 98% de remoción, un sistema de un sólo estado puede alcanzar el NMC para agua corriente con concentraciones de selenio menores o iguales a 0.5 mg/lt.

II.C.9.- Nitratos

Sorg estableció que el exceso de nitrato es una de las violaciones más frecuentemente reportadas y ciertamente un problema grande para las comunidades agrícolas pequeñas que utilizan agua del subsuelo. Los fabricantes de equipo enlistan un amplio intervalo de remoción (60 a 95%) para nitrato.

Las industrias Havens en 1965 reportaron un 70 a 80% de rechazo para nitratos. Hindin y su grupo examinaron soluciones acuosas con 25 a 250 mg/lt nitrato-nitrógeno y reportaron remociones de 68 a 73% con un sistema de ósmosis inversa.⁽¹³⁾

Debido a que el rechazo de un ion o molécula por ósmosis inversa está directamente relacionado con el tamaño y valencia, el nitrato monovalente no se remueve tan fácilmente como los iones divalentes, como en el caso del sulfato. Sorg hizo notar que ningún sistema de ósmosis inversa ha sido instalado solamente para remoción de nitrato, y por lo tanto, no se tiene la información de remoción por sistemas a escala completa.

Goodman reportó que la ósmosis inversa puede ser usada con aguas que contienen altas concentraciones de nitrato, sin embargo el agua de producto fue considerablemente suavizada y puede ser corrosiva.⁽⁵⁾

En experimentos con una fuente usando concentraciones de nitrato, en el agua de alimentación de 8 a 10 mg/lt, éstas se redujeron a 1.3 y 2.2 mg/lt con recuperaciones de 53 y 60%. La dureza total se redujo de 280 mg/lt a entre 8 y 10 mg/lt, el pH se redujo de 7.65 a 6.20 a causa de la remoción de las sales alcalinas.

Resultados de remociones previas de nitrato fueron confirmadas por Fox con remociones en intervalos de 59 a 95%. Los resultados que se muestran en la Fig. 24 demuestran que la ósmosis inversa es un tratamiento efectivo, debido a que el agua de producto nunca excedió el NMC de 10 mg/lt de $\text{NO}_3\text{-N}$. Las membranas de fibras huecas de poliamida mostraron rechazos de 80 a 90%, independiente de la presión de operación.

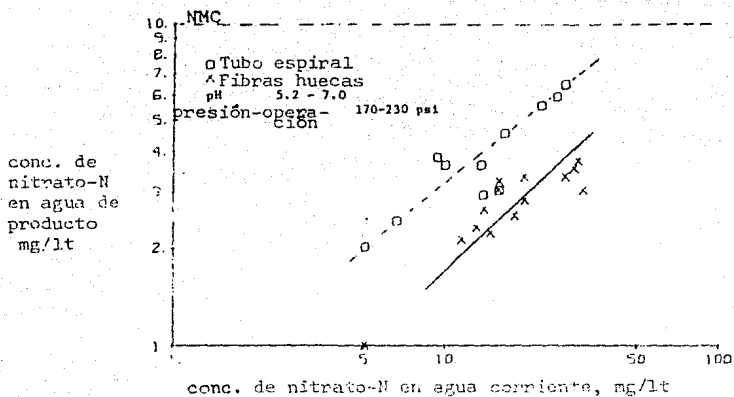


Fig. 24.- Concentración de nitrato-N en agua de producto en función de la concentración de nitrato-N en agua corriente.

Después de 2 semanas de pruebas, Fox reportó que el sistema de tubo en espiral mostró un 500% de aumento en TSD en el agua de producto. El problema fue un ataque bacteriológico en la membrana de acetato de celulosa. (5) Mientras que la mayoría de los metales pesados son tóxicos, los nitratos pueden fácilmente soportar el crecimiento bacteriológico, y por lo tanto había ocurrido enriquecimiento bacteriológico. No se había agregado desinfectante a las aguas de alimentación, y no se había tomado medidas para desinfectar ninguno de los 2 sistemas. Las membranas de fibras huecas de poliamida son resistentes a la degradación bacteriológica, pero no al cloro, y las membranas de acetato de celulosa de tubo en espiral son resistentes al cloro, pero no a la degradación bacteriológica. Después de reemplazar las membranas de tubo en espiral, las nuevas membranas se desinfectaron una vez a la semana con una solución al 2% de formaldehído.

Guter condujo experimentos comparando cinco diferentes membranas de ósmosis inversa en la remoción de nitrato. Los resultados se pueden ver en el cuadro 28, y muestran un amplio intervalo de remoción dependiendo del tipo de membrana. La DuPont B-9, una membrana de fibras huecas de poliamida, alcanzó la mejor remoción y tuvo la recuperación más alta de agua. (5)

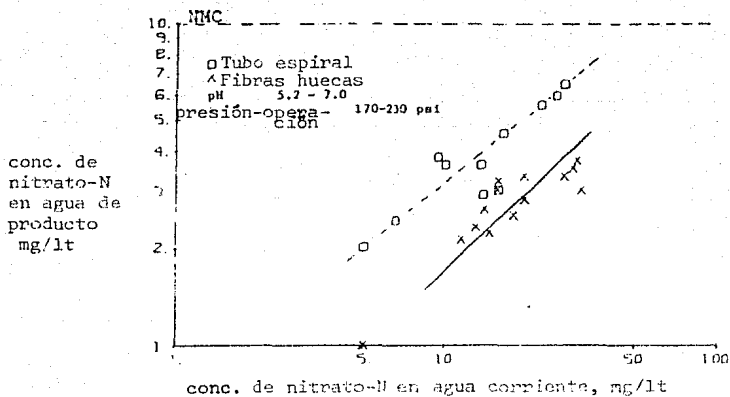


Fig. 24.- Concentración de nitrato-N en agua de producto en función de la concentración de nitrato-N en agua corriente.

Después de 2 semanas de pruebas, Fox reportó que el sistema de tubo en espiral mostró un 500% de aumento en TSD en el agua de producto.⁽⁵⁾ El problema fue un ataque bacteriológico en la membrana de acetato de celulosa. Mientras que la mayoría de los metales pesados son tóxicos, los nitratos pueden fácilmente soportar el crecimiento bacteriológico, y por lo tanto había ocurrido enriquecimiento bacteriológico. No se había agregado desinfectante a las aguas de alimentación, y no se había tomado medidas para desinfectar ninguno de los 2 sistemas. Las membranas de fibras huecas de poliamida son resistentes a la degradación bacteriológica, pero no al cloro, y las membranas de acetato de celulosa de tubo en espiral son resistentes al cloro, pero no a la degradación bacteriológica. Después de reemplazar las membranas de tubo en espiral, las nuevas membranas se desinfectaron una vez a la semana con una solución al 2% de formaldehído.

Guter condujo experimentos comparando cinco diferentes membranas de ósmosis inversa en la remoción de nitrato. Los resultados se pueden ver en el cuadro 28, y muestran un amplio intervalo de remoción dependiendo del tipo de membrana. La DuPont B-9, una membrana de fibras huecas de poliamida, alcanzó la mejor remoción y tuvo la recuperación más alta de agua.⁽⁵⁾

Régunathan y su grupo reportaron remociones de nitrato de 40% usando una unidad de ósmosis inversa. La concentración de nitrato entrante fue de 100 mg/lt, y la presión de operación fue de 340 KPa (45 psig). La unidad de baja presión pudo alcanzar el NMC para nitrato con concentraciones del agua de alimentación menores o iguales a 16 mg/lt. (5)

II.C.10.- Plata

Sorg estableció que la plata no debe ser un problema ni en aguas superficiales ni del subsuelo, exceptuando unos cuantos casos aislados. Mc Cabe y su grupo en su servicio de Suministro de Agua para la Comunidad en 1969, no recogieron ni una muestra de agua tratada que tuviera una concentración de plata que excediera el NMC de 0.05 mg/lt. Los fabricantes de equipo indicaron intervalos de remoción de 93 a 95% (Polymetrics) y 94 a 96% (Osmonics). Sorg piensa que la ósmosis inversa debe ser capaz de alcanzar lo anterior, sin embargo, se debe hacer notar que a una baja presión 310 KPa (40 psig) una unidad de ósmosis inversa alcanzó solamente remociones de 34 y 20% para concentraciones de plata en el agua de alimentación, de 0.6 y 2.8 mg/lt, respectivamente.

II.C.11.- Radio

Sorg y Logsdon indicaron que el radio es un problema en el norte de Illinois, y el centro y oeste de Florida, y en áreas de minas de Uranio en los estados de las Montañas Rocallosas. Schlickelman reportó que 151 de 241 pruebas de Iowa tienen suministro de agua con cantidades detectables de radio 226, 19 de los cuales exceden el NMC de 5 pCi/lt. Gilkeson encontró más de 300 pozos en el norte de Illinois excediendo el NMC de 3 pCi/lt de rayos alfa conteniendo concentraciones menores o iguales a 15 pCi/lt de radio 226. (5)

Prink y su grupo trataron agua salobre en Greenfield, Iowa con un contenido total de sólidos de 2200 mg/lt en una unidad de ósmosis inversa instalada en 1971. Se tomaron muestras de agua corriente, de producto, y de rechazo y se analizaron para radio 226. Con una recuperación de 69%, la concentración del radio 226 se redujo de 14 pCi/lt en el agua corriente a 0.6 pCi/lt en el agua de producto para un porcentaje de rechazo de 96%. (5)

En 1979 Kosarek reportó que las membranas de ósmosis inversa han dado por resultado agua de producto con menos de 5 pCi/lit a partir de aguas de alimentación con niveles de radio en intervalos de 30 a 750 pCi/lit. Además de la remoción de radio la ósmosis inversa redujo la radiación alfa en un 85 a 96% y la radiación beta en un 95 a 99%.

Carnahan y su grupo condujeron estudios en la remoción de yoduro 131, estroncio 85, y cesio 134 por ósmosis inversa. La ósmosis inversa fue capaz de remover los isótopos pero no en niveles aceptables. (Ver cuadro 29). Se requiere un postratamiento con adsorción de carbón e intercambio iónico para producir agua potable. Cabe mencionar que las concentraciones del agua de alimentación fueron 100,000 veces las concentraciones aceptadas por los estándares del Ejército para yoduro 131 y estroncio 85.⁽⁵⁾

Sorg y Logsdon establecieron que la ósmosis inversa es un buen método de tratamiento para la mayoría de los radionucleótidos y es muy ventajosa para el tratamiento de agua potable que contenga una mezcla de radionucleótidos que requiera una combinación de varios métodos para tratar que sean efectivos. (Ver cuadro 30 y Fig 25).⁽⁵⁾

Subramanian y Sastri condujeron pruebas de laboratorio en la remoción de radio 226 usando membranas de acetato de celulosa. El agua de alimentación se obtuvo de lixiviar escorias de una mina de uranio y las concentraciones de alimentación fueron considerablemente mayores que aquellas encontradas en las fuentes de agua potable. Se concluyó que la ósmosis inversa es uno de los mejores métodos para aliviar los problemas de contaminación por radio.⁽⁵⁾

Por otra parte, hay que tomar en cuenta que el sulfuro de hidrógeno y otros gases, si están presentes en el agua de alimentación, permearán la membrana y se concentrarán en el agua de producto. Y en forma similar el dióxido de carbono permeará la membrana y el agua de producto generalmente tendrá un valor de pH debajo del límite recomendado. El agua de producto en estos casos será corrosiva y necesitará un postratamiento para su estabilización.

Cuadro 28.- Comparación de diferentes tipos de membranas de ósmosis inversa.

I.D.	Membrana Tipo	% de Presión			Producto (ppm)			Salmuera (ppm)		
		Recup. de agua por módulo	de alimen.		NO ₃	SO ₄	TDS#	NO ₃	SO ₄	TDS#
	PA-300 SP ^a	34	400		20.2	21	75	145.2	455	925
	CA-HP ^b SP ^a	24	395		32.6	2	50	132.0	480	900
	CA-LP ^c SP ^a	17	200		77.4	44	255	112.6	445	825
	Dowex R.O. 25 AF ^d	4.5	200		26.4	4	50	110.0	300	780
	DuPont B-9 AF ^d	52	310		8.8	2	25	189.2	600	1,175

- ^aSP = Tubo espiral
- ^bCA-AP = Acetato de celulosa, alta presión
- ^cCA-BP = Acetato de celulosa, baja presión
- ^dHF = Fibras huecas

Composición (ppm) en agua de alimentación:

NO₃⁻ = 105.6; Cl₂ = 0

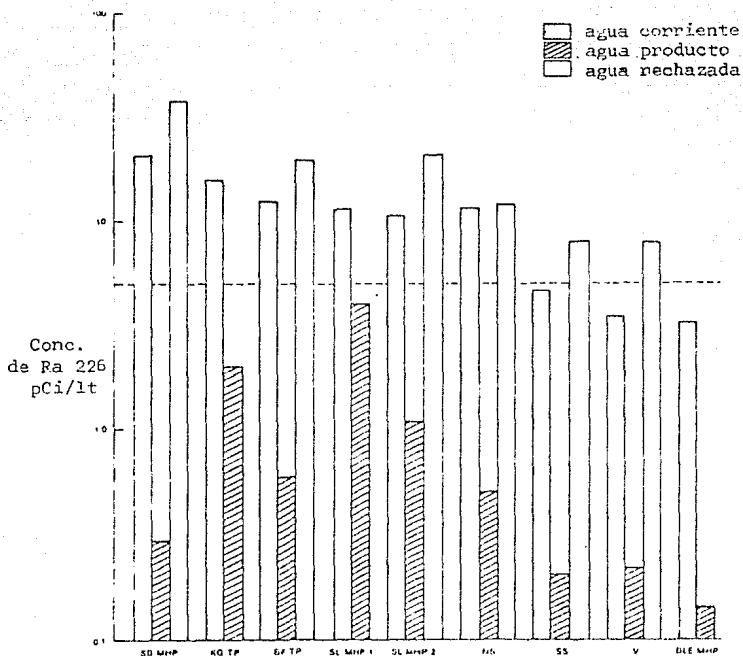
SO₄⁼ = 365

TDS# = 750

pH = 4.1

Cuadro 29.- Remoción de material radiactivo del agua por ósmosis inversa.

Agentes	MPC pci/l	agua corriente pci/l	Conc. de agente pci/l		% Recuperación		Flujo	
			acetato celulosa	poliamida	acetato celulosa	poliamida	acetato celulosa	poliamida
¹³¹ I	300	297000	19400	13300	25	27	21	22
⁸⁵ Sr	300	322000	3430	830	25	26	22	22
¹³⁴ Cs	9000	173000	17700	2030	25	24	21	20



SB MHP = Sarasota Bay
 KG TP = Kings Gate
 BF TP = Bay Front
 SLM MHP 1 = Spanish Lakes (membranas defectuosas)
 SLM MHP 2 = Spanish Lakes (membranas nuevas)
 NS = Nokomis School
 SS = Sorrento Shores
 V = Venice
 BLE MHP = Bay Lakes Estates

Fig. 25.- Concentración de Ra 226 en agua de producto, y muestras de agua rechazada de diferentes sistemas de ósmosis inversa.

Cuadro 30.- Remoción de Ra 226 por plantas a escala completa de ósmosis inversa.

Capacidad del Sistema		Concentración de Ra 226-pCi/lit		% Removido
m ³ /d	10 ³ gpd	Agua corriente	Agua Tratada	
3780	1000	3.4	0.26	92
757	200	4.6	0.21	95
570	150	14	0.56	96
265	70	10.5	1.2	89
151	40	3.2	0.14	96
113	30	15.4	2.0	87
19	5	20.5	0.3	99
6.1	1.6	12.1	0.6	95
3	0.8	11.1	0.51	95

II.D.- Remoción de Microorganismos por Osmosis Inversa.

Los procesos de tratamiento convencionales no remueven toda la materia orgánica soluble, bacterias, y virus del agua corriente o de la de desperdicio. El proceso de ósmosis inversa puede servir como un medio efectivo en la remoción de estos contaminantes.

En comparación con otros procesos de tratamiento de agua y agua de desperdicio, la remoción de virus por el proceso de membrana no ha sido ampliamente investigada. Algunos fabricantes de equipo de ósmosis inversa y membranas dicen que ningún virus debe aparecer en el agua de producto citando el tamaño del virus y la teoría de transporte en la membrana como razones del rechazo.

Hindén y su grupo en 1968 usando un agua de alimentación inoculada con colifagos T7 y ϕ X 175, tomaron unos cuantos mililitros de agua de producto de una unidad de ósmosis inversa con membranas de acetato de celulosa. (5) Sin concentrar el virus, se hizo un intento de aislar el virus directamente al poner muestras del agua de producto en platos con EMB previamente inoculadas con E. coli. Se encontró que el agua de producto estaba libre de virus. Ironside y Sourirajan en 1967, en un estudio relacionado, reportaron que membranas de acetato de celulosa produjeron agua de producto estéril a partir de soluciones de alimentación de 400 a 100,000 E. coli por mililitro.

En 1971 Sorber inoculó varias concentraciones de colifagos T7 y poliovirus en el agua de alimentación de una unidad a pequeña escala y evaluó el rechazo de virus usando membranas comunes y comerciales de acetato de celulosa de grado asimétrico. Como se muestra en el cuadro 31, un número limitado de virus penetraron las membranas, y la penetración de virus se atribuye a algunas áreas de imperfección en uniones cruzadas del acetato de celulosa en la densa capa de la membrana. A pesar de la penetración limitada de virus, todas las membranas de acetato de celulosa usada por Sorber rechazaron altos porcentajes de virus y produjeron un agua de producto de excelente calidad. (5)

Sieveka en 1966 reportó la remoción de bacterias del agua del Río Potomac usando una presión alta de 10.4 MPa (1500 psig) en un sistema de ósmosis inversa. Los resultados del agua de producto para bacterias coliformes fue < 3 , expresado como número más probable de bacteria por 100 ml para concentraciones de coliformes en el agua de alimentación en intervalo de 1500 a $> 11,000$.

Sieveka sintió que los resultados eran alentadores hacia que los sistemas a gran escala podían no ser suficientemente buenos para prevenir una contaminación bacteriológica del agua de producto de un agua de alimentación altamente contaminada. (5)

En 1973 Otten y Brown después de algunas pruebas concluyeron que es necesario algún tipo de pretratamiento y /o postratamiento para prevenir la contaminación bacteriana de interferir con el sistema de tratamiento de agua y de entrar en el sistema de distribución. (9)

Ford y Pressman en 1974 evaluaron las capacidades de dos sistemas de purificación de agua para la remoción de organismos coliforme y un virus (bacteriófago f_2). (5) Una unidad prototipo de ósmosis inversa con una adición de polielectrólito catiónico, prefiltración, a hipocloración redujeron las concentraciones de organismos coliformes y el virus f_2 a límites indetectables. Con una presión de filtración dual media de $0.4 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$ (10 gal/min/ft^2), con una adición de polielectrólito catiónico como pretratamiento para la unidad de ósmosis inversa, se removió el 99.99% de un virus f_2 agregado al agua natural. Cuando el virus se agregó después de la filtración, una cantidad grande de unidades de virus atravesaron el sistema de membrana resultando en una remoción del 97.3% de un agua de alimentación conteniendo 10^5 unidades de virus. La remoción de virus con prefiltración quedó en un intervalo de 91 a 99.99% usando coagulación de polímero; por el contrario, no se obtuvo ninguna remoción de virus sin la alimentación del polímero. La remoción de virus con polielectrólito se atribuye a la atracción electrofórica de los virus a las partículas suspendidas.

Hinterberger y su grupo investigaron la capacidad de la ósmosis inversa de remover bacterias del agua y encontraron que bacterias con dimensiones físicas una magnitud mayor que la dimensión de los virus penetraban las membranas de ósmosis inversa. (Ver Cuadros 32, 33 y 34) (5)

Este paso de bacterias se atribuyó a los posibles al azar pequeños hoyos (debido a defectos mecánicos) y a las imperfecciones al azar en uniones cruzadas del acetato de celulosa.

Reconocieron que la discrepancia en los resultados entre unidades de ósmosis inversa con áreas pequeñas (2 pulgadas de diámetro) y unidades de plantas piloto a total escala con áreas mayores de membrana se debe a la probabilidad al azar. Unidades comerciales con grandes áreas de membrana tienen una probabilidad más alta de tener imperfecciones y fugas debido a los pequeños hoyos o fisuras y defectos causados durante la fabricación, y demostraron

Membrana	Flujo promedio, gpd/pie ²	Promedio total de No. de virus en el agua de alimen. (a)	Conc. promedio de virus en el agua de alimen. (a) pfu/lit (a)	No. de virus detectado en el agua de producto, pfu	Conc. de virus en el agua de producto, pfu/lit (b)	Eficiencia en la remoción de virus, %
UF 10	256	2.6 x 10 ⁵	3.7 x 10 ⁴	1	2.0	>99,999
UF 10	127	2.3 x 10 ⁹	3.3 x 10 ⁸	4	7.6	>99,999
UF 10	218	4.9 x 10 ⁹	6.8 x 10 ⁸	3	4.1	>99,999
UF 10	168	2.2 x 10 ⁹	3.0 x 10 ⁸	7	3.2	>99,999
UF 10	166	6.3 x 10 ⁸	7.8 x 10 ⁷	0	0-1.4 (b)	>99,999
HT 65	49	3.2 x 10 ⁵	2.9 x 10 ⁷	0	1.2	99.77
HT 70	59	8.0 x 10 ⁸	7.0 x 10 ⁷	0	0-1.1 (b)	>99,999
HT 70	43	9.1 x 10 ⁸	1.6 x 10 ⁸	0	3.6	>99,999
HT 75	25	6.5 x 10 ⁸	8.5 x 10 ⁷	1	0.85	>99,999
RO 89	45	2.2 x 10 ²	2.6 x 10 ²	2	1.3	99.81
RO 89	34	8.2 x 10 ²	9.6 x 10 ²	3	1.8	99.20
RO 97	31	1.1 x 10 ³	1.4 x 10 ²	1	0.67	99.81
RO 97	31	1.5 x 10 ³	1.9 x 10 ²	0	0-0.61 (b)	100
RO 97	27	8.0 x 10 ²	1.0 x 10 ²	0	0-0.70 (b)	100
RO 97	28	4.0 x 10 ³	5.5 x 10 ²	1	6.7	99.20

(a) Valores corregidos para la eficiencia de recuperación del 25% de colifago T2 y 45% de bacteriófago.

