

# Universidad Nacional de Ingenieria

FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA  
Y MANUFACTURERA



ESTUDIO Y DESARROLLO DEL PROCESO DE  
DESALINIZACION DE AGUA POR OSMOSIS INVERSA

**T E S I S**

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

**INGENIERO QUIMICO**

**Jose R. Guzman Carrera**

**Juan J. Planas Rivarola**

LIMA PERU — 1987

## INDICE

### PREFACIO

CAPITULO I. INTRODUCCION .....	
1.1. EL AGUA .....	
1.1.1. CARACTERISTICAS GENERALES .....	
1.1.2. FUENTES .....	
1.1.3. LIMITES PERMISIBLES PARA EL AGUA POTABLE .....	
1.2. PROCESOS DE DESALINIZACION .....	
1.2.1. METODOS CON CAMBIO DE FASE .....	
1.2.2. METODOS SIN CAMBIO DE FASE .....	
1.3. OSMOSIS INVERSA COMO ALTERNATIVA .....	
1.3.1. PUESTA EN MARCHA Y OPERABILIDAD .....	
1.3.2. COMPLEJIDAD DEL PROCESO .....	
1.3.3. MANTENIMIENTO .....	
1.3.4. EFICIENCIA ENERGETICA .....	
1.3.5. COSTOS .....	
1.4. RESUMEN DE CONCLUSIONES .....	
CAPITULO II. MEMBRANAS SEMIPERMEABLES Y MODULOS PERMEADORES PARA OSMOSIS INVERSA .....	
2.1. PARAMETROS Y COEFICIENTES .....	
2.1.1. DEFINICIONES .....	
2.1.2. ECUACIONES BASICAS .....	
2.1.3. COEFICIENTES PRINCIPALES .....	
2.2. MEMBRANAS SEMIPERMEABLES .....	
2.2.1. MEMBRANAS DE ACETATO DE CELULOSA .....	

2.2.2.	MEMBRANAS DE POLIAMIDA AROMATICA .....	
2.2.3.	OTRAS MEMBRANAS .....	
2.3.	MODULOS PERMEADORES .....	
2.4.	ESTABILIDAD Y DISMINUCION DEL FLUJO DE AGUA .....	
2.4.1.	OBSTRUCCION DE LAS MEMBRANAS .....	
2.4.2.	COMPACTACION	
2.4.3.	POLARIZACION	

CAPITULO III. DISEÑO DE UNIDADES DE OSMOSIS INVERSA PARA  
DESALINIZACION

3.1.	ECUACIONES GENERALES DE DISEÑO .....	
3.1.1.	ECUACIONES BASICAS .....	
3.1.2.	ANALISIS DEL PROCESO BATCH .....	
3.1.3.	ANALISIS DEL PROCESO CONTINUO .....	
3.2.	ESTUDIO DE LOS DATOS EXPERIMENTALES .....	
3.2.1.	PROCEDIMIENTO DE CALCULO DE LOS PARAMETROS DE PROCESO .....	
3.2.2.	EFFECTO DE LA TEMPERATURA .....	
3.2.3.	MODIFICACIONES PARA MODULO TIPO HF .....	
3.3.	DESARROLLO DEL MODELO MATEMATICO .....	
3.3.1.	UNIDADES DE UNA SOLA ETAPA .....	
3.3.2.	UNIDADES DE DOS ETAPAS EN SERIE SIN RECICLO .....	
3.3.3.	UNIDADES DE DOS ETAPAS CON RECICLO DEL RECHAZO ....	
3.3.4.	UNIDADES DE DOS ETAPAS CON EXTRACCION DEL RECHAZO .	
3.4.	VERIFICACION DEL MODELO MATEMATICO .....	
3.4.1.	VERIFICACION DE CORRELACIONES .....	
3.4.2.	VERIFICACION DEL PROCESO DE CALCULO .....	