(b) El intervalo indica la concentración máxima posible de virus debido a la eficiencia de la técnica de concentración de virus, para el virus concentrado a medio millón de, a pesar de que realmente no se detectó ningún virus en el agua de producto. pfu = unidad formada por partícula

Fecha 1971	Tipo de Membrana	Condi. agua	Cuentas estándar plastr (35°C)			Cuentas de colifago coliformes (4°C)			Eficiencia	
			corri. de	alimen. CFU/ml	producto CFU/100ml	% recuperación	alimen. CFU	producto CFU		
12/2	Kesting	seco	1-2	1 x 10 ⁵	0	100	2 x 10 ⁵	0	100	92
12/3	Kesting	seco	3	7.5 x 10 ⁴	0	99,999	1.2 x 10 ⁴	0	100	95
12/7	Kesting	seco	6-5	1.5 x 10 ⁴	0	100	1.2 x 10 ⁴	0	100	90
12/8	Kesting	seco	7-10	7.5 x 10 ⁴	0	100	7 x 10 ⁴	0	100	86
12/15	11F-35	mojado	1	3.2 x 10 ⁴	0	99,999	1.1 x 10 ⁴	0	100	---
12/15	11F-35	mojado	2-5	3.8 x 10 ⁴	0	100	1.2 x 10 ⁴	0	100	---
12/16	11F-35	mojado	7	1.5 x 10 ³	0	99,999	3 x 10 ²	0	100	---
12/16	11F-35	mojado	8	1.5 x 10 ³	1	99,999	1 x 10 ²	0	100	92
12/16	11F-35	mojado	9-12	1.5 x 10 ³	0	100	1 x 10 ²	0	100	---
12/17	11F-35	mojado	13-13	2.1 x 10 ²	0	100	2.5 x 10 ²	0	100	---
12/22	KP-90	mojado	1-7	1.8 x 10 ³	0	100	1.5 x 10 ²	0	100	97
12/22	KP-90	mojado	8	1.2 x 10 ³	11	99,991	2.5 x 10 ²	0	100	87
12/23	KP-90	mojado	9-12	1 x 10 ³	0	99,999	3 x 10 ²	0	100	70
12/23	KP-90	mojado	14	1 x 10 ³	0	100	3 x 10 ²	0	100	76
12/29	KP-90	mojado	15-15	4 x 10 ³	0	99,999	7 x 10 ²	0	100	80
12/29	KP-90	mojado	17-20	1 x 10 ²	0	100	7 x 10 ²	0	100	68

Nota: El volumen probado de agua de producto fue de 46ml en promedio para todas las membranas, en un intervalo de 10 a 92 ml/muestra.

*CFU= unidad formada por colonia

Cuadro 33.- Remoción de microorganismos por unidades de ósmosis inversa de una planta piloto,

Fecha	Membrana	Confi- guración	Agua de alimen. CFU/ml	Producto CFU/ml	% Remoción	% Rechazo sales
11/30	acetato	Fibras	(a) 3×10^2	45	85	89
12/7	celulosa	huecas	3×10^3	1	83.3	89
11/14	Nylon	Fibras	(a) 5.9×10^2	1	99.5	97
1/27		huecas	3.1×10^2	20	93.5	97
2/3			1.1×10^3	210	85	
11/18	acetato	Tubo	(b) 9×10^2	29	97	90
11/29	celulosa	espiral	5×10^2	18	98	80
1/7	acetato	Tubular	2.7×10^4	1.7×10^4	37	93
1/12	celulosa		7.5×10^2	1×10^4	Negativa	93
1/13			1×10^2	DNPC	Negativa	93

(a) Pretratada con filtro DNPC = demasiado numerosos
 (b) Coliformes totales /100ml para contarse.

Cuadro 34.- Remoción de bacterias por una unidad tubular de ósmosis inversa (usando agua corriente del Río Potomac)

Fecha 1972	Tiempo opera- ción (hr)	Muestras tomadas (hr)	alimen. (CFU/ml)	Producto CFU			% Remoción
				1ml	10ml	100ml	
2/17	1.5	Empieza	1×10^4	0	0	0	100
		0.5		0	0	0	
		1.0		0	3	0	
		1.5		0	0	0	
2/18	5	Empieza	5×10^3	0	0	0	100
		1		0	0	0	
		2		0	0	0	
		3		0	0	0	
		4		0	0	0	
5	0	0	0				
2/22	2	Empieza	4×10^3	21	214	DNPC	99.5
		1		2	7	70	
		2		2		86	
2/23	6	Empieza	4×10^3	31	265	DNPC	99.2
		2		7	55	430	
		4		0	34	370	
		6		0	21		
2/25	6	Empieza	8×10^2	DNPC	DNPC	DNPC	Negative
		2		830	DNPC	DNPC	
		4		690	DNPC		
		6		720	DNPC		
2/28	1.5	Empieza	5×10^2	2800			Negative
		1.5		3000			

DNPC = demasiado numerosos para contarse

que el enriquecimiento microbiológico, que significa las bacterias de degradación celulósica que pasan a través de la membrana de ósmosis inversa y colonizan y se proliferan en el material de las fibras huecas, ocurre durante las interrupciones de operación, durante la noche y en los fines de semana. Hasta un 100% de la operación de un ciclo decreció con el tiempo y varió con la calidad del agua de alimentación, condiciones de operación, tiempo de operación, y principalmente interrupciones. El descenso en la calidad del agua de producto resultó ser debido al enriquecimiento bacteriano. El efecto de la degradación celulósica por bacterias en membranas del tipo de ester de celulosa y el desarrollo de la ósmosis inversa es incierto. Sin embargo, la degradación de la celulosa se debe considerar como una posible fuente de problemas operacionales.

Mostraron que para reducir el crecimiento bacteriano en la superficie de membrana y en el producto, se tuvo que hacer una cloración del agua de alimentación al punto de tener cloruro libre residual. La cloración minimizó la degradación biológica de las membranas de acetato de celulosa, y el agua de producto satisfizo los estándares de calidad del agua potable. Como no es posible lograr el 100% de rechazo de microorganismos, es indispensable una desinfección del agua de producto. Como las sustancias que demandan una acción desinfectante son eliminadas por ósmosis inversa la desinfección del agua de producto se puede alcanzar fácilmente y al nivel deseado.

Deinzer y su grupo en 1978 hicieron notar que, el costo de capital, el costo de reemplazo de membrana, y el costo de bombeo hacen a la ósmosis inversa mucho más cara que la cloración para la desinfección de agua de desecho: por el alto costo del aparato, de las membranas y de los reactivos que se deben utilizar, mientras que en la cloración solamente es el costo del reactivo que se use para clorar. (4)

Nusbaum y Riedinger en 1980 establecieron que para un completo rechazo de bacterias, hongos y virus por ósmosis inversa se requiere una membrana libre de imperfecciones y que la probabilidad de tener tal membrana es muy baja. (5)

En 1981 Desai y su grupo probaron un sistema portátil de ósmosis inversa de 100 lt/h (26.4 gph) para la eficiencia de remoción de pirógenos. Más del 99.8% de pirógenos que ocurren naturalmente se removieron después de 20 min. de operación. Se concluyó que un agua de alimentación con una concentración de endotoxina ≤ 50 ng/ml se puede volver nopenirogénica (≤ 0.1 ng/ml) bajo condiciones normales de operación. (5)

Regunathan y su grupo en 1983 reportaron la remoción de microorganismos por un sistema de ósmosis inversa (pequeño doméstico, bajo el fregadero). A pesar de que no se hicieron pruebas para protozoarios, se esperaba que fueran removidos por los sistemas por el tamaño relativo. Las pruebas para la remoción de bacterias condujeron a 2 sistemas de ósmosis inversa-carbono cuyos resultados se muestran en el cuadro 35. ⁽⁵⁾

El sistema de ósmosis inversa-carbono también fue probado para determinar la supervivencia de *E. coli* (Ver cuadro 36). Los resultados indicaron que el aparato fue altamente eficiente en la remoción de *E. coli*. Cuando un pequeño número de *E. coli* fue encontrado en el agua de producto, no colonizaron las superficies de efluentes y no crecieron a multiplicarse.

Cuadro 35.- Crecimiento natural de bacterias en un aparato de ósmosis inversa-carbono.

Fecha de la muestra	Alimentación CEP/ml	Efluente 1 CEP/ml	Efluente 2 CEP/ml
11/29/77(a)			
11/30/77	2900	350	< 1
12/02/77	2500	440	< 1
12/07/77	790	800	900
12/13/77	1500	2000	2000
12/14/77	2000	4000	2000
12/18/77	430	5000	3000
12/20/77	700	20000	5000
12/27/77	290	4000	95000
12/27/77(a)			
12/28/77	190	3000	8000
1/03/78(b)			
1/04/78	90	< 1	< 1
1/06/78	910	6	4
1/10/78	150	3	1
1/11/78	200	180	3
1/13/78	890	73	640
1/17/78	27	17	5600

(a) sistema desinfectado con cloro

(b) sistema desinfectado con formaldehído

CEP = cuenta estandar de platos

Cuadro 36.- Supervivencia de E. coli en aparatos de ósmosis inversa-carbono.

Fecha	Coliformes totales/100 ml		
	Alimentación	Aparato 1	Aparato 2
11/30/77	52 000	<1	<1
12/01/77	40 000	<1	<1
12/05/77	37 000	<1	<1
12/15/77	2 x 10 ⁴	<1	<1
12/20/77	35 000	<1	<1
12/28/77	30 000	<1	<1
12/29/77	40 000	<1	<1
1/03/78	60 000	<1	<1
1/05/78	1.8 x 10 ⁷	<1	<1
1/09/78	45 000	3	<1
1/10/78	47 000	<1	<1
1/12/78	4.7 x 10 ⁷	1	<1

MEMBRANAS

Las membranas son el componente crítico del sistema de ósmosis inversa y como tal deben poseer ciertas cualidades. El material de la membrana debe ser hidrofílica, altamente permeable al agua, altamente impermeable a solutos, y capaz de soportar altas presiones de agua de alimentación sin falla. La recuperación de agua debe ser alta para minimizar tanto los costos de operación de bombeo de alimentación como los costos de desecho de la salmuera concentrada. Como las membranas son una fracción significativa de los costos de capital de un sistema de ósmosis inversa, el flujo de agua debe ser maximizado para producir un volumen razonable de agua de producto por unidad de tiempo y para asegurar una rapidez de alto flujo la membrana debe ser delgada y, al mismo tiempo, la membrana debe ser lo suficientemente fuerte para soportar la presión del arroyo de alimentación entrante.

La vida de la membrana debe ser maximizada ya que el reemplazo implica un importante costo de operación, dependiente de conseguir los elementos perdurables, del mantenimiento de la membrana, de la rapidez de flujo y del precio de reemplazo de los elementos. Esto significa que la membrana debe ser resistente a los ataques físicos, químicos y biológicos, tolerante al pH y a la temperatura y sobretodo económica. Las características químicas y de transporte no deben cambiar después de experimentar una alta presión por un tiempo prolongado. También se debe considerar que el contenedor de la membrana es una fracción significativa del costo del capital, la membrana debe ser capaz de colocarse en formas tales que tenga una alta densidad, es decir una gran superficie de la membrana por volumen de contenido.

Una forma de describir el funcionamiento de la membrana es por medio de las siguientes ecuaciones: (9)

$$i) \quad F_a = K_1 (P - \Delta\pi) \quad (1)$$

donde,

F_a = flujo de agua por unid. de área - flujo térmico

K_1 = constante de permeación de la membrana

P = presión aplicada en la alimentación

$\Delta\pi$ = diferencia de presión osmótica: actuando a través de la membrana

$$ii) F_s = K_2 (C_a - C_p) \quad (2)$$

donde,

F_s = paso de sal por unidad de area

K_2 = constante de permeación de soluto en la membrana

C_a = concentración de solución de alimentación

C_p = concentración de solución del permeado

III.A.- Presión osmótica y su relación con la Salinidad

Si una presión en exceso de la presión osmótica de la solución salina se aplica a la solución concentrada, se difundirá agua pura a través de la membrana a la solución de menor concentración, por lo que se aumenta la concentración de la solución mas concentrada.

Para la mayor parte de los sistemas es común utilizar una fuerza de manejo adicional de 25-40 barg, arriba de la presión osmótica, en orden de dar una velocidad razonable de permeación de agua. Por lo tanto, las típicas presiones de operación están entre 25-65 barg dependiendo de la salinidad del agua corriente.

Para poder estimar el valor de la presión osmótica es necesario primeramente convertir la salinidad de alimentación en términos de equivalentes de cloruro de sodio. La concentración de sal cuando se expresa en términos de equivalentes de cloruro de sodio, puede fácilmente ser convertido a presión osmótica por medio de la ecuación: (9)

$$\pi = \frac{0.0385 \times C_p \times (T + 273) \text{ psi}}{1000 - (C_p/1000)}$$

C_p = concentración de la sal
 T = temperatura (°C)

La cual da una aproximación así:

$$\pi = \frac{C_p}{100} \text{ psi}$$

Por lo que agua de mar conteniendo sólidos a un nivel de 35,000 mg/lit tiene una presión osmótica de 350 psi.

III.B.- Efecto de la Presión

De la ecuación $F_w = K_1 (P - \Delta\pi)$, se puede observar que si la presión aplicada aumenta, el valor de $(P - \Delta\pi)$ aumenta dando lugar a un flujo mayor para una salinidad de alimentación dada. A medida que el agua pasa por la membrana, la solución de salmuera se concentra más y, por lo tanto, aumenta la presión osmótica. Por lo anterior, para una presión de operación dada, a medida que el agua pasa a través de la membrana de la parte más concentrada, la presión osmótica aumenta y la fuerza total decrece, resultando en un flujo menor.

Sin embargo si se considera la ecuación: $F_s = K_2 (C_a - C_p)$, la rapidez de flujo de sal a través de la membrana es proporcional a la diferencia de concentración, mientras que la rapidez de flujo de agua a través de la membrana es proporcional a la diferencia de presión. Como tal, el paso de sal es independiente de la presión aplicada. Por lo tanto, es evidente que un aumento en la presión de operación aumentará el flujo de agua sin alterar el flujo de sal. Se concluye entonces que si se opera a presiones elevadas esto da lugar a un nivel menor de sólidos disueltos en el arroyo del permeado.

III.C.- Efecto de la Temperatura

Considerando las 2 ecuaciones anteriores, se puede observar que un aumento en la temperatura del agua de alimentación causará un aumento en los valores de ambas constantes K_1 y K_2 . El flujo de agua y el de sal aumentan aproximadamente a la misma rapidez relativa, y por tanto la calidad del permeado se mantiene esencialmente constante. Las constantes K_1 y K_2 se pueden describir como constantes variables. (9)

III.D.- Efectos combinados de la Temperatura, Presión y Edad

La vida útil de una membrana de ósmosis inversa está gobernada por:

- a) Temperatura de operación
- b) Presión de operación
- c) Edad de la membrana

Estos tres parámetros se combinan en una expresión que comúnmente se llama coeficiente de compresión o coeficiente de retención de flujo de la membrana. (9)

Operaciones de membranas a temperaturas elevadas, generalmente con un exceso de 25-30 °C para la mayoría de las membranas, y presiones también elevadas dan por resultado una reducción en los valores de K_1 y K_2 con respecto al tiempo. Esta reducción de K_1 y K_2 es debida al "deslizamiento plástico" de la membrana dando lugar a la compresión.

La compresión afecta cualquier membrana pero el grado de severidad depende de la membrana. La razón principal de esto es que la membrana contiene como un 12% por volumen de agua dentro de su estructura molecular. Después de un cierto tiempo esta agua se desplaza gradualmente, dando lugar a la compresión de la membrana. La mayor compresión ocurre durante los primeros meses de operación, y si la membrana se opera bajo condiciones de temperatura y presión relativamente constantes la rapidez de compresión y el flujo del agua se mantienen virtualmente constantes.

El efecto de la temperatura sobre la rapidez de compresión de la membrana es mayor que el efecto de la presión.

Aunque el efecto de la presión sobre la rapidez de compresión de la membrana es menos importante que el de la temperatura, se debe hacer notar que si la presión de operación decrece, la fuerza directriz total decrece produciendo una reducción en el flujo del agua. La rapidez de flujo de iones a través de la membrana se mantiene constante y el efecto total es un aumento en la salinidad en el arroyo del permeado.

Si la temperatura del agua de alimentación se encuentra arriba de la recomendada como temperatura máxima, entonces es posible disminuir la presión de operación para compensar la temperatura aumentada.

III.E.- Polarización por Concentración

Polarización por concentración es el término dado a la formación de una solución altamente concentrada en la superficie de la membrana en el lado presurizado.⁽⁹⁾ Se crea con la sal que se va quedando a medida que el agua pasa a través de la membrana. La concentración aumenta en esta región hasta un punto en el que la rapidez con la que la sal se lleva hacia la membrana se equilibra con la rapidez con la cual la sal se difunde de regreso al seno de la solución. Este estado es totalmente indeseable porque la presión osmótica incrementada en la superficie de la membrana aumenta la presión osmótica. El resultado neto es un decremento en el flujo del agua a través de la membrana y en un aumento del paso de sal.

III.F.- Efecto del pH en las membranas de Osmosis Inversa

Depende del tipo de membrana de que se trate, por ejemplo esteres celulósicos o poliamidas, el pH puede tener un efecto significativo. Para membranas del tipo de acetato de celulosa, los límites de pH se colocan entre 3 y 8. La hidrólisis de la membrana puede ser tolerada dentro de este intervalo y la hidrólisis mínima ocurre a $pH=5$.⁽⁹⁾ Para membranas de poliamida los límites recomendados son de 4 a 11.

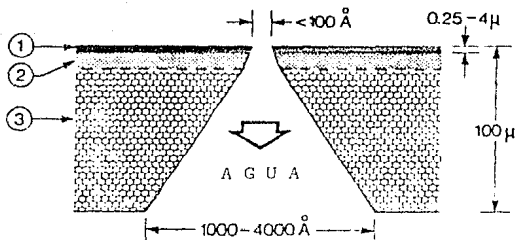
El pH de alimentación tiene poco efecto en el rechazo de sales de ácidos fuertes y bases fuertes, pero puede tener un efecto mayor con ácidos y bases débiles. Las especies no ionizables se rechazan pobremente, pero las sales ionizadas de ácidos y bases débiles se rechazan bien.

III.G.- Efecto de los Compuestos Orgánicos en membranas de Osmosis Inversa

Los compuestos orgánicos de bajo peso molecular, especies no polares, sustancias solubles en agua y gases disueltos tienden a pasar a través de la membrana. El rechazo de compuestos de bajo peso molecular como ácidos orgánicos y aminas tienen el mismo comportamiento que los ácidos y bases débiles inorgánicos, esto es, que las especies no disociadas casi no se rechazan mientras que las sales sufren un buen rechazo de la membrana.

Las membranas de ósmosis inversa son generalmente asimétricas (Ver Fig. 26) con una estructura macroporosa y una capa densa superficial. Se sabe que la separación ocurre en la capa densa superficial, pero existe todavía duda de la estructura de la superficie. Existen varias teorías que describen la morfología de la superficie, pero se pueden dividir en 2 grandes grupos: las teorías de poro y las teorías de solución- difusión.⁽³⁾

Reid y Breton sugirieron que ocurren 2 mecanismos diferentes. Dicen que el agua se une por enlaces de hidrógeno a los oxígenos carboxílicos en el acetato de celulosa y se concentra en la región amorfa donde estos celulósicos predominan. Aquellos iones y moléculas, que se combinan con la membrana a través de enlaces de hidrógeno y que caben dentro de la estructura del agua, pasan a través de la superficie de la membrana por alineamiento de los enlaces de hidrógeno en un mecanismo de difusión controlado. Las especies que no se combinan por enlaces de hidrógeno se transportan por difusión de tipo agujero a través de las regiones porosas en el acetato de celulosa donde no hay agua ligada fuertemente.⁽⁴⁾



- ① Capa densa superficial, $0.25-4\mu$
- ② Región de transición, densidad y porosidad intermedias; grosor variable.
- ③ Subestructura porosa esponjosa.

Fig. 26.- Estructura asimétrica de la membrana de ósmosis inversa.

El otro grupo de teorías asume que la superficie de las membranas de ósmosis inversa es porosa de naturaleza y que se debe al número y tamaño de los poros, así como a las interacciones del polímero en solución, el control de la permeabilidad y la selectividad.⁽⁴⁾

Sourirajan propuso que la selectividad de la membrana es un fenómeno de la química de superficie, dependiente de la naturaleza de las interacciones entre la superficie del polímero y los distintos componentes en la solución, como se describe en la Isoterma de Adsorción de Gibbs.⁽¹⁵⁾ El transporte a través de la membrana porosa ocurre por un mecanismo de flujo capilar en el cual los componentes que se adsorben en forma preferencial en la interfase son los que más se transportan. Cuando las soluciones interactúan con los polímeros apropiados se permite la adsorción de una capa monomolecular de un sólo componente puro en la superficie de la membrana. El número y tamaño de los poros de la superficie así como la presión aplicada son los que determinan la rapidez de transporte. El ancho de la capa adsorbida en forma preferencial, junto con la magnitud de la distribución de los poros y el alcance de la interacción superficial determinan la selectividad. Este mecanismo se conoce con

el nombre de Mecanismo de Flujo Capilar de Adsorción Preferencial.

Tanto la teoría de solución-difusión como la de flujo capilar de adsorción preferencial tienen sus pros y sus contras. La aplicación de cualquiera de estas teorías depende de su aplicación a los problemas que se presentan y la simpleza de conceptos para conseguir resultados experimentales. Realmente no se requiere de un entendimiento exacto de los mecanismos de ósmosis inversa para el uso diario del proceso, sino que una comprensión general del posible mecanismo permite una amplia aplicación del proceso.

Los polímeros utilizados comercialmente son: diacetato de celulosa (CA), triacetato de celulosa (CTA), mezclas de diacetato y triacetato de celulosa, hidrácido aromático de poliamida y polímeros de poliamida. Recientemente, hay membranas compuestas de poliamida y poliurea con polisulfonato (PS) como soporte, por ejemplo, polietilenimina (PEI) y polifurano (PF).

III.H.- Membranas Celulósicas

Las primeras investigaciones empezaron durante los años de 1950, tratando de desarrollar una membrana semipermeable con suficiente fuerza física y que produjera agua con un flujo de interés comercial en desalinización. En 1958 Reid y Breton, en la Universidad de Florida, demostraron que si se forma una solución de celulosa en acetona, se obtiene una membrana densa y homogénea, que tiene un flujo un poco bajo de 0.2 litros/m^2 , pero que puede producir agua con un contenido de sales menor que un centésimo de la concentración de alimentación. (13)

En 1939, Madame Dobry demostró que las membranas porosas de acetato de celulosa se pueden conseguir disolviendo acetato de celulosa en una solución acuosa saturada de perclorato de magnesio, éste se vierte y luego precipita el acetato de celulosa al agregar agua. Estas membranas tenían muy buenos flujos de agua pero ninguna habilidad para remover sales. (13)

En 1960, Loeb y Sourirajan, en la Universidad de California, demostraron que si la membrana se obtiene de una solución de acetato de celulosa en acetona, conteniendo perclorato de magnesio acuoso, y después se gelifica en agua; se combinan las dos propiedades encontradas anteriormente y se tiene una piel muy delgada y densa encima de un sustrato poroso. La piel delgada tiene propiedades de buen rechazo de sales y, siendo de sólo unas cuantas unidades Angstrom de ancho, también tiene un mejorado flujo de agua. La capa porosa sostiene a la capa delgada sin obstaculizar el paso de agua. (13)

La membrana tiene una estructura asimétrica consistente de una capa densa gruesa o piel de 0.2 a 0.5 μm , y tamaños de aberturas de los poros de aproximadamente 0.001 μm . La estructura tiene la capacidad de un flujo razonable con rechazo de sal.

La receta original de Loeb y Sourirajan por peso es la siguiente:

acetato de celulosa (contenido acetyl 39.8%)	22.2%
agua	66.7%
agua	10.0%
perclorato de magnesio	1.1%

Las membranas se preparan de una solución que consiste del polímero disuelto en un disolvente apropiado (usualmente acetona) acompañado de una sustancia en la cual es insoluble (agua o formaldehído) y una sal apropiada; los cuales ambos funcionan como agentes de hinchamiento.

Las membranas se pueden colocar en forma de hoja o tubular mediante el vaciado de esta solución (del tamaño deseado 250 μm) sobre un soporte apropiado bajo condiciones atmosféricas controladas. Se permite la evaporación durante un tiempo controlado para permitir la difusión del solvente a través del polímero y formar la superficie resultante con la característica asimétrica de la membrana. Esta estructura se gelifica sumergiendo la membrana en un baño de agua con una temperatura cercana a 0°C. La membrana que se coloca tiene un grosor de 250 μm y después del proceso lo tiene de 100 μm . Es asimétrica, es una superficie con una capa densa de aproximadamente 0.2 μm , la cual sirve como superficie de rechazo. El remanente de la membrana es una masa porosa relativamente esponjosa, que contiene como dos terceras partes de agua en peso, la mayoría en el sustrato poroso. La membrana se calienta en un baño de agua a una temperatura apropiada, para que el material celulósico se torne parcialmente cristalino, y con el encogimiento del polímero se reduce el tamaño de los poros a lo largo de la membrana, lo cual causa un rechazo mayor de los solutos, a pesar de que también se reduce la rapidez de permeación.

La semipermeabilidad de mejora marcadamente si se pone en forma concéntrica en agua a temperaturas entre 60° y 90°C.

Burns y Roe proponen flujos de agua promedio comunes de aproximadamente 0.1 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-día}$ (2.5 gal/ft²-día) por 0.2 MPa (100 psig) de presión aplicada para un rechazo de sal mayor del 95%. (5)

Las membranas de diacetato de celulosa tienen rechazos mayores para iones divalentes que los de iones monovalentes.

A pesar de que el acetato de celulosa tiene excelentes cualidades de permeación, está limitada en algunas aplicaciones por su pobre resistencia química (el grupo ester se hidroliza debajo de pH 4, y arriba de pH 8) y también por su inadecuada resistencia térmica (el grupo ester se hidroliza arriba de 38°C). Además las membranas pueden ser degradadas por microorganismos capaces de producir la enzima llamada celulasa.

La rapidez de producción se encuentra entre 0.49 y 0.69 m³/m²-día (12 a 17 gfd). Estas membranas son fáciles de fabricar bajo los adecuados controles del proceso; pero las membranas pueden sufrir compresión y pérdida de la productividad con el tiempo.

Las membranas son compatibles con aguas que contienen menos de un mg/lit de cloruro libre. La tolerancia del acetato de celulosa a los oxidantes y la gran resistencia al ataque químico hace a estas membranas apropiadas para el uso con aguas industriales.

La industria "Dow Chemical" desarrolló el triacetato de celulosa asimétrico en fibras huecas. Las características de las membranas de triacetato de celulosa son: un mayor rechazo de sales, una pequeña mejoría en la resistencia al ataque por microorganismos, una posible mejoría en la estabilidad hidrolítica a valores de pH muy altos o muy bajos y a temperaturas elevadas, una posible mejoría en la rapidez de compresión, y actividades de producción de orden de 3 a 5 gfd.⁽⁵⁾

En un esfuerzo por encontrar una membrana con mayor fuerza y resistencia química, así como un mayor rechazo intrínseco de las sales, dieron lugar a una membrana superior hecha de una mezcla de diacetato y triacetato de celulosa 10%, triacetato de celulosa 10%, dioxano 40%, acetona 25%, metanol 9.0% y ácido maleico 6.0%. Las características de las membranas de la mezcla de diacetato y triacetato de celulosa son: mejoría en el rechazo de sales comparada con las membranas de Loeb-Sourirajan, mejoría en la resistencia al ataque biológico, operable a valores mayores de pH o reducción en la hidrólisis a valores de pH equivalentes, y una reducción de los indicios de compresión a la misma presión y temperatura de operación que con las membranas Loeb-Sourirajan.

En 1978 Chan y McCutchan mejoraron la membrana de acetato de celulosa concluyendo que las composiciones óptimas de la membrana mezclada de acetato de celulosa son las siguientes: acetato de celulosa 457 g, formamida 425 g, acetona 950 g y solución saturada de triacetato de celulosa en ácido acético 52 g. (5)

La membrana mezclada fue 30% mejor cuando es comparó, para funcionamiento de la membrana, con la de la formulación de diacetato de celulosa estandar .

III.F.- Poliamida

En 1967 DuPont introdujo la fibra asimétrica de poliamida aromática, la cual fue un gran avance en aumentar el área activa de la membrana. A pesar de que la permeación a través de estas membranas es alrededor de un orden de magnitud menor que a través de las membranas de acetato de celulosa, su densidad de empaquetamiento (área de la superficie de la membrana por unidad de volumen del permeador) es aproximadamente de un orden de magnitud mayor. (13)

En 1973 Johnston y Lim describieron la preparación de membranas de poliamida. Las fibras huecas de poliamida aromática se preparan colocando un polímero en dimetil acetamida. Se produce una fibra asimétrica con una superficie externa densa y un muy poroso soporte interno. La estructura del polímero se congela en un baño fuerte de agua el cual también sirve para quitar solventes extraños. Las fibras se colocan en bobinas antes de envolver la membrana para formar un permeador completo. (5)

Los materiales de poliamida pueden ser descritos como polímeros de condensación sintéticos, orgánicos, unido por nitrógeno, aromático y substancialmente lineal. Las fibras huecas pueden ser similares a las fibras de triacetato de celulosa si se utiliza un solvente y un plasticida adecuado. Así como están, las fibras tienen un pobre rechazo de los iones monovalentes, por lo que se usa un postratamiento de un recubrimiento de ácido tánico sobre las fibras, para mejorar el rechazo de iones monovalentes.

Las membranas de fibras huecas de poliamida tienen una rapidez de producción del orden de 0.04 a $0.08 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-día}$ (de 1 a 2 gal/ft²día). Los rechazos del ion bicarbonato son bajos a valores de pH de alimentación bajos pero mejoran aumentando el valor de pH. Las membranas de poliamida muestran una muy buena remoción de sustancias orgánicas. Sustancias orgánicas pequeñas como fenoles muestran muy buenos rechazos.

En 1979 Shields reportó que las membranas de poliamida tienen una buena estabilidad química y física y por lo tanto una vida más larga de la membrana. Algunas poliamidas aromáticas son estables durante una continua operación con un intervalo de pH de 4 a 11, y por períodos limitados son estables a niveles de pH entre 2 y 12. Si se usa esta membrana por un tiempo demasiado largo en valores extremos de pH, puede causar una modificación irreversible del material de la membrana y alterar su habilidad de separación. Kosarek reporta un menor intervalo permisible de pH, éste es entre 3 y 9 y marca el valor de pH de 5.5 como el valor óptimo. (13)

Burns y Roe reportan que las membranas son capaces de operar a temperaturas mayores que las de acetato de celulosa sin que ocurra la hidrólisis, y Kosarek indica que la temperatura de 49°C es la ideal. (5)

Con respecto al ataque por microorganismos, estos no han producido enzimas para degradar los polímeros sintéticos, y se puede decir que las membranas de poliamida son esencialmente inmunes a la degradación biológica.

Por otro lado, las membranas de poliamida son extremadamente sensibles a los oxidantes, como por ejemplo el cloro, y los requerimientos de la garantía son de cero mg/lit de Cl_2 . Spats y Friedlander reportan que cuando los oxidantes, especialmente cloro, se encuentran en la solución de alimentación la poliamida debe ser cuidadosamente revisada y probablemente se debe evitar, a menos de que el pH sea tal que el potencial de oxidación sea bajo. (5)

III.J.- Membrana Compuesta

La capa delgada y densa o piel y la subestructura porosa no necesariamente tienen que ser hechas de un sólo material, ya que optimizando cada capa y colocando éstas juntas, se puede producir una membrana con características superiores en funcionamiento.

La permeabilidad se puede aumentar, sin una disminución en el rechazo, reduciendo el grosor de la capa densa.

Uno de los beneficios adicionales de las membranas compuestas es una mejoría en la resistencia a la compresión.

La membrana compuesta es similar a la membrana asimétrica de Loeb-Sourirajan. Se forma una capa muy delgada de un polímero semipermeable sobre la superficie finamente porosa de una membrana de soporte altamente permeable al agua. La permeabilidad al agua del material de la capa delgada, el grosor de esta capa delgada, y las características del poro en la superficie de la

membrana de soporte, todo esto determina el flujo de agua a través de la membrana compuesta.

La membrana compuesta se mejora en comparación con la clásica membrana asimétrica al eliminar el área entre la capa delgada y la subestructura porosa.

Se han desarrollado varios tipos de capas delgadas para membranas compuestas, sin embargo, el polisulfonato es el que ha tenido mayor uso comercial en membranas compuestas. El Polisulfonato (PS) ha sido agregado sobre ambas fibras tejidas y no tejidas. Las barreras de la membrana se forman sobre polisulfonato por policondensación interfacial y polimerización *in situ*; sin embargo, existen limitaciones a su uso extensivo. Los soportes porosos deben ser químicamente compatibles con la solución y con los polímeros usados para formar la capa de barrera de la membrana y debe soportar las temperaturas de reacción de formación de esta capa de barrera. Existen limitaciones en las áreas de compatibilidad del solvente y la temperatura. Los solventes aromáticos y clorados no son aceptados y con respecto a los ésteres y cetonas, causan un ataque limitado al soporte poroso. (5)

Se desarrolló en North Star Research y Development Institute una membrana de polietilénimina, llamada NS-100, la cual tiene una capa activa de polietilénimina con *m*-tolileno 2,4-diisocianato sobre un soporte poroso de polisulfonato. (13)

Se supone que la NS-100 es la membrana más prometedora que se haya desarrollado con respecto a estabilidad al pH, flujo del permeado, remoción de solutos, especialmente pequeños compuestos orgánicos polares. A 10.3 MPa (1500 psig), se ha reportado que esta membrana tiene un flujo mayor de 0.8 m³/m² día (20 gal/ft² día) y 99.5% de rechazo de sal cuando se usa con agua de mar sintética. Además se ha reportado que esta membrana tiene una excelente estabilidad a aguas de alimentación alcalina (pH 7 a 13). Su mayor problema es que esta membrana se ataca enseguida con cloro.

En 1979 Burns y Roe describieron una capa delgada compuesta de alcohol furfurílico, llamada NS -200. La membrana se prepara sobre un soporte de polisulfonato de una solución que consiste de las siguientes sustancias en porcentaje en peso: dodecil sulfato de sodio (0.7%), alcohol isopropílico (20.0%), agua (75.3%), ácido sulfúrico (2.0%), y alcohol furfurílico (2.0%). La capa delgada compuesta de la NS-200 ha demostrado tener un porcentaje en rechazo de sales de 99% y flujos de agua de 0.73-0.81 m³/m² día (18-20 gal/ft² día), (5)

probado en una solución de 3.5% de sales a 6.9 MPa (1000 psig) por 1000 hr.

En 1979 Burns y Roe describieron una membrana compuesta de poliamida (PA-100) preparada de manera similar a la NS-100, con la diferencia de que se usa cloruro de isotaloilo para la formación de la barrera de ósmosis inversa en lugar de diisocianato de tolieno.⁽⁵⁾

El problema mayor de la membrana compuesta PA-100 es su sensibilidad a aguas de alimentación cloradas, la cual se refleja en deterioro de las propiedades de ósmosis inversa en un tiempo corto. Debido a que la cloración es importante en el control del crecimiento de microorganismos, el agua de alimentación debe ser desclorada por medio de filtración por carbón activado o adición de sulfito antes de usar la ósmosis inversa. Los esfuerzos por modificar la PA-100 dieron lugar al desarrollo de una membrana compuesta de poliamida llamada PA-300.

La barrera de la PA-300 se prepara por condensación interfacial de una etilen-idamina epiclorohidrina (epiamina) condensada con cloruro de isotaloilo. La membrana de PA-300 se ha reportado ser algo sensible a aguas de alimentación cloradas; pero comparada con la PA-100, las membranas de PA-300 son más estables a aguas de alimentación cloradas.

Tanto la membrana compuesta de NS-100 como la PA-300 poseen una barrera delgada semipermeable con un alto flujo de agua, y una alta selectividad. Comparadas con membranas no compuestas muestran una mejorada resistencia a la compresión, al ataque bacteriano, mejoría en la estabilidad a temperaturas elevadas y valores de pH extremos (2 a 12). La NS-100 y PA-300 son estables a soluciones limpiadoras fuertes a temperaturas elevadas. Muestran una mejorada resistencia a materiales orgánicos y una mejoría en el rechazo de solutos orgánicos.

En 1979 Burns y Roe describieron una membrana compuesta de triacetato de celulosa con una capa gruesa formada sobre un soporte finamente porosa de nitrato y acetato de celulosa, al meter éstas en una solución diluida de acetato 2.83 de celulosa.⁽⁵⁾ El grosor de la capa se controla por la concentración del polímero de acetato 2.83 de celulosa y por la rapidez de obtención de la capa.

Se está desarrollando un nuevo tipo de membrana asimétrica de ósmosis inversa seca, y está siendo incorporada a elementos espirales por la Compañía Chemical Systems, Inc.⁽¹³⁾ Estas membranas se producen al agregar una solución procesada de triésteres de celulosa cuaternarios, se pueden guardar en seco y son reversibles de seco a mojado. Debido a la presencia de los grupos cuaternarios de amonio, estas membranas nuevas tienen mayor permeabilidad y selecti-

vidad que las membranas de acetato de celulosa, y son más resistentes a la hidrólisis, al cloro y a la biodegradación.

III.K.- Limpieza y Mantenimiento de la membrana

El objetivo del análisis y pretratamiento del agua de alimentación es eliminar la obstrucción y las incrustaciones en las membranas de ósmosis inversa; y como todos los demás sistemas de tratamiento de agua requiere de limpieza y enjuague.

Un programa simple de limpieza aumentará la vida de la membrana y ayudará a asegurar un buen funcionamiento de ésta; además se ha comprobado que una rutina de limpieza es una buena inversión, por el bajo costo de las sustancias químicas utilizadas para la limpieza.

Burns y Roe mencionan las siguientes razones por las cuales se debe efectuar una limpieza: condiciones alteradas en el pretratamiento, inapropiada selección de materiales, enjuague inadecuado, falla en el sistema de inyección de químicos, falta de conocimiento o de ejecución del operador, una concentración de bajo nivel de precipitados en un periodo extenso, una inadecuada interpretación de la información sobre el rechazo de sales y sobre la productividad, y/o un cambio en la composición del agua de alimentación. (5)

Tanto la obstrucción como la adsorción de materiales reducirán la permeabilidad y harán que decrezca la velocidad de flujo.

La obstrucción de la membrana debe ser eliminada, ya sea por materiales que remuevan la obstrucción o por medio de la optimización en la efectividad de las técnicas de limpieza. La obstrucción depende de la calidad del agua de alimentación, del pretratamiento, y del grado de turbulencia en la superficie.

III.K.1.- Métodos

Los métodos de limpieza varían de acuerdo con el fabricante de la unidad de ósmosis inversa.

La temperatura de la solución limpiadora no debe exceder los 35°C. La bomba que se utiliza para la limpieza debe ser de acero inoxidable para poder soportar a los reactivos de limpieza y las presiones que se requieren y debe ser centrífuga por razones de flexibilidad y seguridad.

En el caso de un cierre de emergencia, se recomienda enjuagar el sistema con agua de producto para remover la salmuera de las membranas y prevenir la formación de incrustaciones.

Boen y Johannsen recomiendan enjuagar la unidad de ósmosis inversa cuando la rapidez de flujo baje un 85 o 90 % de la rapidez inicial. Un fabricante de ósmosis inversa sugiere limpiar las membranas ya sea cuando el paso de sal se duplica y excede el valor considerado, cuando la rapidez de flujo del agua de producto o la salmuera decrece en más del 10% a temperatura y presión constantes. (5)

Al aumentar la rapidez del agua de alimentación, puede ayudar a quitar depósitos, y se logra al abrir la válvula de presión y aumentar la rapidez de flujo de rechazo.

Burns y Roe recomiendan dar salida a la parte del módulo de producto durante la limpieza y entubar el agua de producto al tanque de limpieza para prevenir las pérdidas de agua. Si se aumenta la dosis del hexametáfosfato de sodio de 5 a 10 mg/lit por varias horas, puede también ayudar a reducir la incrustación de sulfato de calcio y la obstrucción por coloides; sin embargo, si el funcionamiento no mejora en 24 hr, la membrana requerirá de limpieza. (5)

Finalmente, si la limpieza no tiene éxito, las razones para la obstrucción se deben determinar y se deben tomar medidas correctivas antes de reemplazar los elementos de la membrana.

III.K.2.- Sustancias Orgánicas

Johnston y Lim en 1973 reportaron que la obstrucción por sustancias orgánicas adsorbidas es a veces suficientemente débil de tal modo que la circulación del agua limpia a través del sistema puede ser adecuada para resaturar el funcionamiento de la membrana. Sin embargo, es recomendable limpiar la membrana con regularidad. El método más efectivo es el de limpieza por enzimas. Los detergentes enzimáticos como: Biz, Tertgazyne o Bold, a una concentración y pH adecuados, son efectivos si se hacen circular vigorosamente a través del sistema. (5)

Reportaron que la densificación de la membrana y los obstrutores sueltos se pueden remediar de la siguiente manera: por medio del cierre periódico de la unidad por varios minutos para permitir que se relaje la membrana, enjuagando la membrana al doble de la velocidad normal con la solución de alimentación o con el agua corriente a una presión reducida, o introduciendo

do aire dentro del sistema para ayudar a aflojar los obstruores durante el enjuague.

II.K.3.- Microorganismos y Crecimiento Bacteriano

En 1976 DuPont estableció que durante un cierre prolongado sin la protección de formaldehído se puede formar limo bacterial.⁽⁵⁾

Johnston y Lim sugirieron la circulación de una solución de hipoclorito de sodio a través del sistema por alrededor de 30 minutos. Sin embargo existen muchos microorganismos productores de celulosa que forman esporas⁽⁵⁾ y son resistentes al cloro.

Para membranas de acetato de celulosa se recomienda una dosis de cloro a intervalos regulares. Para membranas de poliamida se recomienda un enjuague con formaldehído, usando un 0.75% en peso de una solución al 30% de formaldehído.

Las membranas de acetato de celulosa están limitadas a 1 mg/lt de inyección continua de cloro, y las membranas de poliamida son incapaces de tolerar el cloro o algún agente oxidante. El sulfito de sodio catalizado por cobalto para la decoloración también degrada a las membranas de poliamida por lo que se recomienda usar sulfito de sodio, bisulfito de sodio o dióxido de azufre.

McCray y su grupo, en 1981 determinaron que el cloro, bromo y los desinfectantes de cloro-bromo son incompatibles con las membranas de poliamida de DuPont B-9. El yodo resultó ser el mejor desinfectante para esta membrana sin daño alguno sobre el funcionamiento de la membrana. El dióxido de cloro a un valor de pH de 5.8 se considera como un posible desinfectante si se mantiene una apropiado control del pH.⁽⁵⁾

III.K.4.- Incrustaciones de Dureza

Las incrustaciones de dureza se pueden evitar al mantener la recuperación del agua a debajo del 50%, adicionando soluciones antiincrustantes como el hexametáfosfato de sodio, y controlando el valor de pH en el intervalo ácido donde la precipitación no ocurrirá. La incrustación de carbonato puede resistir el enjuague mecánico, pero se puede disolver en una solución ácida, en cambio la incrustación de sulfato de calcio no es tan fácil de disolver,

pero se puede remover más fácilmente por enjuague. También se ha sugerido usar una solución de la sal de sodio del EDTA para la remoción de la incrustación de sulfato de calcio.

La adición periodica de pequeñas cantidades de ácido cítrico dentro de la alimentación ayuda a prevenir la acumulación de obstruores inorgánicas de la superficie.

III.K.5.- Oxidos de fierro y silicatos de aluminio

En 1980 DuPont estableció que en los casos en los que se encuentran presentes el fierro y el oxígeno en el agua de alimentación, ocurrirá la obstrucción del fierro, a pesar de la utilización de una filtración de alta calidad. (5)

En 1977 Block realizó una investigación con incrustaciones de sales de fierro y manganeso del ácido fúmico, y encontró que ambos el ácido cítrico y el ditionato de sodio son efectivos en la limpieza de las membranas y que en todos los casos removieron al fierro. (5)

La obstrucción de fierro en las membranas de ósmosis inversa con aguas de alimentación superficiales que es causada por la precipitación de ácidos aromáticos polinucleares (ácidos fúmicos) con iones de Fe^{3+} generados de la corrosión.

Las incrustaciones de materiales del tipo arcilla, compuestos de Si, Al, Ca, Mg, y Fe son muy difíciles de disolver aún sin seguir las restricciones de sensibilidad de las membranas solamente se pueden remover parcialmente con el uso de los mejores limpiadores probados en el laboratorio. Se ha recomendado que es mejor prevenir la formación de estos depósitos que tratar de removerlos después de que se han formado. Un método para la remoción de estas partículas es la coagulación por polímeros, así como la ultrafiltración.

Takahashi y Ebara en 1978 demostraron con los resultados de un análisis con un Microanalizador de rayos X que las incrustaciones en la superficie de una membrana de ósmosis inversa se forman en 2 capas. Los componentes de la 1ª capa son hidróxidos de fierro, óxidos de fierro, y algunas sustancias orgánicas, mientras que la 2ª capa son las incrustaciones duras de fluoruros de calcio. El bifluoruro de amonio ha sido reportado como muy bueno en la remoción de silicato, pero se debe manejar con cuidado y con una ventilación adecuada.

Ningún agente químico es capaz de remover completamente los silicatos que se encuentran incrustados en la membrana o los complejos de aluminosilicatos que contienen Ca, Mg, y Fe así como algunos otros complejos de silicatos.

En el cuadro 37 se muestra diferentes agentes químicos limpiadores para las diversas sustancias obstructoras.

III.K.6.- La restauración de la membrana

Cuando una membrana ha sido sometida a procedimientos de limpieza severa o de deterioro de la celulosa, existen ciertos polímeros y soluciones coloidales que se han reportado como efectivos en la restauración del rechazo de sales por la membrana, como por ejemplo se puede utilizar una solución de GELVA (Monsanto) al 10% en peso mezclada con el permeado.

Cuadro 37.- Agentes químicos limpiadores.

Químicos	Obstructoras					
	CaCO ₃	CaSO ₄ BaSO ₄ SrSO ₄ CuF ₂	SiO ₂	óxidos metálicos	coloides inorgánicos	materia biológica orgánica
-Ac. clorhídrico ¹ (HCl) (pH 4.0)	X				X	
-Ac. cítrico 2 ½ peso + NH ₄ OH (pH 4.0)	X			X	X	
-Nutek NT-600 5 ½ peso	X					
-Ac. cítrico 2 ½ peso + NH ₄ OH (pH 8)		X				
-Na ₂ EDTA 1.5 ½ peso + (pH 7-8) NaOH 5						
Na ₂ EDTA 1.5 ½ peso + HCl (pH 7-8)		X		X		
-Na ₂ S ₂ O ₄ 1.0 ½ peso.		X		X		
-NaOH (pH 11.0) ²			X		X	X
-Ac. cítrico 2 ½ peso + Na ₂ EDTA 2 ½ peso + NH ₄ OH (pH 4.0)	X			X		
-"Biz" 0.5 ½ peso + NaOH (pH 11.0)			X		X	X
-Drewsperse 73B 1 ½ p.				X	X	X
-NalHM ¹ 1 ½ peso				X	X	X
-Formaldehído 1/4 ½ p. y 0.25 ½ p. "Diz" (con fosfato)						X

1) un pH menor sería más efectivo; 2) un pH mayor sería más efectivo
EDTA = ácido etilendiamintetracético.

III.L.- Pretratamiento

El pretratamiento es una parte integral del sistema de ósmosis inversa completo. A pesar de que el pretratamiento causa aumento en el costo del capital de la planta, ese costo extra rápidamente se ahorra por la reducción en los costos de mantenimiento. Los métodos de pretratamiento se encuentran bien establecidos, y el método en particular que se elige se debe basar en las condiciones específicas.