CAPITULO IV. DISEÑO DE SISTEMAS DE DESALINIZACION POR	
OSMOSIS INVERSA .....	
4.1. ESQUEMAS BASICOS .....	
4.2. FACTORES TECNICOS Y ECONOMICOS .....	
4.2.1. UBICACION DE LA PLANTA .....	
4.2.2. VARIACIONES DE LA CALIDAD ACEPTABLE DEL AGUA .....	
4.2.3. TAMAÑO DE LAS INSTALACIONES Y CAPACIDAD DE LOS	
DEPOSITOS .....	
4.3. CONSIDERACIONES DE DISEÑO .....	
4.3.1. CARACTERISTICAS DEL AGUA .....	
4.3.2. SISTEMAS DE OPERACION .....	
4.3.3. SELECCION DE MATERIALES .....	
4.3.4. ASPECTOS ECONOMICOS	
4.3.5. FACTORES OPERATIVOS QUE LIMITAN LA CONVERSION .....	
4.4. PRETRATAMIENTO .....	
4.4.1. INDICES DE CALIDAD DEL AGUA .....	
4.4.2. PROCESOS TIPICOS	
4.5. RECUPERACION DE ENERGIA	
4.5.1. PROCESOS DE DESTILACION VS OSMOSIS INVERSA .....	
4.5.2. DISPOSITIVOS DE RECUPERACION DE ENERGIA .....	
4.6. EVALUACION DE DATOS OPERATIVOS .....	
4.6.1. ANALISIS NORMALIZADOS DE LOS DATOS .....	
4.6.2. CONDICIONES LIMITES .....	
CAPITULO V. ANALISIS DE INVERSION Y ESTIMACION DEL COSTO	
UNITARIO PARA UNA PLANTA DE DESALINIZACION POR	
OSMOSIS INVERSA .....	

5.1. BASES DEL ESTUDIO .....	
5.2. ESTIMADO DE LOS COSTOS DE INVERSION .....	
5.3. ESTIMADO DE LOS COSTOS OPERATIVOS ANUALES .....	
5.4. ESTIMADO DE LOS COSTOS UNITARIOS TOTALES DEL AGUA DESALINIZADA .....	
5.5. EVALUACION DE LAS ALTERNATIVAS .....	
CAPITULO VI. CONCLUSIONES .....	
CAPITULO VII. OBSERVACIONES Y RECOMENDACIONES .....	
CAPITULO VIII. BIBLIOGRAFIA	
ANEXOS	
ANEXO Nº 1. TERMODINAMICA DE LA PRESION OSMOTICA	
ANEXO Nº 2. CALCULO DEL COEFICIENTE DE PERMEABILIDAD Y DEL GRADO DE EMPAQUETAMIENTO .....	
ANEXO Nº 3. EQUIVALENTE DE STD EN AGUA DE MAR COMO PPM DE NaCl	

Uno de los factores más importantes en la operación de plantas desaladoras de agua de mar representa el costo de energía, el cual llega a formar parte de un 50% a 70% de los costos totales de operación.

Aunque el proceso de destilación ha dominado el campo de la desalinización del agua de mar, el proceso de Osmosis Inversa (OI) ha surgido como un proceso eficiente en cuanto a costos y consumo de energía.

La eficiencia energética es mayor cuando los diseños de OI acoplan dispositivos de recuperación de energía que aprovechan la corriente resultante de salmuera a presiones elevadas.

En el proceso de OI, el agua es forzada por una presión hidráulica a través de una membrana semipermeable, obteniéndose de esta manera agua pura a partir de una solución salina. Se requiere energía para transportar el agua de alimentación a la membrana, administrar la presión hidráulica necesaria para el proceso de separación y para transportar el agua producto para ser usada. También representan costos la inyección de aditivos de pretratamiento y el acondicionamiento del agua producto antes de su distribución.

Los procesos de destilación de uso comercial necesitan de energía calorífica para evaporar el agua de mar y de energía eléctrica para operaciones auxiliares como transportar y recircular las distintas corrientes de agua.