Los requerimientos de pretratamiento para las instalaciones de ósmosis inversa son esencialmente aquellas usadas en un tratamiento de agua convencional.

El propósito del pretratamiento es proveer las condiciones del agua de alimentación necesarias para conseguir la vida máxima de la membrana. El pretratamiento se utiliza para la remoción de la turbidez o de sólidos suspendidos; para ajustar y controlar el pH y la temperatura de la alimentación; para inhibir o controlar la formación de compuestos, los cuales al precipitar pueden obstruir la membrana; para desinfectar y prevenir el crecimiento de limo bacteriano o prevenir la contaminación del equipo; y para remover aceite emulsificado y no emulsificado o sustancias orgánicas similares.

La cantidad de pretratamiento depende de la fuente de agua particular, se emplean usualmente procesos de tratamiento físico y químico. Los tratamientos físicos se diseñan para remover materia específica que puede causar problemas tales como: desgaste de la bomba y de las partes de la válvula, la obstrucción de la membrana, y el transporte de bacterias y virus.

Los módulos de tubo en espiral requieren de aguas de alimentación con una turbidez baja y los módulos de fibras huecas se encuentran restringidas a una turbidez aún más baja.

Los procesos de tratamiento químico están diseñados para prevenir incrustaciones, la formación de limo y el ataque biológico de las membranas; cualquiera de las tres afectaría la eficiencia del sistema de ósmosis inversa. Los materiales coloidales pueden causar una obstrucción seria y son difíciles de remover.

El detector de la tendencia de obstrucción coloidal en el agua de alimentación mas usado y aceptado es el factor de obstrucción o Índice de Densidad de limo (IDL). La prueba del factor de obstrucción fue desarrollado por DuPont. El agua de alimentación se pasa a través de un filtro millipore

de 0.45 a 30 psig. La gota en flujo se cuantifica midiendo el tiempo requerido para recoger 500 ml (100 ml) de agua filtrada inicial, t_i , seguido del tiempo requerido para recoger 500 ml (100 ml) finales, t_f , después de 15 min (5 min) de flujo. El descenso en el flujo se define como un porcentaje.

$$\text{Porcentaje del Factor de obstrucción} = 100 (1 - t_i/t_f)$$

El Índice de densidad de limo (IDL) se determina dividiendo el factor de obstrucción entre el total del tiempo de la prueba, t :

$$\text{IDL} = \frac{\text{Porcentaje del factor de obstrucción}}{t}$$

En 1980 Comstock examinó la correlación entre la turbidez y el IDL del agua de mar. Una baja turbidez usualmente se asociaba con un alto valor de IDL, y una alta turbidez con valores bajos de IDL. Se observó muy poca correlación entre el IDL y la turbidez, y fue determinado que la turbidez no es un buen criterio de calidad del agua de alimentación. (5)

En 1980 Kuiper y Mendia establecieron que ambos la turbidez y el IDL son buenos parámetros de control, siempre y cuando el carácter del agua de alimentación con respecto a la tendencia a la obstrucción se conozcan. (5)

El pretratamiento es necesario cuando la obstrucción interfiere con la operación del sistema de ósmosis inversa de tal modo que ésta se vuelve poco económica o impráctica.

En algunos casos un pretratamiento primario puede no ser completamente efectivo, y tal vez sea necesario un pretratamiento secundario adicional.

III.L.1.- Filtración e Intercambio Iónico

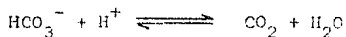
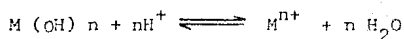
La filtración es el pretratamiento más común para reducir la obstrucción de la membrana por materia en pequeñas partículas. Entre los medios más comunes para filtrar se encuentran la arena y la antracita. Si se utilizan ambos medios para filtrar se permite una penetración más profunda en el interior del filtro y como consecuencia se obtiene una mejor filtración y en corridas más prolongadas del filtro.

En 1977 Adams y Brant reportaron que el silicato de aluminio no hidratado granulado tiene dos veces la habilidad del filtro de arena para remover sólidos suspendidos. (5)

También se usa el carbón activado para remover el cloro residual del pretratamiento de cloro a niveles que no dañen la membrana de ósmosis inversa.

III.L.2.- Control de pH

El valor de pH del agua de alimentación se controla entre 4 y 7 para prevenir la hidrólisis, y este ajuste también evita que las incrustaciones de dureza se precipiten.



Sin embargo, el ajuste de pH no es efectivo contra las incrustaciones de CaF_2 y $CaSO_4 \cdot 2H_2O$ y se requiere usar un agente desincrustante.

En 1979 Takahashi y Ebara reportaron que el control de pH es efectivo contra las incrustaciones de hidróxidos metálicos y de carbonato de calcio. (5)

Se recomienda usar ácido sulfúrico porque es económico, porque produce un rechazo mejor de los iones monovalentes y porque es menos corrosivo que el ácido clorhídrico. Por otro lado no se recomienda usar el ácido cítrico porque promueve la obstrucción por formación de limo microbiano.

El hexametáfosfato de sodio se usa ampliamente para mantener en solución las sales metálicas de calcio y de magnesio.

III.L.3.- Pretratamiento del agua de mar

Cruves y Sleigh en 1976 reportaron que los requerimientos para el pretratamiento de la desalinización de agua de mar siempre presenta un gran problema. Una de las condiciones con el agua de mar que se diferencia del agua salobre es la vida marina, el plancton, etc... Algunos microorganismos marinos se arrastran hacia el sistema de ósmosis inversa. Uno de los problemas mayores de éste es que el agua de alimentación tendría frecuentemente la presencia de turbidez. (5)

Se ha probado que la filtración por arena y los inhibidores de incrustación son métodos efectivos de pretratamiento para reducir la turbidez

del agua y para disminuir la obstrucción a niveles aceptables.

Hornburg y Morin reportaron que el pretratamiento para agua de mar en plantas de ósmosis inversa representa un costo de gran capital, así como de costo de operación debido a los productos químicos y al reemplazo de filtros. (13)

EQUIPO

Hasta ahora se ha visto que la membrana es una capa plástica delgada con un bajo flujo de agua por metro cúbico. Una unidad de ósmosis inversa completa requiere de una membrana de gran superficie, la cual debe soportar presiones de varias atmósferas de modo que no repercuta en el flujo de agua. Esto es lo primero que debe considerarse para el diseño del equipo.

Los fabricantes de equipo han considerado en diferentes formas el modo de conseguir un área superficial grande, la resistencia a las presiones altas sin afectar el transporte de agua y la reducción de la polarización por concentración. Algunos fabricantes como Paterson Candy International Limited, hacen y venden más de un tipo de equipos para que exista flexibilidad en la forma en que se maneja cada aplicación en particular.

Los diseñadores de equipo de membranas han acomodado los diversos requerimientos en una variedad de formas.

Tubo en espiral. Se introdujo a mediados de los años sesentas por la Fluid Systems Division of Universal Oil Products (anteriormente Gulf). Estos módulos de tubo en espiral son un buen adelanto en cuanto al esfuerzo de obtener una gran área superficial por unidad de volumen del contenedor. En la Fig. 27 se puede observar que este módulo de tubo en espiral contiene dos capas de membranas semipermeables separadas por una fibra tejida de nylon o dacron. Se forma una envoltura flexible sellando las orillas de la membrana por tres lados y el cuarto lado libre se pega a un tubo central perforado. Se coloca una malla de plástico adyacente a la membrana de envoltura, la cual separa las capas de la membrana durante el ensamblaje y promueve la turbulencia en el arroyo de alimentación durante la operación. Los materiales, la envoltura y la malla de plástico se colocan alrededor envolviendo al tubo central en una configuración en espiral. De este modo la unidad de tubo en espiral está lista para insertarse en un contenedor de presión para su uso. El agua de alimentación presurizada permea a través de la membrana hacia adentro de la fibra, la cual tiene canales que dirigen el agua hacia un tubo central perforado para su recolección y remoción del sistema.

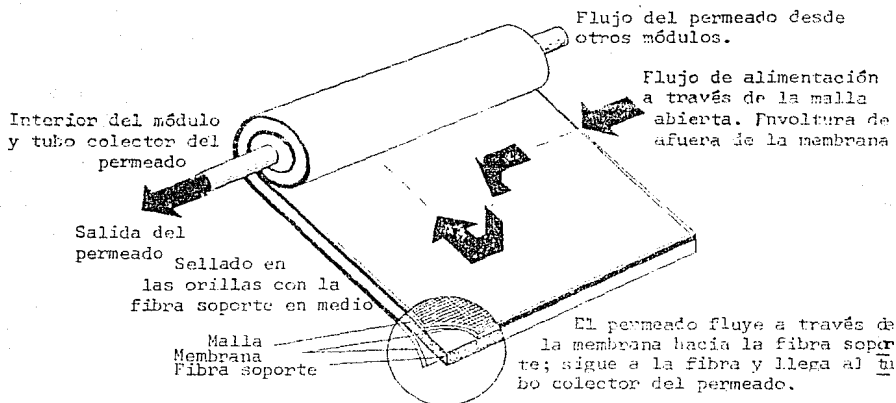


Fig. 27.- Membrana de módulo de Tubo en Espiral.

El módulo de tubo en espiral tiene una alta densidad de empaquetamiento, un costo bajo de fabricación, una limpieza fácil tanto química como hidráulica, y un panorama amplio de aplicaciones.

El módulo tiene una productividad de 57 a 114 litros (15 a 30 gal) de agua de producto /0.093 m² (ft²) de área de membrana y 582 m³/m³ (5100 gal/ft³) de módulo. La presión de las gotas de la alimentación al rechazo son aproximadamente de 69 KPa (10 psig) por módulo.

Los módulos de tubo en espiral han sido famosos por su buena resistencia al depósito de incrustaciones y a la obstrucción.

La desventaja principal de los módulos de tubo en espiral es que no pueden ser usados con aguas de alimentación muy turbulentas sin un pretratamiento extremado, debido a los pequeños pasajes de flujo de alimentación.

Los módulos de tubo en espiral tienen espacios muertos, los cuales son susceptibles de crecimiento biológico.

La obstrucción, degradación biológica, y destrucción ocurren con mayor frecuencia en el borde de la parte final del módulo. El ensamblaje

de los módulos se realiza por trabajo de habilidad, y por esta razón puede ocurrir una variación en la calidad.

IV.A.- Fibras Huecas

Los módulos de fibras huecas que fueron desarrollados por DuPont en 1960, y utilizados por Dow Chemical, en un principio fueron utilizados con una membrana de nylon. En la actualidad DuPont utiliza membranas de poliamida aromática y Dow Chemical utiliza triacetato de celulosa. (13)

Como se puede ver en la Fig 28, con el material de la membrana se hacen tiras en forma de fibras huecas con un diámetro externo de 85 a 200 μ m. Las fibras entonces se colocan juntas, ya sea en forma de U para que la salmuera fluya por el exterior, o puede ser en línea recta para que la salmuera fluya por el interior.

Para el módulo de flujo externo, el producto permea en forma radical hacia adentro a través de las fibras. El módulo de flujo externo es muy compacto, tiene un bajo costo, un bajo atascamiento de agua, y puede soportar una gran diferencia de presiones (2.8 MPa (400 psig)).

Su productividad se encuentra en un intervalo entre 0.12 y 0.24 m^3/m^2 de área de membrana (3 a 6 gal de producto/ft.²) y 1,390 gal/ft.³). La recuperación del producto por módulo es de 50 a 60% de la rapidez del flujo de alimentación. Debido a que las fibras mismas son capaces de soportar la presión aplicada, el módulo de encajillamiento es el componente mecánico de mayor tamaño de la unidad completa, y como no se requiere de ningún soporte el costo del equipo es bajo. Las fibras rotas se reparan solas al colapsarse.

Dentro de las desventajas del módulo de fibras huecas de flujo externo se encuentran que son susceptibles a la obstrucción y una gran dificultad en la limpieza efectiva debido al pequeño espacio entre las fibras. Además se requiere de un pretratamiento extenso del agua de alimentación, sobretodo en aquellas que son turbias o viscosas. Las aguas de alimentación con sólidos suspendidos o con una muy alta viscosidad por lo general no son tratados con estos módulos, por su tendencia a obstruir la membrana y por la dificultad en la limpieza de este tipo de módulos. Al igual que los módulos de tubo en espiral, tiene áreas muertas entre los tubos, entre la hoja de tubo de producto y el recipiente donde puede haber crecimiento biológico.

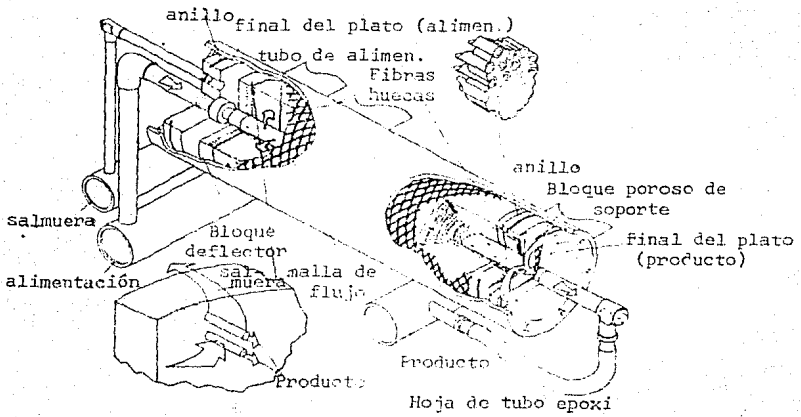


Fig. 28.- Membrana de módulo de Fibras Huecas.

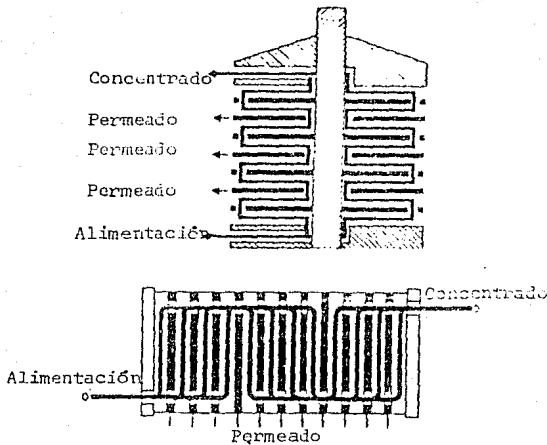


Fig. 29.- Configuración de Marco y Plato (1a. a 2a. generación)

El otro diseño de módulo de fibras huecas con flujo interior, es similar a un intercambiador de calor. La salmuera fluye por el interior de las fibras huecas, de un lado de la unidad hasta el otro lado. El producto permea en forma radial hacia afuera a través de las paredes de la fibra. El diseño de alimentación interna tiene las ventajas del diseño de alimentación por afuera, además de un buen control de la hidrodinámica de la alimentación, el cual mejora las posibilidades de limpieza. Debido a que este diseño es relativamente nuevo no hay gran experiencia de operación reportada en la literatura.

IV.B.- Plato y Marco

Este sistema de plato y marco fue desarrollado en 1966 por Aerojet General Corporation, y fue el primer módulo utilizado en aplicaciones de OI a gran escala. El empleo de este sistema se logró gracias al desarrollo de la primera membrana asimétrica de acetato de celulosa por Loeb y Sourirajan en 1960. (13)

El diseño original quedó extinto a fines de los años sesenta a causa de varios problemas, entre ellos la dificultad y gasto de cambiar las membranas ya degradadas. Por la manera de ser montado el equipo, el costo de éste y su mantenimiento eran excesivos en comparación con la productividad obtenida del módulo. Además la superficie de las membranas sufrían obstrucción y su reemplazo era muy difícil.

Mientras que en Estados Unidos se abandonó el sistema de plato y marco, en Europa el desarrollo de éste fue muy diferente. En 1965 La Danish Sugar Corporation (DBS) empezó con el desarrollo de los sistemas de ósmosis inversa usando el sistema de plato y marco, y además al pasar de los años el sistema de la DBS sufrió un proceso de constante mejoría. En principio hay 2 posibles formas de construir un sistema de plato y marco. Una donde el flujo se conduce por platos espaciadores que separan los platos de soporte de las membranas, o puede ser que se omitan los platos espaciadores y el plato de soporte de las membranas tiene dos agujeros que permiten la formación de canales de membrana entre los platos de soporte de membranas que se encuentran adjuntas. (Ver Fig 29). (13)

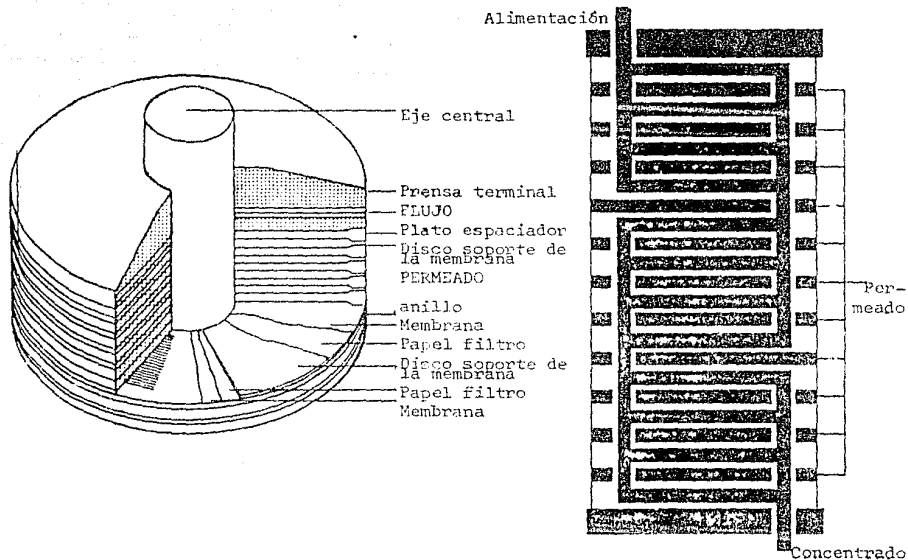
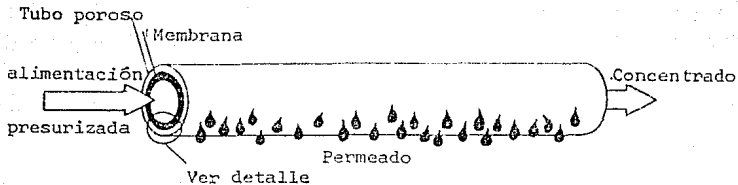


Fig. 30.- Configuración de Plato y Marco (membranas en forma de sandwich).

El diseño de un módulo de plato y marco es similar al conjunto de discos en una sinfonía. Si se observa la Fig 30, se han colocado membranas circulares y marcos separadores alrededor de un tubo central por el cual la salmuera es alimentada por las entradas radiales. Cada membrana se encuentra sellada por su marco separador adjunto.

En general las ventajas de este sistema son: poco atascamiento de la salmuera por unidad de área de la membrana y la posibilidad de desalación de soluciones muy viscosas debido al tamaño del canal (0.025 a 0.05 cm (0.01 a 0.02 in)). Las desventajas de este sistema de plato y marco son: la susceptibilidad a la obstrucción, las dificultades en la limpieza y el reemplazo de membranas, el costo y los datos de operación.

Petersen y su grupo investigaron en 1983 la posibilidad técnica y económica del uso del sistema de plato y marco combinado con el sistema de tubo en espiral para la conversión de agua salobre de baja presión.⁽⁵⁾ Ellos concluyeron que si la fuente de agua de alimentación contiene sólidos coloidales suspendidos y se sabe que obstruyen las membranas de ósmosis inversa, el sistema de plato y marco es mucho mejor que el sistema de tubo en espiral.



Los tubos múltiples generalmente van conectados en serie o en paralelo, para formar un módulo completo.

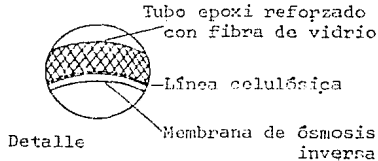


Fig. 31.- Membrana de módulo Tubular.

IV.C.- Módulos Tubulares

El módulo tubular es el diseño más sencillo de todos los que se usan en ósmosis inversa y fue el primer módulo de los usados comercialmente que fue desarrollado.

La membrana se inserta en o se coloca sobre la superficie de un tubo poroso que se diseña para soportar altas presiones de operación. El agua de alimentación presurizada se introduce por un lado del tubo y fluye a través del tubo mientras el agua de producto permea la membrana en forma radial. Los tubos pueden ser colocados en serie o en paralelo. El módulo tubular tuvo cierto éxito a fines de los años sesenta en separaciones químicas y en el proceso de alimentos y drogas.

Las ventajas del diseño tubular son: la habilidad de manejar aguas de alimentación turbias y la facilidad de la limpieza ya sea hidráulica o mecánica. Las desventajas incluyen costos muy altos de capital y de bombeo debidos a la alta velocidad del agua requerida para prevenir la formación de precipitados sobre la superficie de la membrana; una producción baja de agua por unidad de volumen, un atascamiento grande de agua por unidad de área de la membrana, y una baja densidad de empaquetamiento (Ver Fig 31).

CARACTERISTICAS DEL AGUA EN LA CIUDAD DE MEXICO

La civilización de los aztecas nació sobre una laguna, a diferencia de la mayoría de las civilizaciones del mundo que se han desarrollado a orillas de algún río, y por esta razón desde entonces se inició la incesante lucha por y contra el agua. Este problema con el paso del tiempo, ha rebasado las fronteras del valle de México.

El valle de México que se encuentra rodeado completamente por montañas, constituye una cuenca cerrada, con varios lagos someros. El lago de Texcoco es el mayor; en el noroeste se encuentra la laguna de Zumpango, y el ya extinto lago de Chalco. Al noreste del valle se ubica un área con varias elevaciones volcánicas y con depresiones que ocupan algunas lagunas como: Apan, Tohac y Tecocomulco, que desaparecen en el estiaje.

El clima del valle de México es subtropical de altura, templado, semiseco y sin estación invernal bien definida. La temperatura media anual es de unos 15°C. Las lluvias ocurren, por lo general, de mayo a octubre, mientras que la época de secas abarca el resto del año. La precipitación media equivale a una lámina de 700 milímetros.

Es muy difícil tener un buen aprovechamiento de las lluvias en el valle de México, puesto que casi el total de la precipitación anual se reduce a unas cuantas tormentas. Por ejemplo, en una sola tormenta se puede precipitar entre 7% y el 10% de la lluvia media anual; en 30 minutos se precipita más del 50% de este volumen y se provocan grandes crecientes. Esto explica la razón paradójica de que es un gran problema desalojar el agua y a la vez, se tiene escasez de ella. Además existe un bajo aprovechamiento por la gran extensión de la mancha urbana que limita la infiltración al acuífero del valle, sólo el 11% se infiltra.

Desde el punto de vista hidrográfico, el valle de México se divide en once zonas que se muestran en la Fig. 32.

La zona I comprende: (6)

- a) las cuencas de los ríos que descienden de la sierra de Chichinautzin
- b) el caudal medio de los ríos San Gregorio, San Lucas, Santiago y San Buenaventura

Las zonas II y III incluyen:

- a) el área urbanizada de la ciudad de México
- b) los ríos que bajan hacia el área urbanizada desde el poniente del valle.

Por ejemplo los ríos: Magdalena, Mixcoac, Tacubaya, Hondo y Tlalnepantla.

La zona IV abarca:

- a) las cuencas de los ríos Tepotzotlán y Cuautitlán

Las zonas V y VI corresponden básicamente a las cuencas de los ríos de las Avenidas de Pachuca y San Juan Teotihuacán, respectivamente.