Las plantas desaladoras más importantes utilizan la tecnología de evaporación instantánea por etapas como parte integral de complejos

generadores de fuerza motriz, los cuales generan vapor de baja presión para llevar a cabo el proceso de destilación.

Un análisis completo de las necesidades energéticas de la OI de agua de mar, incorporando recuperación de energía, muestra que solo consume del 30% al 50% de la energía empleada para la destilación.

El bajo costo, la alta eficiencia y disponibilidad del agua, tanto de mar como de pozo o río, hacen que este proceso de OI sea sumamente conveniente para un país como el nuestro, donde el abastecimiento del agua es un factor indispensable para el desarrollo socio-económico.

La potabilización del agua de mar y de aguas salobres para uso humano y agrícola como agua de riego, son dos necesidades que pueden ser satisfechas a corto plazo y con baja inversión mediante un proceso de Osmosis Inversa desarrollado en nuestro propio país.

## CAPITULO

### INTRODUCCION

#### 1.1. EL AGUA

El agua es el compuesto más abundante y más ampliamente extendido. Sólido, en forma de hielo o nieve, cubre las regiones más frías de la tierra; en estado líquido cubre las 3/4 partes de la superficie terrestre.

Está presente en el aire en forma de vapor; así mismo, existe agua en toda materia viva constituyendo el 65% en peso del cuerpo humano.

##### 1.1.1. CARACTERISTICAS GENERALES

Es un líquido inodoro, insípido, transparente y casi incoloro. Presenta sus puntos de congelación y de ebullición a 1 atm. de presión de 0°C y 100°C respectivamente.

Tiene una capacidad calorífica superior a la de cualquier líquido o sólido y por lo tanto, por cada cambio de temperatura, el agua absorbe o libera más calor que otras sustancias.

Además de sus considerables propiedades caloríficas, el agua tiene una tensión superficial elevada debido a la presencia en su estructura molecular de puentes de hidrógeno. Se ioniza muy ligeramente, y presenta una alta conductividad eléctrica en soluciones salinas.



Un fenómeno importante que se produce en las soluciones acuosas es la presión osmótica; así, si dos soluciones están separadas por una membrana semipermeable, el agua pasará de la más diluida a la más concentrada.

### 1.1.2. FUENTES

#### a) El mar

El agua del mar peruano es más fría comparada con las aguas oceánicas, pues por la posición geográfica del Perú debieron ser cálidas como las de las regiones tropicales.

La temperatura promedio es de 19°C, la cual varía de acuerdo a la estación, profundidad, latitud y proximidad al litoral.

El contenido de sales disueltas es muy alta, y varía entre 34000-35000 mgr/lt, variando con la latitud y la profundidad.

#### b) Los ríos

En el país existen en gran número; por lo general son de alta dureza, con un contenido de sales que varía de 100-300 mgr/lt cuando no están contaminadas.

#### c) Los lagos

Existen en número regular, principalmente en la región andina, destacando el Titicaca en Puno.

Son de menor dureza comparada con los ríos.

d) La lluvia

Se caracteriza por no poseer dureza pero sí gases disueltos. Por lo general su pH es menor - de 7 y se presentan con mayor intensidad en la sierra y en la selva, llegando en algunos lugares hasta 8000 mm al año.

e) Aguas Subterráneas

Los depósitos subterráneos constituyen una fuente principal de agua dulce, la cual contiene alta dureza y un pH aproximado de 7.

1.1.3. LIMITES PERMISIBLES PARA EL AGUA POTABLE

componente	máx. PPM	componente	máx. PPM
$\text{HCO}_3^-$	300	$\text{Ca}^{+2}$	35
$\text{Cl}^-$	256	$\text{Mg}^{+2}$	50
$\text{Na}^+$	100	$\text{SiO}_2$	50
$\text{SO}_4^{-2}$	250	$\text{NH}_3$	10
F	4	$\text{NO}_3^-$	45
$\text{Fe}^{+2}$	0.3	$\text{As}^{+3}$	0.05
$\text{Ba}^{+2}$	0.8	$\text{Al}^{+3}$	0.1
$\text{Zn}^{+2}$	5	$\text{Cu}^{+2}$	
Br	0.05	$\text{Mn}^{+2}$	0.05

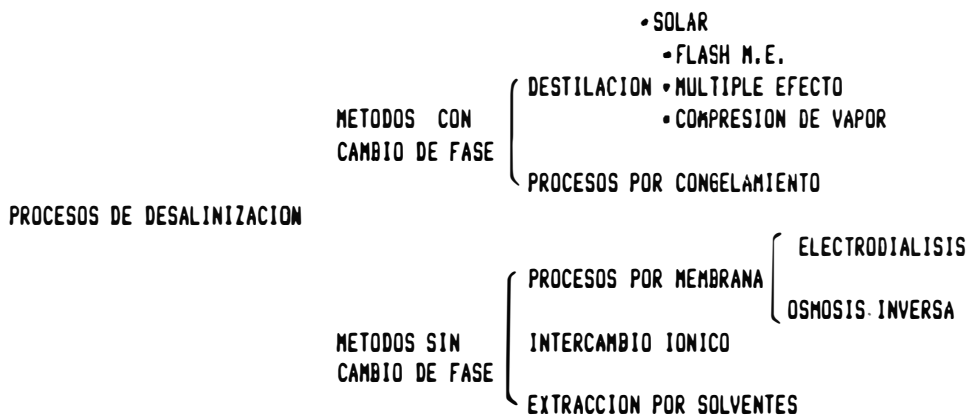
STD = 500

REF 29

## 1.2. PROCESOS DE DESALINIZACION

Los diversos procesos empleados para la desalinización pueden clasificarse en dos grupos:

- a) Métodos sin cambio de fase
- b) Métodos con cambio de fase



Los procesos con cambio de fase, que extraen el agua de una solución, tienen costos que son esencialmente función del volumen de agua producida y relativamente independientes de la concentración salina.

En cambio, en los procesos sin cambio de fase los costos son proporcionales a la cantidad de sales que deben eliminarse y por esto son atractivos cuando la concentración es baja.

### 1.2.1. MÉTODOS CON CAMBIO DE FASE

- a) Destilación

Puede realizarse en pequeña o gran escala y

da un alto grado de separación. Sus inconvenientes son:

- gran consumo de calor.
- problemas de corrosión e incrustaciones.

Los evaporadores de simple efecto se emplean en los procesos de pequeña escala. El consumo de calor es alto, del orden de 200 MKcal/1000 lts. de agua.

Existen tres métodos para reducir el alto consumo de calor:

- destilación por compresión de vapor.
- destilación en múltiple efecto.
- destilación flash en multi-etapa.

En los procesos de destilación, el agua producida contiene por lo general 50 ppm ó menos como sólidos totales disueltos.

#### b) Destilación solar.

Una técnica para reducir el costo de energía consiste en realizar una destilación solar, que utiliza el calor transportado por los rayos solares y sustituye el costo de generación de energía por costo de capital.

Este método es importante en regiones áridas en las que hay abundante luz solar; esta energía, en latitud de 30°, es suficiente para evaporar 4900 grs. de agua por día, en un metro cuadrado de superficie.

Una instalación simple consiste en una mampara de vidrio inclinada, a través de la cual pasa la luz solar a la solución salina; el vapor de agua emanado de la so

lución se condensa en la parte inferior de la mampara por la cual escurriría hacia un colector.

Aunque las instalaciones producen la cantidad de agua que era de esperar, operan con un bajo rendimiento termodinámico debido a que usan energía a un bajo nivel de temperatura.