La zona VII:

- a) los ríos que desembocan en el lago de Texcoco por el oriente

La zona VIII:

- a) los ríos que se sitúan entre el San Francisco y el Milpa Alta

Las zonas IX, X y XI se extienden desde la cuenca del río Tizar hasta las corrientes alimentadoras del río Tecocomulco; estas zonas se incorporaron en forma artificial.

En conjunto las corrientes superficiales de la cuenca del valle de México tienen un caudal medio de $10 \text{ m}^3/\text{seg}$ que equivalen al 9% del volumen que llueve en un año.

Por otro lado, desde el punto de vista geohidrológico, la cuenca del valle de México es una gran olla cuyas paredes y fondo impermeables están constituidos por rocas volcánicas (andesitas y dacitas) del Terciario Medio y del Terciario Superior. Esta olla se encuentra rellena de sedimentos fluviales, lacustres y volcánicos que se produjeron en el Cuaternario Reciente, y de éste período contiene rocas sedimentarias de erupciones basálticas o de andesitas basálticas, las cuales son formaciones permeables y de alta porosidad. Por lo anterior es probable que el valle de México esté conectado con el de Cuernavaca. Predominan los suelos andosoles derivados de cenizas volcánicas, con una alta porosidad y permeabilidad.

Al este, oeste y norte de la ciudad de México se tiene la formación Tarango, la cual se produjo en el Plioceno por rocas sedimentarias, depósitos de piamonte, piroclásticos conglomerados fluviales y horizontes de piedra pómez; pero por su constitución es poco permeable.

En la parte central del valle se encuentran los depósitos de origen fluvial o lacustre muy reciente. En esta región la permeabilidad depende principalmente del tamaño del sedimento. Los últimos 100 000 años fueron de mucha humedad y actividad volcánica; en este período se formaron depósitos potentes de arcilla expansivos de origen volcánico que al humedecerse se dila-

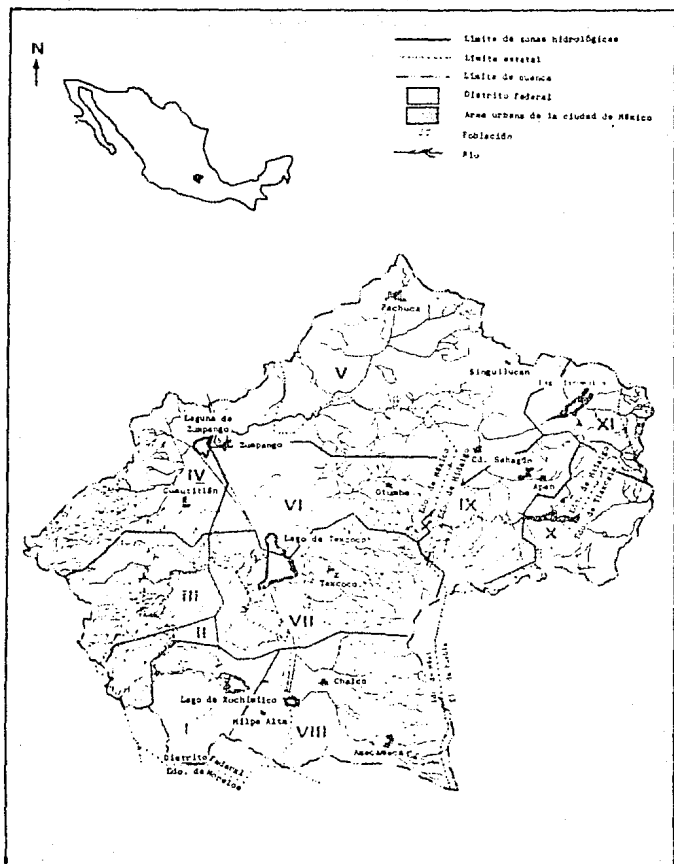


Fig. 32.- Hidrografía de la cuenca del Valle de México.

De la Fig. 32 a la Fig. 46 son cortesía de la DGOCH.

tan tapando los poros y restringiendo la permeabilidad.

Es importante mencionar que los estratos de arcilla superior e inferior del subsuelo son, por un lado, el lugar donde descansan los cimientos de las construcciones de la ciudad de México, y por otro lado, contienen los montos que cedan agua, por la que pueden sufrir asentamientos al abatirse las presiones por causa del bombeo en el acuífero profundo.

El abastecimiento del agua de la zona metropolitana se resolvió en un principio mediante el empleo de los manantiales del valle, pero estos desaparecieron al abatirse su nivel piezométrico por el bombeo. La extracción del agua del subsuelo se inició a mediados del siglo pasado, lo que ocasionó el hundimiento del terreno. En 1886 la explotación del agua subterránea se realizaba mediante 1,100 pozos someros de los que se extraía un caudal importante.

Durante el presente siglo se han registrado hundimientos superiores a los nueve metros, y como puede verse en la Fig 33 han afectado mucho al D.F.

La sobreexplotación de los acuíferos también ha producido cambios en la calidad físico-química del agua subterránea que se extrae, ya que se llegan a explotar montos de agua subterránea que ha estado muchos años en contacto con minerales que se han disuelto, por lo que estas aguas se han enriquecido en algunos componentes como los cromatos y dicromatos.

V.A.- Historia

Los aztecas llegaron al Valle hacia el año 1325; el área se sitúa a 2240 metros sobre el nivel del mar, en un llano rodeado por lagos y por sierras de más de 5,000 m de altura.

En la época prehispánica y colonial, que se extendió hasta fines del siglo XVIII, se caracterizó por las fluctuaciones en los niveles de los lagos que concentraban los escurrimientos del valle de México.⁽⁶⁾ Los islotes y ribe- ras de los lagos ofrecieron condiciones muy buenas de seguridad y superviven- cia a los primeros pobladores, hasta que la población creció de tal modo que se extendió el asentamiento de ésta, y la fluctuación en los niveles de los la- gos comenzó a ocasionar daños cuantiosos. Este problema se logró remediar con la utilización de bordes y diques de contención. En 1450, Nezahualcōyōtl, rey de Texcoco, diseñó y dirigió la construcción de un albardón o dique de 16 Km de longitud para proteger a la Gran Tenochtitlan de las frecuentes inunda- 17

ciones. Netzahualcóyotl también construyó el acueducto de Chapultepec para conducir el agua de los manantiales hasta la ciudad.

La conquista de los españoles se consumó en 1521, y después de ésta las autoridades coloniales siguieron utilizando el sistema implantado por los aztecas; pero en 1604 y 1607 ocurrieron serias inundaciones provocadas principalmente por los escurrimientos del río Cuautitlán, las cuales ocasionaron cuantiosas muertes y daños materiales. Enrico Martínez propuso a las autoridades la construcción de un túnel en la zona de Nochistongo, localizado al noroeste del valle de México. El valle dejó de ser una cuenca cerrada al contar con la primera salida artificial. Este túnel se sustituyó por un gran tajo o zanja que se terminó en 160 años y a partir de 1789 las aguas del río Cuautitlán tuvieron una salida fuera del Valle.

Desde entonces ya se tenían problemas en la eliminación de las aguas residuales, pero por supuesto que mucho menores que los de ahora por la pequeña población.

El hecho de construir la primera salida artificial tuvo repercusiones en la ecología del valle. Por otro lado, los diques ofrecían áreas seguras, de modo que la ciudad se podía extender por las planicies lacustres.

Hacia 1856 las inundaciones eran cada vez más alarmantes, y en algunas zonas su nivel alcanzaba hasta tres metros de altura, por lo que en 1900 iniciaron las nuevas obras de desagüe: la del Gran Canal del Desagüe y la del Túnel de Tequisquiác (segunda salida artificial del valle de México).

Por otro lado, por lo insuficiente del abastecimiento de agua de los manantiales, se empezaron a perforar pozos someros, y en 1847 ya existían 500 pozos y más de 1000 en 1886.

Se cree que el hundimiento de la ciudad haya empezado en esas fechas por la información sobre nivelación en 1931 y 1935, la cual registra un descenso de 5 cm por año.

Analizando los primeros 75 años del siglo XX, la construcción del Gran Canal y del túnel de Tequisquiác propició nuevos asentamientos humanos y mayor concentración de la población y de la riqueza.

Hasta 1936 se registraron todavía hundimientos de 5 cm por año, por lo que se cree que el aumento en la extracción de los pozos debió ser mínima, tal vez debido a que en 1913 se terminó el acueducto que captaba las aguas de los manantiales de Xochimilco, con un caudal de $2.6 \text{ m}^3/\text{seg}$. Sin embargo, por la insuficiencia de las fuentes de agua, de 1936 a 1944 el gobierno decide iniciar la perforación de los primeros 93 pozos profundos, y debido a éste el hundimiento en el centro de la ciudad se incrementó a 18 cm por año entre 1938 y 1948.

En 1942 se iniciaron las obras para captar el agua de los manantiales del río Lerma en el valle de Toluca. Debido al retraso en las obras de esta captación hasta 1951, todavía en este año se perforaron 10 pozos municipales profundos.

En 1954 se suspendieron los primeros para perforar pozos particulares por el grave problema de los hundimientos, sobretodo en el centro de la ciudad. Sin embargo, en 1955 se perforaron 10 pozos municipales por necesidad. Además, a pesar de que en 1957 se inauguró el acueducto de los pozos de Chiconautla con un caudal de $3 \text{ m}^3/\text{seg}$, y en 1958 el de los pozos del Peñón con un caudal de $1 \text{ m}^3/\text{seg}$ entre 1960 y 1967 se perforaron cerca de 50 pozos municipales alejados del centro de la ciudad. Aparte se sabe de cientos de perforaciones clandestinas sin control que agravan el problema aún más.

A causa del aumento en la demanda de agua y en los costos para satisfacerla, se empezaron a tratar las aguas residuales para evitar el empleo de agua potable en los usos que no requieren de esa calidad. En 1954 se comenzó a operar la primera planta de tratamiento de aguas residuales, ubicado en el Bosque de Chapultepec, las aguas tratadas se emplean en el riego de áreas verdes y en el llenado de lagos.

Con todo lo que ya se había hecho hasta ese momento la demanda de la ciudad no quedaba aún satisfecha. Los manantiales de Xochimilco se bombearon hasta llegar al punto de agotarlos, y por esta razón, en 1964, se perforaron en esa zona baterías de pozos para suplir el caudal de los manantiales; en 1967 se aumentó el caudal proveniente del río Lerma en $4 \text{ m}^3/\text{seg}$ mediante nuevas baterías de pozos; en 1973 se perforaron más pozos en el área de Xochimilco; y en 1977 la Comisión de Aguas del Valle de México en el sur de la ciudad perforó pozos a lo largo del anillo Periférico y en Tláhuac-Metzahualcoyotl, las cuales aportan a la ciudad de México $3 \text{ m}^3/\text{seg}$ y $6.5 \text{ m}^3/\text{seg}$, respectivamente.



— 3 Curvas de igual hundimiento, en metros
— Curvas de nivel

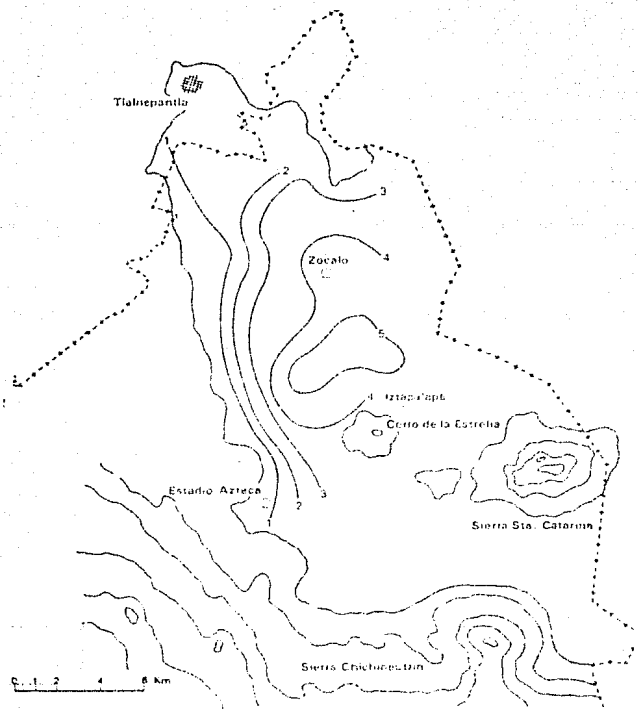


Fig. 33.- Acentamientos del subsuelo registrados de 1957 a 1960.

Con respecto al desalojo de las aguas residuales y pluviales, el ingeniero Roberto Gayol construyó una red de alcantarillado formada por colectores que van principalmente de poniente a oriente, siguiendo la pendiente del terreno. Las aguas descargaban al Gran Canal y los conductos fueron una obra importante en beneficio del medio millón de habitantes de la ciudad en esa época.

Como se muestra en la Fig 34, del centro de la ciudad de México, a causa de los hundimientos del terreno, el drenaje que se había diseñado para trabajar por gravedad, ahora requiere de bombeo para elevar y hacer llegar el agua hasta el Gran Canal. Al principio del siglo el Gran Canal tenía una pendiente de 19 cm/km, sin embargo, en la actualidad es prácticamente horizontal. Otro ejemplo es el nivel del lago de Texcoco, el cual en 1910 se encontraba a 1.9 m por debajo del centro de la ciudad y en 1970 ya se encontraba a 5.5 m por encima del centro de la ciudad. El bombeo y la instalación de 29 plantas de bombeo ocasionaron un gran aumento en los costos de operación y mantenimiento. También se completó la red de colectores y se entubaron los ríos Churubusco, Mixcoac, La Piedad y Consulado.

A causa del desmesurado crecimiento urbano del Distrito Federal, las capacidades de drenaje del Gran Canal y del Emisor del Poniente se volvieron insuficientes, por lo que fue necesario construir la primera etapa del Drenaje Profundo, la cual fue terminada en 1975.

Una vez agotadas las fuentes cercanas de suministro de agua potable a la zona Metropolitana se ha tenido que recurrir al abastecimiento desde cuencas lejanas, que significa cancelar las posibilidades de desarrollo de esa área en beneficio del Distrito Federal. También se contempla, a largo plazo, traer aguas de la cuenca del Tecolutla en Veracruz.

Una posibilidad real de resolver en gran medida el problema de suministro de agua a la zona Metropolitana, la constituye el programa de recarga del acuífero que lleva a cabo la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos en el Ajusco, donde a base de tinas ciegas, presas filtrantes y terraceos se está interceptando el agua de lluvia, obligándola a recargar el acuífero por flujo básico.¹

1) Entrevista con el Dr. Ricardo García Lagos. Secretario de Agricultura Ganadería y Pesca del Estado de Veracruz.

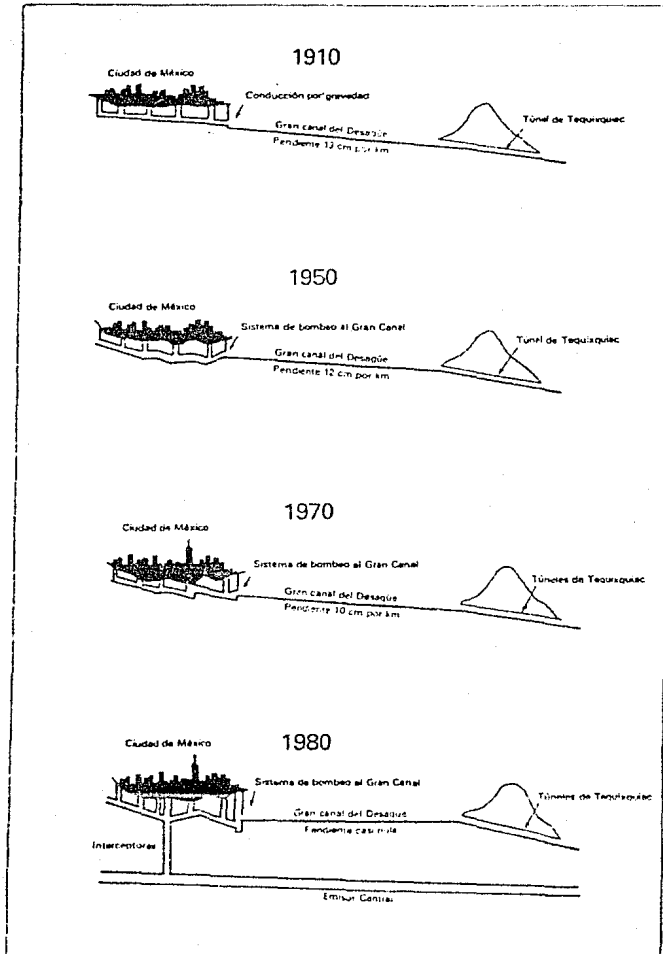


Fig. 34.- Efecto del asentamiento del subsuelo en el sistema de drenaje.

Además de los proyectos y las acciones realizadas por la Comisión de Aguas del Valle de México para incrementar el caudal que proporciona al D.F., la Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica (DGCOH) del D.D.F. ha tenido que rehabilitar 275 pozos y perforar 16 pozos nuevos.

Los más graves problemas de desabasto ocurren en la época de estiaje debido a la falta de lluvias y a que las aportaciones que recibe el Distrito Federal del valle del Lerma se reducen todos los años hasta en $2.5 \text{ m}^3/\text{seg}$ durante los meses de febrero a mayo, porque dicho caudal se destina al riego de "punteo" que se practica en la agricultura de la zona. El problema se ha logrado solucionar desde que empezó a funcionar en mayo de 1982, el sistema del río Cutzamala.

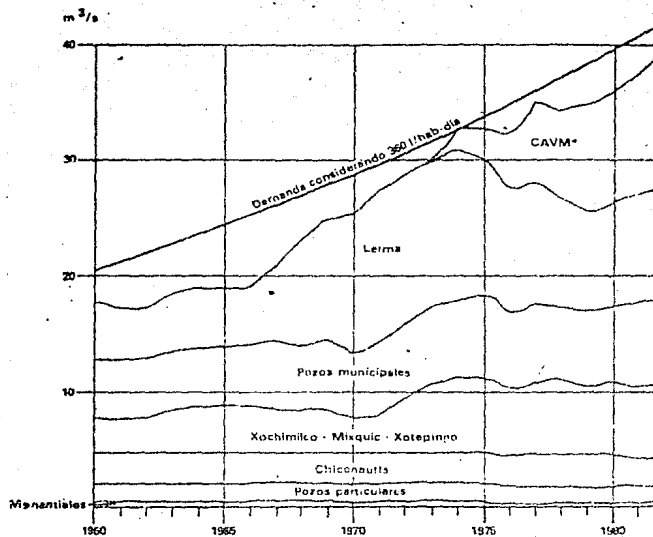
En otro intento de solucionar los problemas de escasez de agua, se trató de reducir en 200 lt/seg el caudal de agua potable que se destina al riego de áreas verdes del D.F., para lo cual se sometió a tratamiento un volumen equivalente de aguas residuales, y el agua tratada se distribuyó en pipas. Además, se logró que 61 propietarios en 93 pozos particulares accedieran a que se conectaran sus pozos a la red de distribución; se conectaron 27 pozos y se les hizo trabajar 24 horas al día, con lo cual se incrementó el caudal en 300 lt/seg .

Ya se ha mencionado que la sobreexplotación de los pozos en la ciudad de México, ocasiona, además de hundimientos del terreno, que se extraiga agua subterránea con calidad química inadecuada, por lo que ya no es posible proponer la reducción de la sobreexplotación de los acuíferos. (Ver Fig. 35 y Fig. 36)

De las fuentes de abastecimiento de agua en la actualidad, el 62.5% proviene de sistemas que opera la DGCOH. (Ver Fig. 37 y el cuadro 38) y el 37.5% restante es proporcionado por la Comisión de Aguas del Valle de México (CAVM) como agua en bloque.

Actualmente existen 199 pozos municipales y 538 pozos particulares, y todos extraen agua de acuíferos sobreexplotados. (6)

Tanto el agua que se extrae de los pozos municipales como la que se capta del río Magdalena se introduce directamente a la red de distribución, lo mismo que el agua que se extrae de 27 pozos particulares; el resto del agua que proviene de los demás pozos particulares, es captada directamente por sus usuarios. Los manantiales y los pozos de Lerma, Xochimilco-Mixquic-Xotepingo y Chiconautla vierten sus aguas en conductos que, por medio



CAVM = Comisión de Aguas del Valle de México

Fig. 35.- Abastecimiento de agua al Distrito Federal de 1960 a 1982.

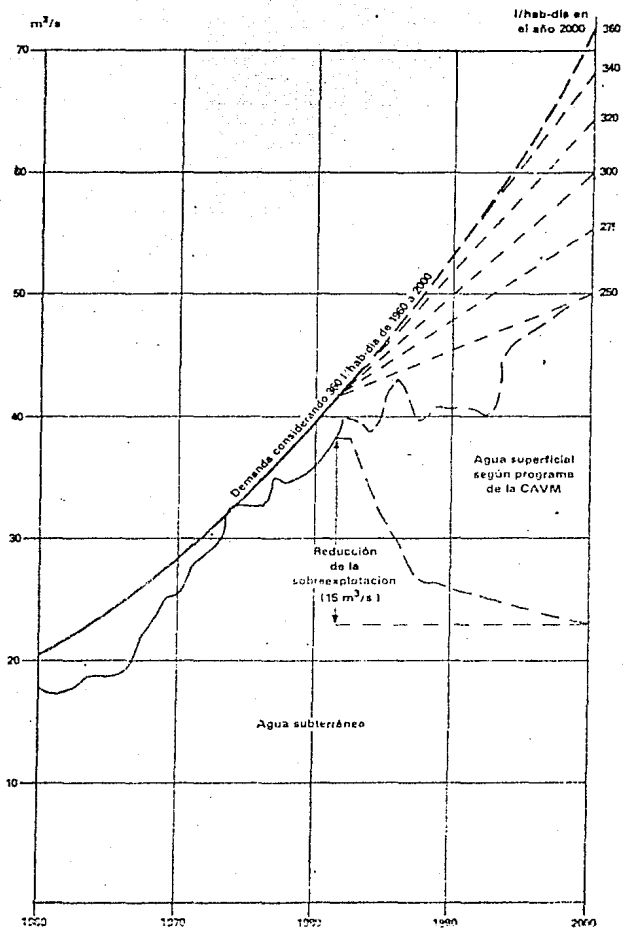


Fig. 36.- Evolución de la oferta y la demanda de agua de 1960 al año 2,000.

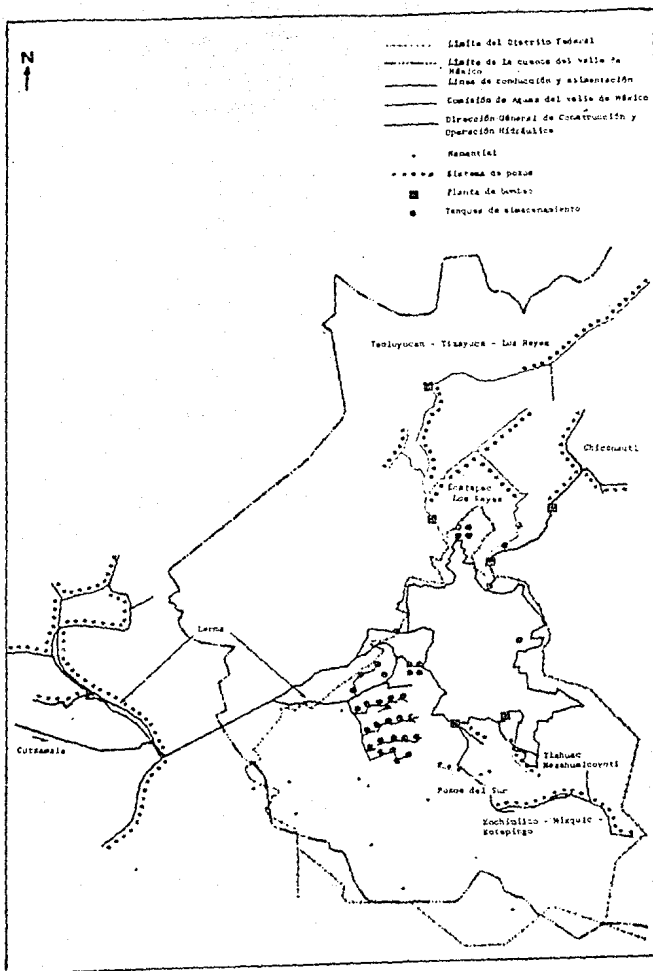


Fig. 37.- Sistemas actuales de abastecimiento de agua.