Esta técnica ha sido mejorada combinándola con equipos de destilación flash y mejorando el sistema de enfriamiento.

c) Procesos por congelamiento

Teóricamente, este proceso tiene la ventaja de que el calor latente de congelación del agua es aproximadamente la séptima parte del calor latente de vaporización, por lo tanto, la cantidad de energía que debe ser transportada por Kg de agua es mucho menor.

Estos procesos pueden clasificarse como sigue:



En general, existe la dificultad de que el costo de extraer una Kcal por refrigeración es más alto que el costo de añadirla por calentamiento. Así mismo, la separación del hielo de la salmuera entraña gran dificultad,

pues los cristales de hielo no contienen sal, pero sí contienen una solución salina ocluida y adherida.

La sal puede ser eliminada de la superficie del hielo por difusión ó por convección; pero simultáneamente se produce una transferencia de calor de la solución a la superficie del hielo, siendo necesario por lo tanto quitar el calor transferido de la solución a la interfase.

### 1.2.2. MÉTODOS SIN CAMBIO DE FASE

#### a) Electrodialisis

Este proceso concentra una solución salina por medio de un flujo selectivo de iones inducidos por una corriente eléctrica a través de una membrana.

En una celda característica se colocan alternadamente membranas selectivas de cationes y aniones; a ambos lados de ellas, se colocan un ánodo y un cátodo y se hace pasar una corriente continua a través de ella.

El paso de iones a través de la membrana va a generar un agotamiento de algunas celdas mientras que en otras se va a producir una concentración de iones.

El agua obtenida en las celdas agotadas constituye el producto, mientras que el agua que sale de las celdas con concentración de iones es la salmuera.

El rango recomendado para una operación óptima de electrodialisis es de 1000-3000 mgr/lit como sólidos totales disueltos.

Debe tenerse en cuenta que no es posible separar mediante este sistema a impurezas orgánicas, sustancias coloidales ni al  $\text{SiO}_2$ .

b) Intercambio iónico

Las resinas de intercambio iónico fueron el primer material empleado para desalinizar aguas salobres. Actualmente sin embargo, cuando es aplicado directamente, la concentración del producto es también alta y tanto los costos de operación como de mantenimiento son mucho más elevados que en otros procesos.

En general, este proceso es usado para desalinizar agua con un contenido máximo de 500 mgr/lit como STD.

c) Osmosis inversa

Este proceso se basa en la inversión del flujo osmótico natural por acción de una presión hidráulica externa.

La ósmosis es el paso espontáneo de un líquido a través de una membrana semipermeable, de una solución diluida a una solución concentrada. La fuerza motriz es la presión osmótica, la cual es función del tipo de solvente, soluto y de la concentración, así como de la temperatura.

La presión osmótica puede ser obtenida en forma aproximada por la siguiente expresión:

$$\tilde{\Pi} = R \times T \times \sum m_i$$

R: cte

T: °K

$m_i$ : mol/Kg

La OI es aplicada para solutos cuyo tamaño de partícula están en el rango de 0.04-600 nm.

La presión externa aplicada a la solución salina debe exceder a la presión osmótica; así, para aguas salobres está en el orden de 400-600 psi, siendo la presión osmótica de aproximadamente 20 psi. Para agua de mar, la presión requerida debe de estar entre 800-1000 psi, para una presión osmótica de aproximadamente 350 psi.

Dentro de la remoción de contaminantes específicos del agua, se han obtenido muy buenos resultados con:

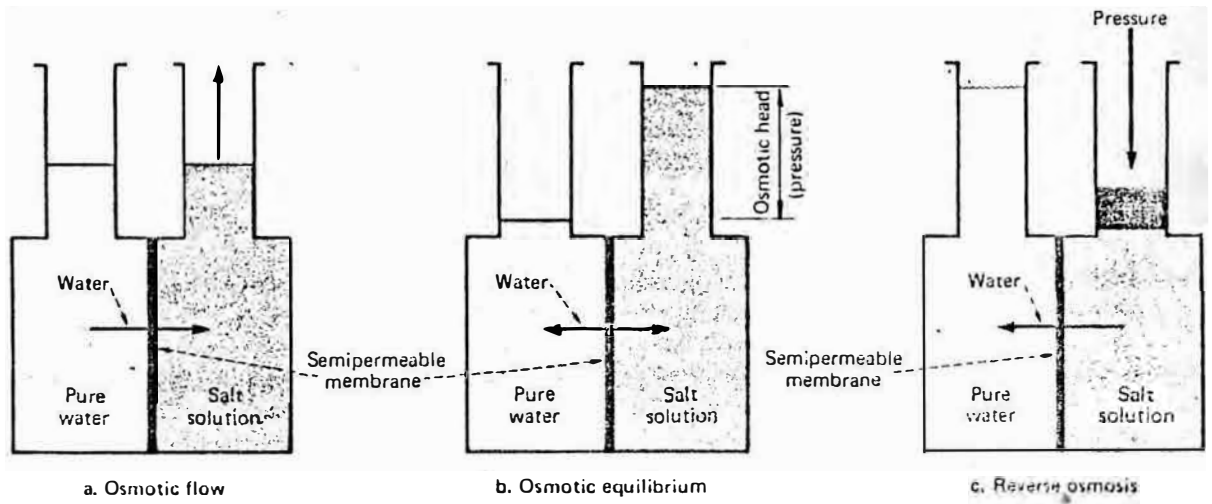
- ácidos           acético, crómico, tricloro-acético.
- alcoholes       metanol, etanol, isopropanol.
- aromáticos     clorobenceno, dinitrobenceno, hexacloro benceno.
- aldehidos      formaldehido.
- éteres          etileter, dietileter.
- metales        cadmio, cromo, cobre, hierro, plomo, níquel, zinc.
- pesticidas     ALDRIN, DDT, DDE, HEPTACLORO, LINDANE , MALATHION, DIAZINON.
- otros           anilina, glicerol, acetona.

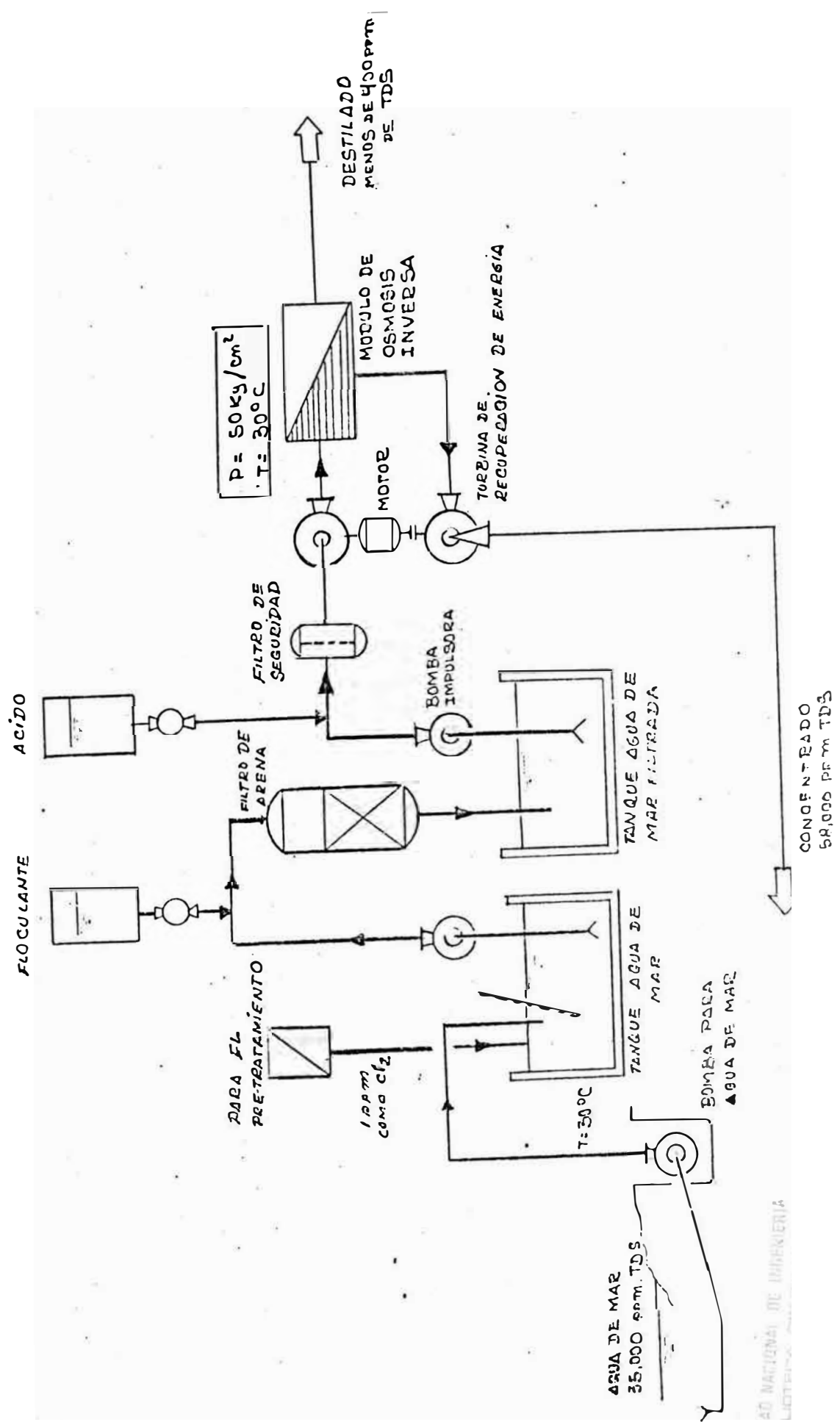
El proceso típico consiste de 5 operaciones