Cuadro 38.- Sistemas de abastecimiento de agua en 1988.

Dependencia que controla los sistemas	No. de pozos	Caudal Promedio (m ³ /seg)
Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica (DDF)		
Lerma	220	7.0
Norte { Chiconautla	39	32.0
{ Pozos Municipales	23	
Sur { Xochimilco-Mixquic- { Xctepingo	122	32.0
{ Pozos Municipales	21	
Centro Pozos Municipales	96	32.0
Oriente Pozos Municipales (Peñon de los Baños)	41	
Poniente Pozos Municipales	18	32.0
Pozos Particulares	538	
Poniente Río Magdalena (agua superficial)	-	1.0
Manantiales	-	1.0
Subtotal	1118	40.0 (62.5%)
Comisión de aguas del Valle de México (SARH)		
Sistemas de pozos	209	12.0
Sistema Cutzamala	-	12.0
Subtotal	209	24.0 (37.5%)
TOTAL	1327	64.0 (100%)

de 100 plantas de bombeo, son conducidas hasta los tanques de regulación; y finalmente, el agua es enviada a las redes de distribución primaria a través de líneas de alimentación. En algunos casos, para los pequeños poblados del sur, el agua se entrega directamente a los usuarios.

En la época en que se fundó la Gran Tenochtitlón, el balance hidrológico se encontraba prácticamente inalterado por los pobladores del valle. El día de hoy el balance hidrológico presenta el esquema que se muestra en la Fig 38.

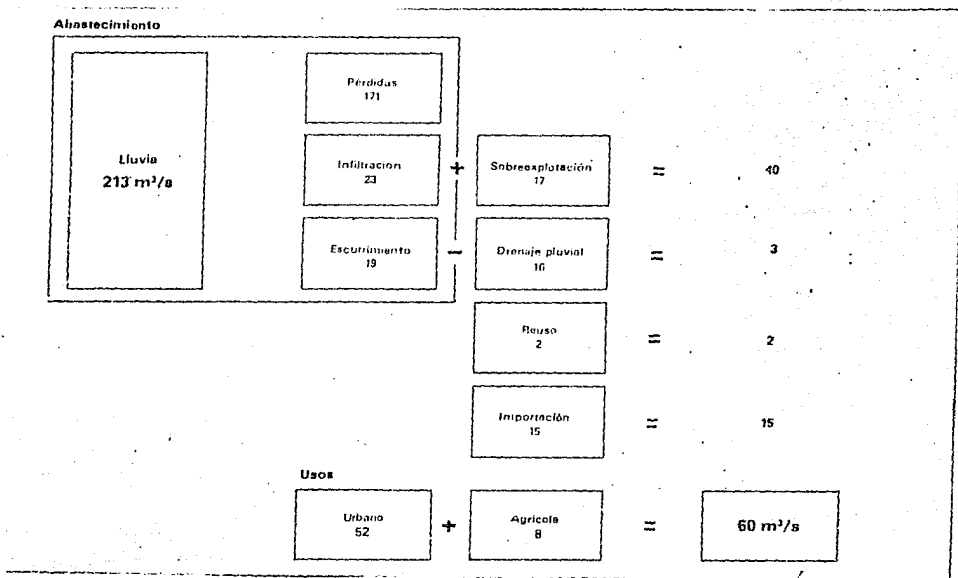


Fig. 38.- Balance hidrológico en el valle de México.

El caudal de $213 \text{ m}^3/\text{seg}$ se obtiene del promedio del volumen de lluvia anual dividido entre el número de segundos en un año. Se estima que de este caudal se evapotranspiran $171 \text{ m}^3/\text{seg}$ que, por lo tanto, no se aprovechan. De los $42 \text{ m}^3/\text{seg}$ restantes, 23 recargan el acuífero y 19 escurren superficialmente; de estos últimos se regulan $3 \text{ m}^3/\text{seg}$ para su aprovechamiento y se desalojan los 16 restantes a través de los drenes del valle para evitar inundaciones.

Los requerimientos de los usuarios en la cuenca son de aproximadamente $60 \text{ m}^3/\text{seg}$, de los cuales $7.0 \text{ m}^3/\text{seg}$ se abastecen con aguas superficiales de acuíferos sobreexplotados de la cuenca del río Lerma y $12 \text{ m}^3/\text{seg}$ de la cuenca de río Cutzamala.

De los acuíferos del valle de México, también sobreexplotados, se extraen $40 \text{ m}^3/\text{seg}$ de ellos, $23 \text{ m}^3/\text{seg}$ provienen del caudal que se renueva y $17 \text{ m}^3/\text{seg}$ del volumen almacenado en el subsuelo durante los milenios en que no se explotaban los acuíferos. Para completar el abastecimiento, se emplean $2 \text{ m}^3/\text{seg}$ de aguas residuales tratadas y también $3 \text{ m}^3/\text{seg}$ de aguas superficiales reguladas. De los $60 \text{ m}^3/\text{seg}$ se destinan al uso urbano $52 \text{ m}^3/\text{seg}$ y $8.3 \text{ m}^3/\text{seg}$ al uso agrícola.

El uso de los caudales antes mencionados arroja $40 \text{ m}^3/\text{seg}$ de aguas residuales, (Ver fig. 39) del cual $2 \text{ m}^3/\text{seg}$ se tratan y reusan para el riego de parques, llenado de lagos y usos industriales; y además se usan aproximadamente $8 \text{ m}^3/\text{seg}$ para regar 18,000 ha en el valle de México y el resto se destina al riego de 56,000 ha en el valle de Tula en el Estado de Hidalgo.

Por otro lado, los $22 \text{ m}^3/\text{seg}$ restantes del caudal con que se abastece el Distrito Federal se distribuyen de la manera que se muestra en el cuadro 39.

De estos $22 \text{ m}^3/\text{seg}$ el 69% se destina al uso doméstico y el 16% es para el uso de la industria.

En la ciudad de México existen aproximadamente 30,000 establecimientos industriales, los cuales requieren de agua como materia prima en sus procesos de enfriamiento, para limpieza como vehículo de sus desechos y en servicios generales. Los procesos industriales más consumidores de agua son: la refinación de petróleo, ubicada en el norte del Distrito Federal; la fabricación de celulosa y papel, que se localiza en el sur de la ciudad; la elaboración de alimentos y la siderurgia. El mejor uso industrial del agua se concentra en las delegaciones Miguel Hidalgo y Azcapotzalco, por encontrarse

dentro de ellas la unidad industrial Vallejo y una refinería de Petróleos Mexicanos. (Ver Fig 40).⁽⁶⁾

El 15% restante se destina a usos comerciales y de servicios proporcionados por el sector privado. En el Distrito Federal existen aproximadamente 120,000 establecimientos dedicados a la compra-venta de artículos diversos, los cuales utilizan $1 \text{ m}^3/\text{seg}$ de agua, también existen como 60,000 establecimientos dedicados a servicios, como hospitales, escuelas, baños públicos, hoteles, restaurantes, oficinas y lavanderías, que emplean en conjunto $4 \text{ m}^3/\text{seg}$ de agua. Se puede decir que el mayor consumo de agua que se destina al uso comercial y de servicios se encuentra en los hoteles, los baños y los restaurantes.

Cuadro 39.- Distribución de los usos del agua en 1982.

Uso	Número de usuarios	Caudal	
		(m^3/s)	%
Doméstico	1 900 000 viviendas	22	69
Industrial	30 000 establecimientos	5	16
Servicios	60 000 establecimientos	4	12
Comercial	120 000 establecimientos	1	3
T o t a l	2 110 000 usuarios	32	100
Usos no contabilizados	Usos públicos y fugas	8	$40 \text{ m}^3/\text{s}$

Del Cuadro 39 al Cuadro 49 son cortesía de la DGCCH.

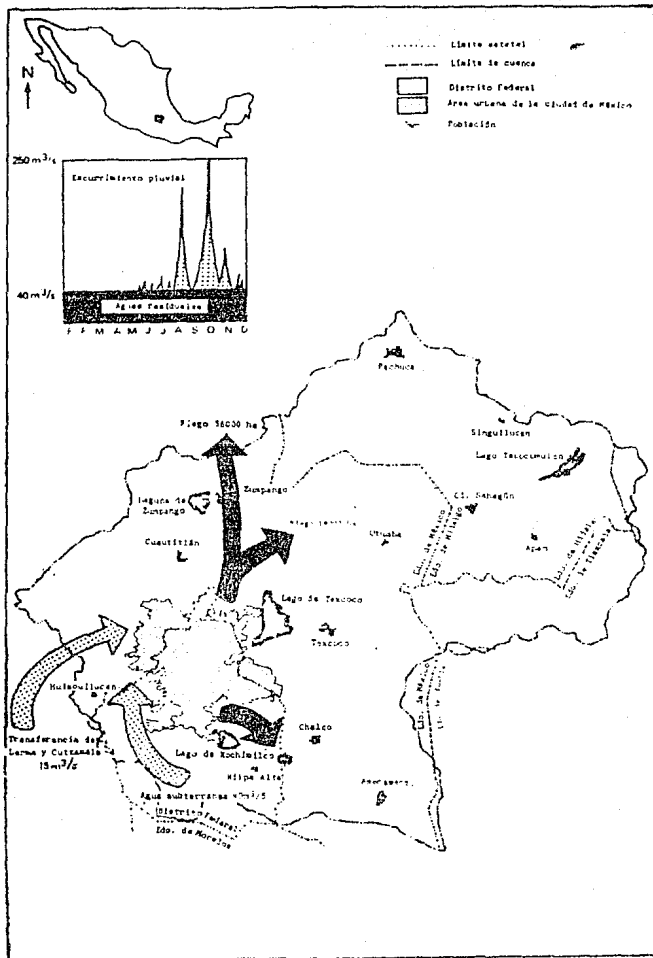


Fig. 39.- Utilización y desalajo de las aguas residuales y pluviales en el valle de México.

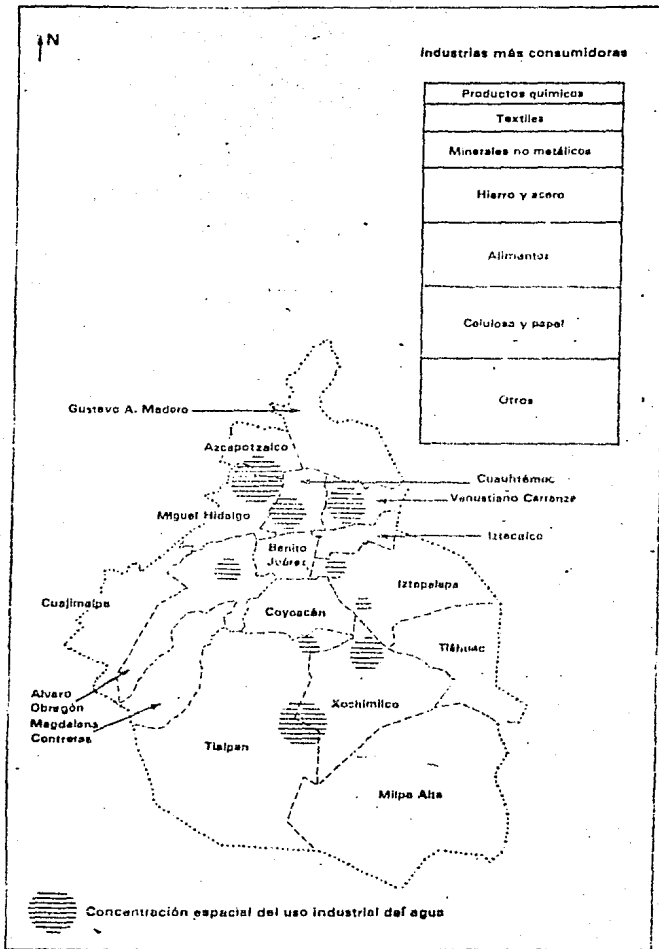


Fig. 40.- Uso industrial del agua.

V.B.- Calidad del Agua

Por necesidad, en las últimas décadas se ha dado mayor atención a los aspectos de cantidad que a los de calidad del agua, la calidad del agua se afecta por el asentamiento del subsuelo que ocasiona, entre otras cosas, que se disloquen las tuberías; además, la sobreexplotación de los acuíferos lleva al deterioro de la calidad del agua extraída, puesto que se incluye agua proveniente de mantos del acuífero que son poco permeables y este tipo de agua permanece mucho tiempo en contacto con formaciones geológicas las cuales contienen algunas sustancias minerales que el agua logra disolver y que alteran la calidad química de ésta. Otro de los problemas con respecto a la calidad del agua es el crecimiento urbano, ya que al asentarse la población en las zonas rocosas y permeables de la ciudad, donde con frecuencia se carece del servicio de drenaje, las aguas residuales pueden contaminar directamente el acuífero o el agua de lluvia que escurre y lo recarga.

En cuanto al agua superficial, como la del proyecto del río Cutzamala, que cada vez adquiere más importancia por los problemas del agua subterránea, es también susceptible de contaminarse, por lo que se debe poner mucha atención al aspecto de calidad del agua. Se tienen noticias que las presas de regulación que operan en este sistema se están acortando muy rápidamente, por lo que la vida media para la que fue calculada disminuirá considerablemente y el fantasma del desabasto volverá a ser crítico para la metrópoli.

Desde la década de los años 60 se inició la medición sistemática de la calidad física, química y bacteriológica del agua, y en 1955 se intensificaron estas mediciones.⁽⁶⁾

Los resultados de los análisis de laboratorio efectuados en los últimos 25 años, muestran una evolución desfavorable, en la calidad del agua que se usa y se consume en el D.F.

Por ejemplo, se han observado en algunos pozos, aumentos en la cantidad de coliformes totales, y esto es debido a la falta de protección contra escurrimientos de agua no potable dentro del pozo. La solución inmediata

que se sugiere que se suspenda la operación del pozo hasta que se resuelva el problema, y posteriormente se reinicia la operación vigilando diariamente, por un tiempo, la calidad del agua hasta asegurarse de que se ha controlado la presencia de coliformes.

Por lo que respecta a la calidad del agua en las tuberías de conducción y en los tanques de almacenamiento y regulación no se han encontrado variaciones significativas con el tiempo debido a que se han atendido de inmediato los casos raros en que se ha observado una mala calidad bacteriológica. A pesar de los resultados es necesario mantener un programa de mantenimiento y limpieza.

En cuanto a las redes de distribución son poco frecuentes los casos en los que se ha encontrado deficiencia en la calidad físico, química o bacteriológica del agua. Algunas de las razones por las cuales se han tenido problemas son: variaciones en la presión ocasionadas a su vez por la forma anárquica en que se ha desarrollado la red de distribución; otra razón son las fugas derivadas por la antigüedad de las tuberías, y por los asentamientos del subsuelo. A causa de las razones mencionadas es común que los usuarios tengan tinacos y cisternas, los cuales si no se limpian con frecuencia pueden ser los causantes de la contaminación del agua. Por la dirección del viento en áreas sin drenaje como Nezahualcóyotl inciden en el problema de contaminación de tinacos y cisternas quizás más grave que la contaminación subterránea.

V.B.1.- Calidad de las Aguas Residuales

Las aguas residuales de la ciudad de México son una mezcla de aguas de lluvia y aguas residuales domésticas e industriales. Para vigilar la calidad se cuenta con un sistema de control que permite tomar muestras en forma sistemática en algunos puntos de la red, monitoreando 152 parámetros que definen la calidad físicoquímica-biológica de la mezcla de aguas residuales. De este modo se puede saber qué tratamiento se les debe dar para ser reutilizadas.

En los análisis se enfatiza la detección y medición de contaminantes de tipo industrial, como son: compuestos inorgánicos y metales pesados, plaguicidas clorados, hidrocarburos alifáticos halogenados, éteres halogenados, aromáticos monocíclicos, hidrocarburos aromáticos policíclicos y nitrosaminas. Este tipo de contaminación del agua hace imposible que se trate por

métodos biológicos y además puede atacar a las estructuras que conducen al agua. (6)

En una parte del centro de la ciudad de México se genera agua residual típicamente doméstica, y también aquí mismo otras zonas más grandes donde la influencia industrial en el agua residual es baja. En el sur de la ciudad de México hay una zona donde la influencia industrial es media. En las zonas mencionadas se puede renovar el agua residual con buena calidad con un tratamiento biológico convencional. Sin embargo, en el norte de la ciudad el agua residual contiene una gran cantidad de contaminantes industriales, y para poder renovarla, hay que utilizar otros tratamientos más complicados y costosos. Se pretende tener un control de la calidad de las descargas de las aguas que van al drenaje, por medio de un reglamento del uso del alcantarillado, que sería muy útil para poder aprovechar más el agua residual.

Para conocer la calidad del agua del río Magdalena, se colocaron estaciones en forma estratégica y se determinaron los siguientes parámetros: temperatura, pH, turbiedad, alcalinidad total y de bicarbonatos, dureza total y de calcio y magnesio, cloruros, sulfatos, oxígeno disuelto, demanda bioquímica de oxígeno, demanda química de oxígeno, color, detergentes, fosfatos totales, ortofosfatos, nitrógeno total, nitratos, sólidos totales, fijos, volátiles, disueltos y suspendidos y coliformes totales y fecales. (6)

Se encontró que las principales fuentes contaminantes del río Magdalena son las descargas de aguas residuales domésticas y los desechos líquidos y sólidos que se producen en el área de actividades recreativas del río. Las descargas de aguas residuales provienen tanto del poblado Los Dinamos como de la Delegación Magdalena Contreras.

Para evaluar la calidad del agua para los diferentes usos se establece una escala comparativa del 0 al 100 (Ver el cuadro 40).

De este modo se califica al agua inaceptable para cualquier uso entre 0 y 20; entre 21 y 50 al agua fuertemente contaminada; entre 51 y 70 al agua contaminada; al agua de calidad aceptable, pero que requiere de cierto tratamiento para potabilizarla se le colocan valores entre 71 y 90; y por último, al agua de excelente calidad que solamente requiere desinfección para hacerla potable, se califica entre 91 y 100.

Cuadro 40.- Escala general de la evaluación de la calidad del agua para diferentes usos.

	Criterio general	Agua potable	Recreación (turismo)	Acuicultura y vida acuática	Industria y agricultura	Navegación	
Índice de calidad	100	Excelente	No requiere purificación		No requiere purificación	Aceptable	
	90	Aceptable	Ligera purificación	Aceptable para cualquier deporte acuático	Aceptable para todos los organismos		Ligera purificación para algunos procesos
	70	Contaminado	Mayor necesidad de tratamiento	Aún aceptable, no recomendable	Excepto especies muy sensibles		Se incrementa la necesidad de tratamiento
					Dudoso para especies sensibles		
	60	Fuertemente contaminado	Dudoso	Dudoso para contacto directo	Sólo organismos muy resistentes		Con tratamiento en la mayor parte de la industria
	50	Inaceptable	Inaceptable	Sin contacto con el agua			Uso muy restringido
20	Inaceptable	Inaceptable	Inaceptable	Inaceptable	Inaceptable	Inaceptable	

Por otro lado, en estudios recientes se ha demostrado que, debido a que el sistema de drenaje forma una mezcla de aguas muy compleja y variable en composición físico-química y en contenido biológico, se han encontrado compuestos químicos orgánicos e inorgánicos de origen industrial en estas aguas de la red de drenaje. Como se puede observar en la Fig. 41, se realizó un monitoreo y análisis de 152 características FQB de las aguas durante un año, con una periodicidad quincenal, en quince sitios de la red que se muestran en dicha figura.

De los resultados obtenidos se encontró que las aguas de la estación N° 15 (Chapultepec) corresponden, por sobre las demás, al tipo de aguas residuales domésticas. Para obtener el índice de calidad, de las aguas residuales (ICAR) de las demás estaciones, se utilizaron los valores de las concentraciones que podrían tenerse en el 80 % de las veces en la estación N° 15 en la siguiente expresión matemática: ⁽⁶⁾

$$ICAR = \frac{\sum_{i=1}^n \left[\frac{C_i}{C_o} + 1 \right]}{n}$$

donde,

ICAR = Índice de calidad de las Aguas Residuales, adimensional.

C_i = Concentración de i-ésimo contaminante registrado en la estación de monitoreo en estudio.

C_o = Concentración esperada en el 80 % de las veces del contaminante en la estación No. 15.

n = Número de contaminantes (n = 152)

Los resultados obtenidos fueron agrupados en base al grado de influencia industrial detectado en sus aguas y se pueden ver en el cuadro 41, donde se muestra la probabilidad de que las aguas de una cierta estación recibían contaminantes de origen industrial.

Las conclusiones a las que se llegaron fueron:

- a) La calidad de las aguas varía en función de las condiciones climáticas y de la operación del sistema.
- b) En la mayoría de las estaciones de monitoreo se detectaron casi todos los parámetros y los contaminantes analizados.

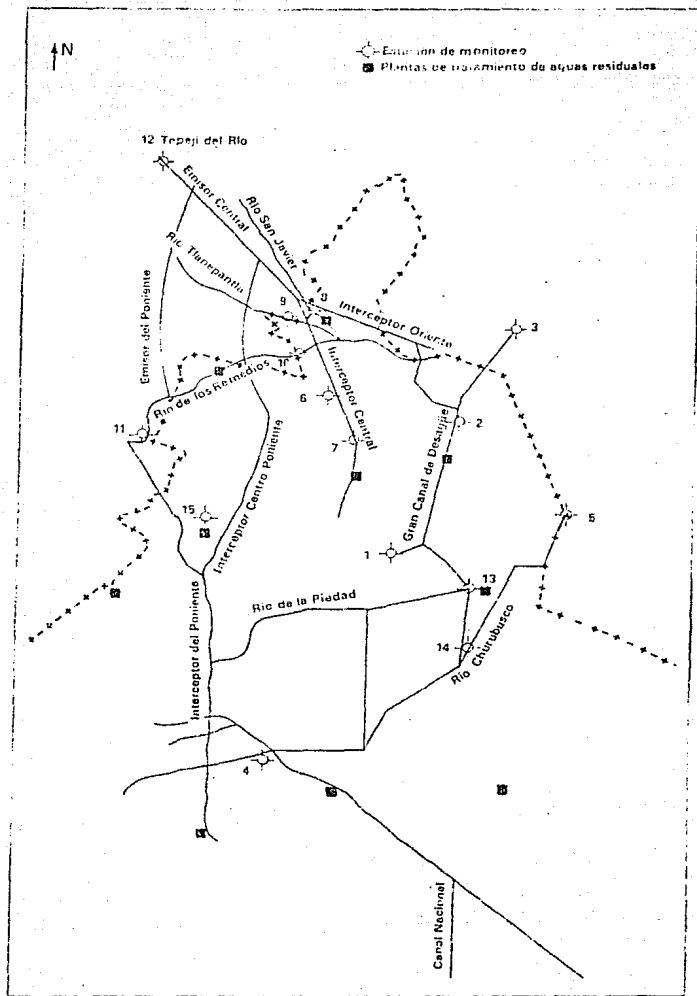


Fig. 41.- Sitios de muestreo de la calidad PQB de las aguas residuales.

Por el gran desarrollo urbano e industrial del D.F., las aguas residuales se han vuelto una compleja mezcla de compuestos químicos, microorganismos, material suspendido inerte y biológico.

Además se ha encontrado que al usar gas cloro como desinfectante, en presencia de cierto material orgánico, estos se combinan durante el proceso dando lugar a compuestos organoclorados, que pueden ser cancerígenos.

Cuadro 41.- Calidad FQR de las aguas residuales según su origen.

% de veces que el valor del ICA es menor que ...	Valor ICAR*		Estación de monitoreo														
	ICA ≤ 1	ICA > 1	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
50 %	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
80 %	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
90 %	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
95 %	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

* Origen de las aguas residuales

- 1 ICA ≤ 1 - Doméstico
- 2 ICA < 4 - Doméstico con baja influencia industrial
- 3 ICA < 8 - Doméstico con media influencia industrial
- 4 ICA < 16 - Doméstico con alta influencia industrial
- 5 ICA > 16 - Doméstico con muy alta influencia industrial

PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUA EN LA CIUDAD DE MEXICO

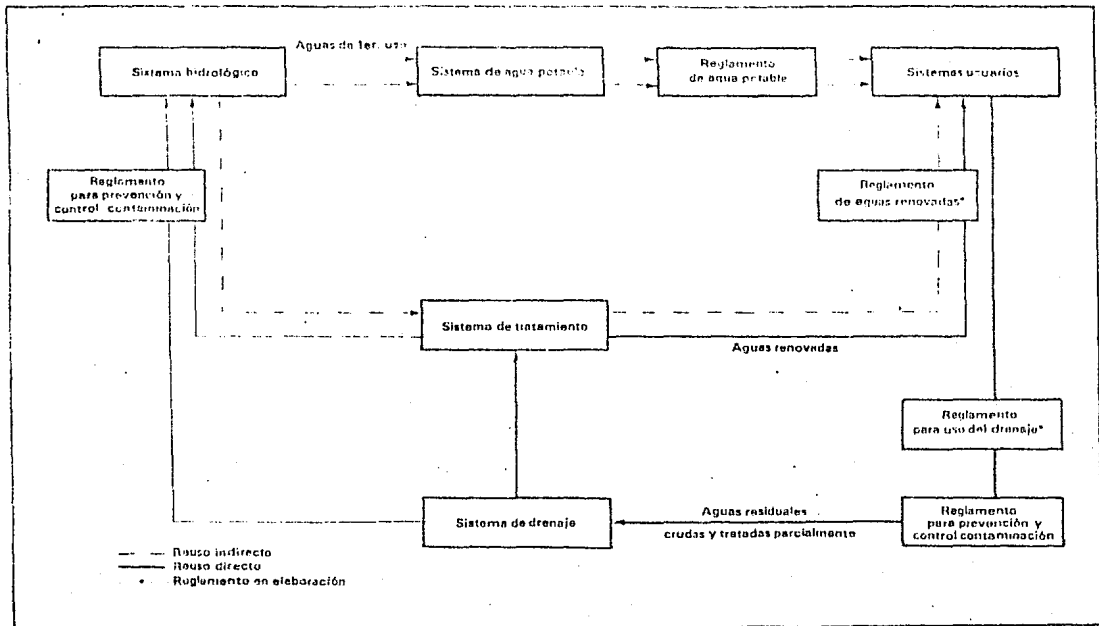
Como consecuencia del desarrollo industrial, el sistema de drenaje captó sustancias cada vez más diversas, sobretudo a partir de los años cincuenta. La mezcla de aguas residuales es cada día más compleja, y esto hace necesario el hecho de identificar, seleccionar y adaptar tecnologías en el tratamiento de estas aguas residuales, a costos adecuados para ser aprovechados.

El primer paso en la elección del tipo de tecnología que se debe emplear es hacer un análisis de: las distintas fuentes de agua, las alternativas para su manejo y utilización y las restricciones (reglamentos) que se deben satisfacer en base al uso a que se destinen. En el cuadro 42 se muestra como debe llevarse a cabo el aprovechamiento de las aguas residuales.

Por otro lado, la tecnología que se debe aplicar tiene dos puntos de vista diferentes: tratar el agua para prevenir y controlar la contaminación y además tratar el agua para su reuso. La diferencia entre ambos es que los reglamentos para prevenir y controlar la contaminación del agua dan lugar a aguas con una calidad fisicoquímica y biológica aceptable y, más para usos industriales. Sin embargo, son más estrictos los reglamentos para el reuso de las aguas, y dependen de la actividad usuaria a que se destinan, para saber que tecnología debe desarrollarse para remover los contaminantes en cuestión.

El segundo paso a seguir para conocer la tecnología adecuada es comparar la calidad fisicoquímica y biológica de las aguas residuales con los parámetros de calidad con los cuales se miden a las aguas renovadas. Esto se puede ver en el cuadro 43, en donde se observan las formas en las cuales

Cuadro 42.- Aprovechamiento de las aguas residuales



Cuadro 43.- Efecto de los procesos ambientales, de las operaciones y de los procesos unitarios de tratamiento en los contaminantes.

Grupo de contaminantes y/o parámetros FQB	Proceso ambiental								Operaciones y procesos unitarios															
	1	2	3	4	5	6	7	8	Merse	Sedimentación	Coagulación-floculación	Filtración	Oxidación química	Preoxidación química	Transferencia de oxígeno	Adsorción	Distilación	Sistema levadura	Sistema invertebrados	Sistema facultativo	Inoculando técnico	Otros invertebrados	Espesadillas	
Físicos	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Minerales	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Sólidos	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Nutrientes	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Metales alcalinos y alcalinotérreos totales	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Metales alcalinotérreos y alcalinos sólidos	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Metales pesados totales	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Biológicos	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Materia orgánica	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Grasas y aceites	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Substancias activas al azul de metileno	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Hidrocarburos alifáticos halogenados	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Hidrocarburos aromáticos halogenados	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Alcinos aromáticos	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Hidrocarburos poliaromáticos	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Hidrocarburos poliaromáticos halogenados	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Eteres halogenados	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Nitrocompuestos alifáticos	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Nitrocompuestos aromáticos	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Fenoles	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Fenoles clorados	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Pesticidas bifenílicos	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Pesticidas clorados	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Esteros del ácido fólico	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Fuente de información	El proceso ambiental	
	Influye	No influye
Por datos experimentales	000	000
Por extrapolación de datos experimentales	00	00
Por evidencias no experimentales	0	0

La operación o proceso unitario influye en la remoción de contaminantes.		
SI	NO	No se sabe
0	0	0
# No. del proceso ambiental que predomina.		

cada grupo se ve afectado por los procesos naturales, y también la capacidad que tienen varios procesos de tratamiento para remover los contaminantes en cuestión.

Además de las consideraciones antes mencionadas, se hace el diseño de las plantas de tratamiento en base a las investigaciones de las capacidades de remoción de los diferentes sistemas de tratamiento. En el cuadro 44 se puede ver el grupo de contaminantes y la operación o proceso que los remueven.

La técnica más usada para remover más del 50% de metales pesados, requieren de la utilización de los procesos de: electrodiálisis, intercambio iónico, ósmosis inversa o precipitación química.

En el cuadro 45 se hace un estudio de los diferentes niveles de tratamiento y de las restricciones funcionales de los procesos de tratamiento, necesarios para la elección de la tecnología adecuada en cada caso. En este cuadro se puede comprobar que un tratamiento primario solamente remueve sólidos gruesos, como grasas y aceites, en cambio, un tratamiento terciario es capaz de remover prácticamente todos los demás contaminantes. De los 38 procesos propuestos, solamente 11 de ellos presentan un grado de dificultad tecnológica superior a 50. En todos los casos debe tomarse en cuenta tanto la carga como el caudal de material contaminante que puede manejar cada proceso; la primera se refiere al número y variedad de compuestos orgánicos e inorgánicos y de contaminantes biológicos y el caudal es el volumen de agua residual sujeto a tratamiento.

Se hizo otro análisis tomando en cuenta para cada proceso: las necesidades de área, equipo, energía eléctrica y personal, así como materiales y refacciones para mantenimiento; el resultado se resume en el cuadro 46.

Si se hace un análisis conjunto de los 2 últimos cuadros mencionados, se pueden elegir los procesos que conviene establecer en el país para tratar las aguas residuales, de acuerdo a costos y funcionalidad, aún cuando se tenga que importar la tecnología adecuada.

Los procesos elegidos con las consideraciones anteriores son:

- a) Zanja de oxidación
- b) Laguna con plantas acuáticas
- c) Filtro rociador
- d) Disco biológico
- e) Remoción de nitrógeno y fósforo por medios biológicos

Cuadro 44.- Efectividad de las operaciones y procesos unitarios en la remoción de contaminantes.

Grupo de contaminantes y/o parámetros FQB	Operación y/o proceso unitario																							
	Sedimentación	Flotación	Remoción de detergentes	Filtros rotatorios	Lodos activados	Lagunas de aeración	Lagunas de estabilización	Contacto anaeróbico	Biodiscos	Cloración	Ozonación	Irradiación	Microfiltrado	Clarificación	Filtros rápidos	Filtros con diatomitas	Adsorción	Oxidación química	Electrodialisis	Intercambio iónico	Osmosis inversa	Precipitación química	Nitrificación - desnitrificación	Desgasificación
Físicos	●	●	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Minerales	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Sólidos	●	●	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Nutrientes	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Metales alcalinos y alcalinotérreos totales	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Metales alcalinotérreos y alcalinos sólidos	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Metales pesados totales	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Biológicos	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Materia orgánica	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Grasas y aceites	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Substancias activas al azul de metileno	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Hidrocarburos alifáticos halogenados	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Hidrocarburos aromáticos halogenados	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Hidrocarburos aromáticos	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Hidrocarburos poliaromáticos	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Hidrocarburos poliaromáticos halogenados	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Éteres halogenados	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Nitrocompuestos alifáticos	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Nitrocompuestos aromáticos	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Fenoles	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Fenoles clorados	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Policloro bifenilos	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Pesticidas clorados	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Esteres del ácido ftálico	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○

Remoción

○ 0%
 ● 100%
 ○/● 25%
 ○/● 50%
 ○/● 50%
 - No se tiene información

A // aumento
 I // Interferencia

Cuadro 46.- Restricciones funcionales de los procesos de tratamiento.

Nivel	Descripción del sistema	Disponibilidad de tecnología	Capacidad de tratamiento		Sensibilidad del proceso a variaciones del		Experiencia	
			Materia	Caudal	Materia	Caudal		
Preliminar	Remoción de sólidos gruesos	1. Cribado 2. Desarenación	10 10	10 10	10 10	10 10	10 10	
	Remoción de grasas y aceites	1. Separador de placas paralelas 2. Flotación con aire disuelto	20 40	20 30	20 20	60 30	30 60	40 70
Primario	Remoción de sólidos sin uso de reactivos	1. Sedimentación 2. Cribado fino	10 30	10 20	10 30	40 10	20 20	10 40
	Remoción de sólidos con uso de reactivos	1. Coagulación y sedimentación 2. Coagulación y flotación	10 10	30 30	10 10	20 30	20 80	20 80
Secundario	Remoción de materia orgánica	1. Aireación extendida	10	60	100	10	10	20
		2. Aireación convencional	10	30	30	30	40	20
		3. Aireación de alta tasa	10	20	20	50	60	40
		4. Aireación modificada	10	20	20	100	100	80
		5. Estabilización por contacto	30	30	70	50	70	80
		6. Zona de oxidación*	40	10	10	10	10	80
		7. Laguna aereada mecánicamente	10	20	20	20	20	20
		8. Laguna de estabilización	10	30	10	30	20	20
		9. Laguna con plantas acuáticas*	20	100	40	80	30	60
		10. Filtro rociador*	40	30	20	60	80	70
		11. Disco biológico*	70	10	30	30	20	100
Terciario	Remoción de nitrógeno por medios biológicos*	1. Medio suspendido-fuente de carbón externa	60	20	30	20	60	80
		2. Medio suspendido-fuente de carbón interna	80	10	20	20	60	100
		3. Medio fijo-fuente de carbón externa	60	30	30	50	30	60
		4. Medio fijo-fuente de carbón interna	80	20	20	50	30	100
	Remoción de nitrógeno por medios físico-químicos	1. Torres de lavado de amoníaco	50	10	10	60	10	30
		2. Cloración al punto de quiebre	40	40	20	30	30	60
		3. Intercambio iónico	30	60	10	50	100	40
	Remoción de fósforo por medios biológicos*	1. Absorción en medio suspendido	60	10	20	20	60	100
		1. Coagulación y sedimentación 2. Carbón activado*	10 100	10 30	10 10	30 40	30 80	10 40
	Remoción de partículas sólidas finas	1. Filtración en medio mixto (arena-antracita)	10	40	10	50	80	10
		2. Filtración mecánica	40	20	10	20	30	60
Remoción de micro-organismos patógenos	1. Cloración convencional	10	60	20	30	20	10	
	2. Cloración con dióxido de cloro*	80	30	30	50	30	60	
	3. Ozonación	60	100	30	70	80	60	
Remoción de materiales refractarios (infecto y metales pesados y virus)	1. Intercambio iónico	20	20	10	60	100	40	
	2. Osmosis inversa*	70	60	100	80	100	100	
	3. Coagulación-sedimentación	10	30	10	30	30	10	
	4. Carbón activado*	100	50	10	40	20	60	

*Se expresan en % costo

10 = calificación a procesos que presentan pocas restricciones funcionales

100 = calificación a procesos que presentan condiciones funcionales muy restringidas

Cuadro 46.- Evaluación económica de los procesos de tratamiento.

Nivel	Descripción del sistema	Area	Equipo	Energía	Personal	Mantenimiento	
Preliminar	Remoción de sólidos gruesos	1. Cribado 2. Desarenación	10 20	30 20	20 20	10 10	
	Remoción de grasas y aceites	1. Separador de placas paralelas 2. Flotación con aire disueltos	30 40	20 60	10 60	30 10	
Primario	Remoción de sólidos sin uso de reactivos	1. Sedimentación 2. Cribado fino	50 20	20 60	30 10	20 30	
	Remoción de sólidos con uso de reactivos	1. Coagulación y sedimentación 2. Coagulación y flotación	30 40	40 60	40 60	20 20	
Secundario	Remoción de materia orgánica	1. Aireación extendida	80	100	90	40	40
		2. Aireación convencional	70	60	60	40	30
		3. Aireación de alta tasa	50	40	40	40	30
		4. Aireación modificada	30	30	30	40	30
		5. Estabilización por contacto	60	50	50	50	40
		6. Zanja de oxidación *	100	90	100	50	30
		7. Laguna aireada mecánicamente	100	40	40	40	20
		8. Laguna de estabilización	100	10	10	30	10
		9. Laguna con plantas acuáticas *	80	10	10	40	30
		10. Filtro rotador *	30	80	50	40	20
		11. Disco biológico	30	100	30	40	10
Terciario	Remoción de nitrógeno por medios biológicos	1. Medio suspendido-fuente de carbón externa	50	70	60	60	60
		2. Medio suspendido-fuente de carbón interna	50	50	40	70	30
		3. Medio fijo-fuente de carbón externa	30	50	30	50	30
		4. Medio fijo-fuente de carbón interna	30	70	20	60	20
	Remoción de nitrógeno por medios físico-químicos	1. Torres de lavado de amoníaco	60	40	30	50	30
		2. Cloración al punto de quiebre	30	50	30	60	70
		3. Intercambio iónico	20	80	50	80	80
	Remoción de fósforo por medios biológicos *	1. Absorción en medio suspendido	60	50	30	50	30
	Remoción de fósforo por medios físico-químicos	1. Coagulación y sedimentación	30	40	40	60	30
		2. Carbón activado *	20	80	90	80	70
	Remoción de partículas sólidas finas	1. Filtración en medio mixto (arena-antracita)	60	20	20	70	20
2. Filtración mecánica		10	60	50	70	70	
Remoción de micro-organismos patógenos	1. Cloración convencional	30	40	40	30	40	
	2. Cloración con dióxido de cloro *	40	60	70	60	70	
	3. Ozonación	20	70	80	95	40	
Remoción de materiales refractarios (incluye metales pesados y virus)	1. Intercambio iónico	20	90	40	80	80	
	2. Osmosis inversa *	10	100	60	100	100	
	3. Coagulación-sedimentación	60	50	30	60	52	
	4. Carbón activado *	30	60	30	80	76	

*Se explican en el texto

10 = calificación a procesos que presentan características de mucha economía

100 = calificación a procesos que son poco económicos

- f) Carbón activado
- g) Cloración con dióxido de cloro
- h) Osmosis Inversa

Cada uno de estos procesos tienen ventajas en casos específicos según la calidad de agua que se requiera, para el buen aprovechamiento de las aguas residuales.

Aparte de los procesos mencionados, es necesario pensar en el manejo y reutilización de los subproductos generados durante el tratamiento de las aguas residuales, y para esto es necesario desarrollar los siguientes procesos:

- a) Digestión con fuente adicional de carbón
- b) Filtros prensa
- c) Reutilización final del lodo

El proceso biológico más utilizado en el tratamiento de aguas residuales es el de lodos activados. Su nombre se debe a que los microorganismos tienen la apariencia de un lodo, por su color y consistencia, y se les llama activados, porque los microorganismos ante la presencia de sustancias aprovechables y mediante procesos de oxigenación incrementan su actividad y metabolizan las sustancias orgánicas presentes. Los lodos activados son una suspensión de microorganismos que se mantienen perfectamente mezclados, y con oxígeno suficiente para mantenerles la vida, mediante la inyección de aire u oxígeno, o por la acción de dispositivos mecánicos superficiales (agitadores o abanicos).

El proceso llamado de biodisco es otro de los métodos biológicos que se utilizan en el tratamiento de aguas residuales. Los biodiscos actúan como reactores biológicos rotatorios que funcionan por contacto de los microorganismos adheridos al disco con las aguas residuales contenidos en el reactor. Es un proceso de película fija y consiste de una serie de discos, lisos o perforados, montados sobre una flecha que gira mediante un motor o con aire a presión.

También el filtro percolador es un proceso biológico de tratamiento de desechos líquidos, que se utiliza, preferentemente, para la remoción del material soluble. La función de los filtros percoladores es disminuir la cantidad de sólidos disueltos que contiene el agua residual que pasa a través de ellos.

VI.A.- Características del tratamiento de aguas en la Ciudad de México

En la ciudad de México se cuenta con 235 pequeñas plantas de cloración diseminados en toda la ciudad para desinfectar en forma individual el agua proveniente de los manantiales y de los pozos municipales; en 227 de ellos se utiliza hipoclorito de sodio en solución, y en las otras ocho plantas mayores que cloran o recloran los caudales integrados de conjuntos de pozos, y también cuatro, plantas donde se usan tratamientos químicos, habiendo, en 2 de éstas, tratamientos avanzados como el de ozonación.⁽⁶⁾

En general, se puede decir que en el Distrito Federal se tratan las aguas residuales por medio del proceso biológico de lodos activados y gas cloro para su desinfección. Ver la Fig 42.

En el cuadro 47 enlistan las principales plantas de tratamiento de aguas residuales de la ciudad de México y tanto la capacidad como el aprovechamiento de las mismas y en la Fig 43 se puede ver la localización de estas plantas de tratamiento de aguas residuales.⁽⁶⁾

La planta de tratamiento del Cerro de la Estrella, se considera una planta piloto, ya que su objetivo es conocer la posibilidad de producir agua con calidad físico-química biológica similar a la potable, y determinar si la tecnología disponible en México permite producir tanto el equipo necesario, como el instrumental para el control hidráulico y analítico del proceso. Es interesante observar el tren de tratamiento de esta planta piloto, puesto que se diseñó en base a las características de las aguas residuales de la ciudad de México, y a los tratamientos elegidos como los ideales para este tipo de aguas

En la Fig 44 se puede observar el tratamiento y reuso que se le da a las aguas residuales en la ciudad de México.

En la Fig 45 se puede ver que esta planta cuenta además de los tratamientos biológicos convencionales, con los tratamientos avanzados de ozonación y de ósmosis inversa.

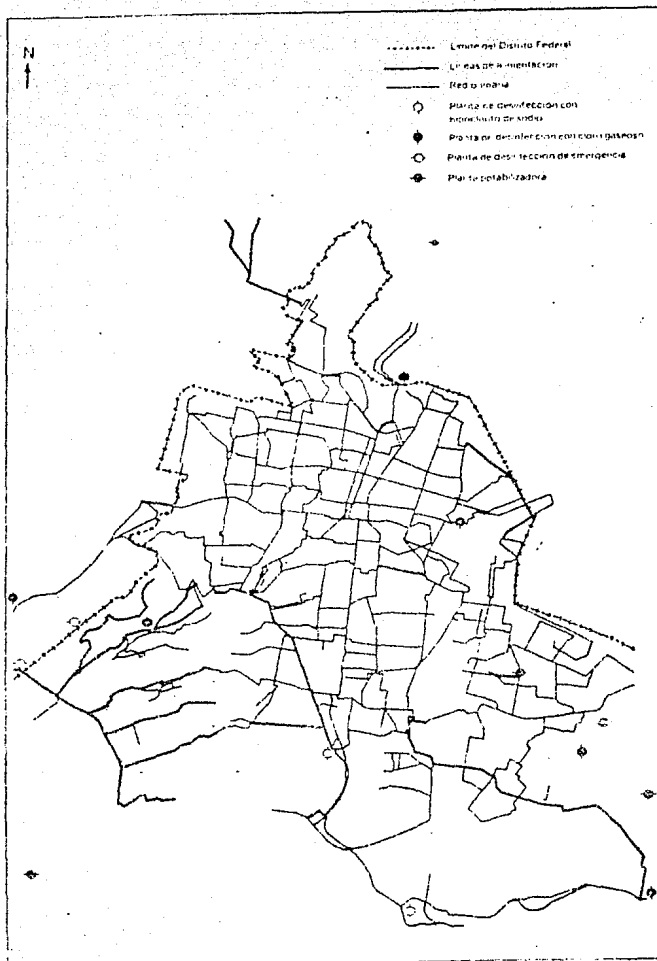


Fig. 49.- Plantas potabilizadoras.
 (además de las plantas mostradas existen 235
 pequeñas plantas diseminadas en todo el D.F.)

Cuadro 47.- Plantas de tratamiento de aguas residuales.

Planta	Instalada l/s	Capacidad aprovechable		Inicio de Operación
		l/s	%	
Cerro de la Estrella	2,000	1,800	90	1971
Xochimilco	1,250	0	0	1958
Sn Juan de Aragón	500	300	60	1964
Cd. Deportiva	730	230	100	1958
Chapultepec	160	160	100	1956
Acueducto de Epe.	80	0	0	1981
Bosques de las Lomas	55	22	40	1973
El Rosario	25	22	88	1981
Cd. Universitaria	40	40	100	1982
Total	4,340	2,574	59.3	

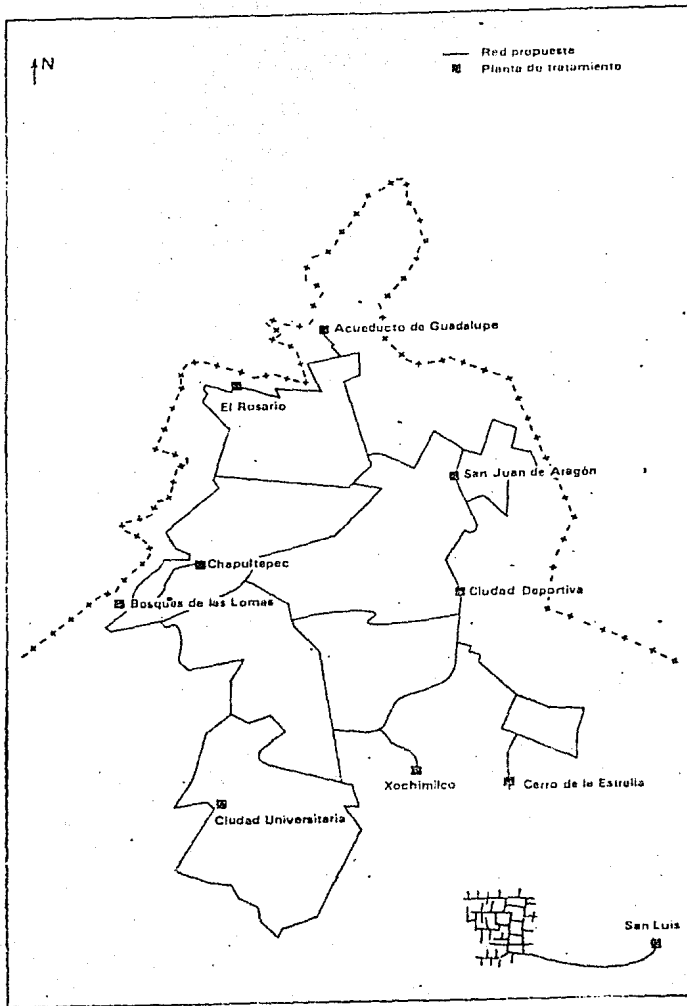


Fig. 43.- Red de agua tratada.

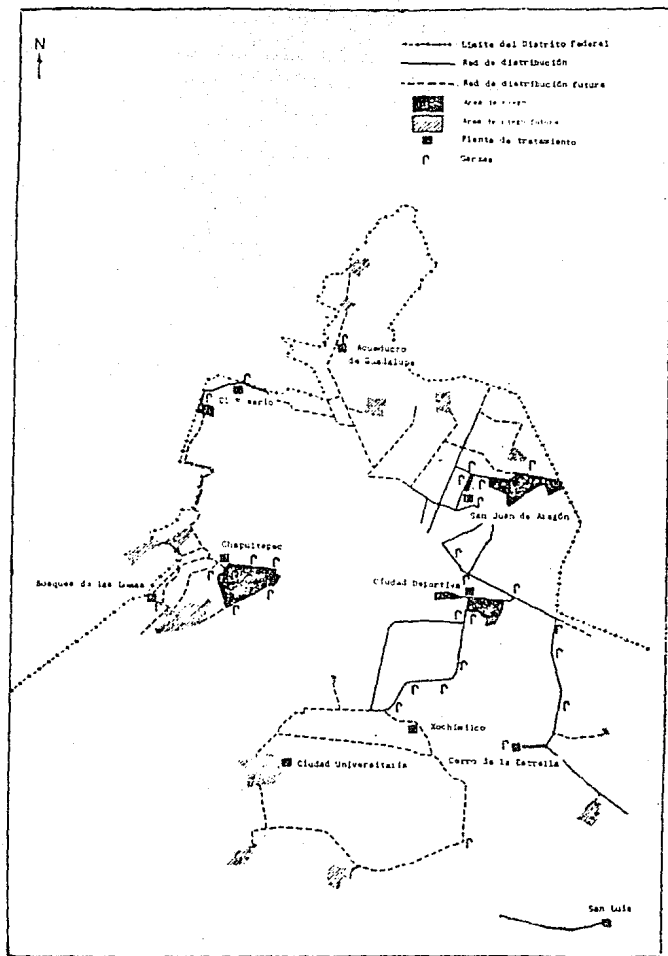


Fig. 44.- Tratamiento y reuso.

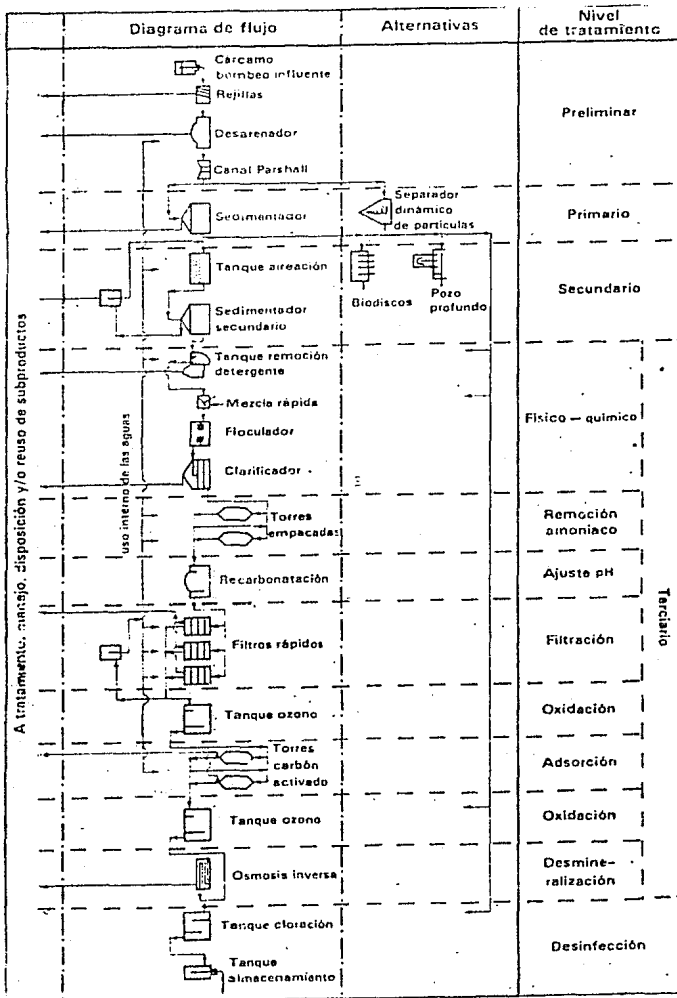


Fig. 45.- Planta piloto para el tratamiento avanzado de aguas residuales. Tren de tratamiento.

POSIBILIDADES Y FUTURO DE LA OSMOSIS INVERSA EN LA CIUDAD
DE MEXICO

El agua residual de la ciudad de México, como ya se ha mencionado, es una mezcla de muchos contaminantes así como de microorganismos, entre ellos se encuentran: nutrientes, detergentes, metales pesados, bacterias, virus y compuestos orgánicos sintéticos, entre otros. Esta composición depende también de la zona de la ciudad de México de que se trate; y haciendo un análisis muy general de las diferentes zonas de la ciudad de México se puede decir que los principales contaminantes de cada una de éstas son: el agua procedente de la cuenca del río Lerma contiene hierro, manganeso y materia orgánica; el agua que proviene del norte del Distrito Federal se necesita tratar con procesos de ablandamiento; el agua de la parte sur además de filtración requiere procesos para remover ácido sulfúrico y para eliminar materia orgánica, hierro y manganeso; en el oriente, se necesita utilizar un proceso de remoción de nitrógeno amoniacal; el agua proveniente de algunos pozos del centro de la ciudad se debe someter a tratamientos específicos para la remoción de hierro y manganeso, ablandamiento y clarificación.⁽⁶⁾

Hasta ahora esta agua residual ha sido tratada por los métodos convencionales biológicos y de cloración, de los cuales se obtiene agua de una calidad menor a la potable, por esta razón el reuso de esta agua residual se limita al riego de áreas verdes de camellones y jardines, al llenado de lagos recreativos y al mantenimiento de los niveles de los canales de Xochimilco y Tláhuac. Si se analizan estos usos del agua tratada se puede observar que hay épocas en el año en que no es necesario regar ni llenar los lagos y canales pues esto ocurre naturalmente con las continuas lluvias; en estos meses las plantas de tratamiento de agua residual reducen su capacidad por el exceso de agua.⁽¹¹⁾

En el cuadro 48 se muestran los estudios básicos para el planteamiento de las posibilidades de reuso del agua, y se hace notar que para tomar una decisión sobre los métodos de tratamiento que se deben utilizar, se debe tomar en cuenta: la caracterización físico-química y biológico de las aguas residuales, así como el tratamiento adecuado para el reuso de estas aguas. En este cuadro también se puede ver la importancia de una planta piloto para hacer pruebas con tratamientos avanzados.⁽¹¹⁾

En el capítulo VI de este trabajo en donde se plantean diferentes alternativas de solución a las posibilidades de otros reusos del agua residual, se sugiere la utilización de la ósmosis inversa como uno de los tratamientos avanzados más efectivos.

Como se mencionó en ese mismo capítulo, existe en la ciudad de México una planta piloto dentro de la planta de tratamiento de Cerro de la Estrella. Esta planta piloto cuenta con un aparato de ósmosis inversa a pequeña escala, de marca Saltech, con una membrana de tubo en espiral de poliamida (TF6 Fluid System).⁽¹¹⁾

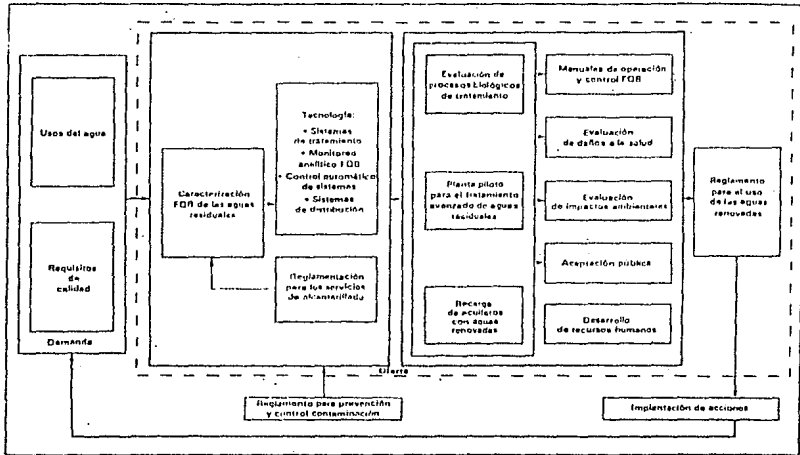
Este aparato utiliza como antiincrustante el hexanometafosfato de sodio con una concentración de 5 mg/lit, y se inyecta junto con ácido sulfúrico para tener el valor de pH entre 3.0 y 11.0, sabiendo que el pH óptimo es de 6.5. Como la temperatura afecta la permeabilidad, ésta debe ser menor de 80 °F (27°C). En cuanto a la presión se mantiene en un intervalo entre 400-450 psig (lb/plg²). El aparato consta también de un microfiltro con filtro de cartucho de malla de 25 micrones.

Se introducen 16 lt/min de agua que sumados a los 8 lt/min del sistema de recirculación dan un total de 24 lt/min, al final del proceso se obtienen 11.5 lt/min de agua permeada y 4.5 lt/min se rechazan por ser muy salada y/o contener muchas sales, y 8 lt/ min retroalimentan al sistema de recirculación. Por pruebas de conductividad se conoce la calidad del agua en cuanto a cantidad de sales. Los resultados que se han obtenido con este aparato de ósmosis inversa son: en 90% de rechazo de minerales, alcalinidad, dureza, hidróxidos, bicarbonatos y cloruros; un 95-99% de rechazos sólidos; un 95-99% de rechazo de nutrientes fósforo y nitrógeno; un 95-99% de rechazo de metales en general, y un 92% de rechazo de coliformas. El pretratamiento debe ser tal que se evite el uso del cloro, puesto que la membrana de poliamida no lo resiste, fue comprado en 1983 con un costo de 4 millones de pesos.

Como ya se sabe esta planta piloto es propiedad de la Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica (DGOH) del D.D.F., y como parte de los proyectos de esta dirección se encuentra lo que se llama DETAAR, que significa Dispositivos Experimentales de Tratamiento Avanzado de Aguas Residuales; la Fig. 46 muestra el diagrama de flujo general de los DETAAR, con los diferentes tratamientos avanzados que según los estudios hechos por ellos son necesarios para la obtención de agua potable a partir de agua residual. Los tratamientos avanzados son : Regulación, Despumación, Tratamiento Químico, Desor-

ción, Filtración, Ozonación, Adsorción, Osmosis Inversa y Cloración. En el cuadro 49 se puede leer la descripción en general de cada uno de estos tratamientos avanzados. (11)

Cuadro 48.- Estudios básicos para el planteamiento de posibilidades de reuso.



Al comparar el método de ósmosis inversa con los diferentes métodos de tratamiento de agua, éste resulta ser el más efectivo en la remoción de los contaminantes más usuales en las aguas residuales de la ciudad de México, como se pudo observar en el cuadro 44 del capítulo VI. En el cuadro 45 de ese mismo capítulo se puede notar que es uno de los procesos que presenta mayores restricciones en su funcionalidad, sin embargo se estima que dichas restricciones pueden ser superadas y que a cambio se obtiene agua con mejor calidad que con cualquiera de los otros procesos.

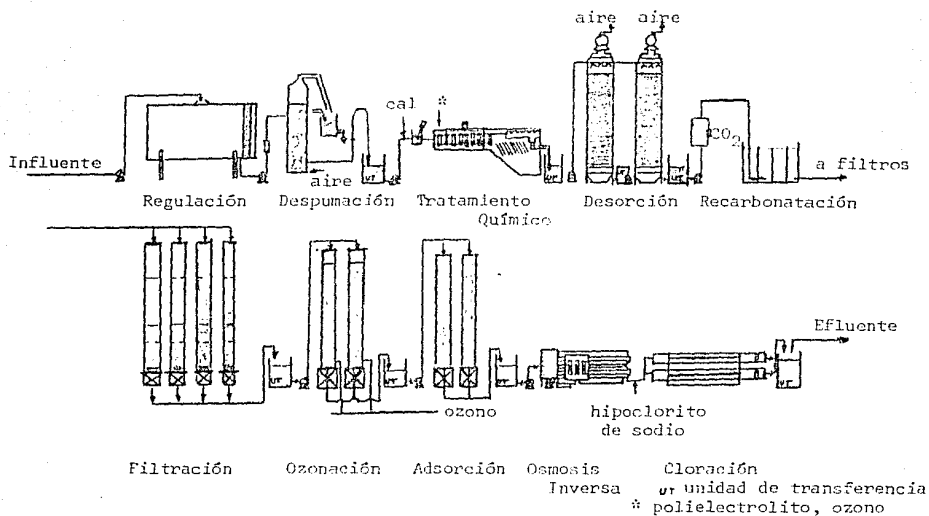


Fig. 46 .- Diagrama de Flujo General de los DETAAR.

Cuadro 49.- Descripción general de los tratamientos avanzados propuestos por la DGCCH.

Proceso	Propósito	Descripción	Variables de Operación	Eficiencias de Remoción Alcanzadas
1 Despumación	Remoción de detergentes	Cámaras verticales con inyección de aire consumido	Relación: Gasto de aire: Gasto de agua Tiempo de retención	75% de SAAM
2 Tratamiento químico	Precipitación de fosfatos y metales pesados: Acondicionamiento de pH	Proceso de clarificación con sedimentación de alta tasa	Gradientes de velocidad, secuencia y dosificación de reactivos, tiempos de retención	90% de fosfatos
3 Desorción	Remoción de nitrógeno amoniacal	Dos columnas empacadas con medios sintéticos modulares y sistema de extracción de aire	Relación: Gasto de aire: Gasto de agua. Altura del empaque (operación en serie o paralelo). Tipo de empaque	95% de nitrógeno amoniacal
4 Recarbonatación	Estabilización de pH.	4 cámaras y sistema de inyección de CO ₂	Dosificación de CO ₂ , tiempo de contacto.	
5 Filtración	Remoción de sólidos suspendidos y remanentes de materia orgánica.	4 columnas empacadas con arena y arcilla y grava operan con tasa constante o declinante.	Carga hidráulica superficial, pérdidas de carga. Duración de la carrera, tiempo y caudal de retro-lavado.	75% de sólidos suspendidos
6 Ozonación	Oxidación de materia orgánica, desinfección e inactivación de virus.	Generador de ozono y 2 cámaras de contacto.	Dosis de ozono y tiempo de contacto.	En etapa de arranque
7 Adsorción	Remoción de color y materia orgánica sintética.	2 columnas a presión con lecho de carbón activado mineral.	Operación serie-paralelo, altura de lechos, tiempo de retención	90% color 70% DCO
8 Osmosis inversa	Remoción de sólidos disueltos, virus, compuestos orgánicos sintéticos, etc.	4 módulos de membranas de acetato de celulosa. Bomba de alta presión, pretratamiento.	Solo se utilizan 2/5 del caudal de operación de los DETAAR. Presión de operación, % de rechazo y recirculación.	En etapa de arranque
9 Desinfección	Garantizar cloro residual en el efluente. Remoción de patógenos.	2 cámaras de contacto, sistema de inyección en línea.	Dosis de hipoclorito de sodio, tiempo de contacto.	50% de coliformes totales

Tanto los aparatos como las membranas de ósmosis inversa son patentes extranjeras y para adquirirlos es necesario gastar divisas, lo que hace que su costo sea elevado.

Como se muestra en la Fig. 46 el tratamiento de ósmosis inversa ya ha sido tomado en cuenta como parte de un proyecto a futuro de obtención de agua potable, y según información de la DGCOH¹ se han hecho estudios sobre costos de inversión de una unidad de 6 módulos de 30 l/seg. c/u, con proyecciones hasta 1989 que son: 5,515 millones de pesos para 1986; 9,927 millones de pesos para 1987; 13,401 millones de pesos para 1987; y 22,700 millones de pesos para 1989. Se sabe también que ya se han comprado varias partes del aparato de ósmosis inversa y que ya se tiene el terreno donde se va a ubicar esta planta.

Por otro lado ya se ha visto que una de las soluciones que se ha dado al problema del agua es la captación de ésta desde fuentes lejanas a la ciudad de México, proyectos que realiza la Comisión de Aguas del Valle de México. El proyecto más grande es el llamado Sistema Cutzamala que aporta un promedio de $12\text{m}^3/\text{seg}$ en sus Etapas I y II, se tiene que conducir aproximadamente 127 km y además bombear para vencer un desnivel de hasta 1,100 metros.⁽¹⁴⁾ El D.D.F. reveló que traer a nuestra metrópoli un metro cúbico de agua tiene un costo superior a los 50 mil millones de pesos, por la construcción de la infraestructura.²

Analizando todas las obras que se tienen que realizar, y la energía que se tiene que gastar para el bombeo del agua, se puede estimar a groso modo que este tipo de proyectos tiene un costo muy elevado, además de los numerosas obras que se tienen que realizar para compensar los daños causados a los alrededores de estas zonas de captación.

Si se compara 1m^3 de agua potable tratada como lo propone la DGCOH (incluyendo el tratamiento de ósmosis inversa) y 1m^3 captado, conducido y bombeado por el Sistema Cutzamala, en estos momentos se estima que todavía el

- 1) Entrevista con el Ing. Hugo Alberto Sorchini P., Jefe de la Unidad Departamental de Potabilización, Tratamiento y Reuso.
- 2) Nota del "Heraldo de México" del día 16 de octubre de 1988.

primero está 10% en costo arriba que el del Cutzamala. Sin embargo, conforme se vaya necesitando traer agua de fuentes más lejanas (próximos proyectos de la C.A.V.M.) el costo de tratar el agua será menor que el de traerla desde tan lejos (se estima que esto ocurrirá a fines de este siglo). Por lo que se propone darle mucha importancia desde ahora a los proyectos de tratamiento y reuso del agua residual para un futuro no muy lejano.

También se puede reducir, por medio del tratamiento del agua residual, la sobreexplotación de los acuíferos, de modo de evitar así los hundimientos del terreno que tantos problemas ocasionan.

La ósmosis inversa tiene un gran futuro en la obtención de agua potable en la ciudad de México en combinación con otros procesos convencionales, ya que dentro de las ventajas que ofrece se encuentran que el agua que se obtiene presenta tan baja cantidad de sales que evita la desintegración prematura de los sistemas de conducción, elimina la necesidad del uso de suavizantes de ropa, reduce la incidencia de diarrea y remueve la contaminación de las aguas residuales industriales, de pesticidas y de fertilizantes. Por último, la ósmosis inversa es un proceso tan efectivo, tan compacto y con un peso adecuado que puede ser colocado en el valle de México sin causar ningún daño a la ciudad ni a sus habitantes.

BIBLIOGRAFIA

- 1) Agrawal, J.P., Sourirajan, S., 1970. Reverse osmosis separation of some inorganic salts in aqueous solution containing mixed solutes with a common ion. I & EC Process Design and Development 9(1):12-17.
- 2) Baker, W.O., Fuller, C.S., Pape, N.R., 1942. Effects of heat, solvents, and hydrogen bonding agents on the crystallinity of cellulose esters. J. Amer. Chem. Soc. 64: 776-782.
- 3) Banks, W., Sharples, A., 1971. Studies on desalination by reverse osmosis, I. Structure and asymmetric flow properties of cellulose acetate desalination membranes. J. Appl. Chem. 16:28-32.
- 4) Banks, W., Sharples, A., 1971. Studies on desalination by reverse osmosis, III. Mechanism of solute rejection. J. Appl. Chem. 16: 153-158.
- 5) Eisenberg, T.N., Middlebrooks, E.J.
Reverse Osmosis. Treatment of Drinking Water
Butterworth Publishers
U.S.A. (1986)
pp. 1-133
- 6) El Sistema Hidráulico del Distrito Federal
Departamento del Distrito Federal
Secretaría de Obras y Servicios
Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica
1a. edición
México (1982)
pp. 1.2-1.19, 2.3, 2.10-2.23, 2.35-2.37, 7.9-7.15, 8.24-8.26, 11.2-11.12.
- 7) Erickson, D.L., Glater, J., McCutchan, J.W., 1966. Selective properties of high flux cellulose acetate membranes toward ions found in natural waters. I & EC Process Design and Development 5(3):205-211.
- 8) Kimura, S., Sourirajan, S., 1968. Performance of porous cellulose acetate membranes during extended continuous operation under pressure in the reverse osmosis process using aqueous solutions. I & EC Process Design and Development 7(2):197-206.
- 9) King, M.
Reverse Osmosis Lecture. Transcripts.
Imperial College Lecture
England (5th March 1984)
pp. 1-9
- 10) Manual de Normas de calidad de agua potable.
Secretaría de Asentamientos Humanos y Obras Públicas
México (1982)

- 11) Planta de Tratamiento. Cerro de la Estrella
Departamento del Distrito Federal
Secretaría General de Obras
Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica
México (1987)
pp. 11-23
- 12) Seevers, R., Deinzer, M., 1976. Absorption, desorption, and permeation of methoxychlor on semipermeable membranes under osmotic pumping. *J. Phy. Chem.* 80(7):761-766.
- 13) Selected Papers on Desalination and Ocean Technology
Edited by Sumner N. Levine
Dover Publications, Inc.
New York (1968)
pp. 393-411
- 14) Sistema Cutzamala
Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos
Comisión de Aguas del Valle de México
Grupo Clave, S.A de C.V.
México (1987)
pp. 5-9, 17, 24, 38-43
- 15) Sourirajan, S., 1964. Separation of hydrocarbon liquids by flow under pressure through porous membranes. *Nature* 203:1348-1349.
- 16) Sourirajan, S., 1965. Characteristics of porous cellulose acetate membranes for the separation of some organic substances in aqueous solutions. *I & EC Product Research and Development* 4(3):201-206.
- 17) Sourirajan, S., Matsuura, T., 1971. Reverse osmosis separation of some organic solutes in aqueous solution using porous cellulose acetate membranes. *I & EC Product Research and Development* 5(1): 30-34.