- pretratamiento       para proteger a las membranas.
- filtración            para remover los sólidos suspendidos.
- « bombeado            proporciona la presión requerida.



ósmosis inversa      proceso de separación.  
- posttratamiento      para controlar la calidad del pro  
ducto.





### 1.3. OSMOSIS INVERSA COMO ALTERNATIVA

La selección de un proceso de desalinización de agua requiere de la consideración de muchos factores, tales como la operabilidad del proceso, grado de mantenimiento, complejidad del proceso y costos.

A continuación se hará un estudio comparativo entre algunos procesos empleados para desalinizar agua.

#### 1.3.1. PUESTA EN MARCHA Y OPERABILIDAD

En la tabla I.1 se muestran los tiempos requeridos para la puesta en marcha y los parámetros críticos de operación.

TABLA I.1

PROCESOS	TIEMPO STARTUP (HR)	PARAMETROS CRITICOS DE OPERACION
- Osmosis Inversa	0.5 - 1.0	Presión-pH-flujo-composición
- Destilación flash (MSF)	2.0 - 3.0	Temperatura de topes Presión y composición
- Termocompresión	2.0 - 3.0	Calidad del vapor-flujo Presión-composición
- Compresión mecánica de vapor	2.0 - 3.0	Presión-potencia del compresor-capacidad Concentración-pH
- MSF con recirculación	3.0 - 4.0	Temperatura-concentración pH-presión
- Destilación multiplefecto	3.0 - 4.0	Temperatura-concentración pH-flujo entre etapas

### 1.3.2. COMPLEJIDAD DEL PROCESO

En la tabla I.2 se puede observar el grado de complejidad en función a la instrumentación y a los sistemas secundarios del proceso.

TABLA I.2

		PROCESOS					
		OI	MSF	TC	MSFR	DME	DCV
0	OLES						
	presión						
	temperatura			X	X	X	
	flujo	X	X	X	X		X
	nivel		X	X	X	X	X
	pH	X				X	X
A	ARMAS						
	presión	X	X		X		X
	temperatura	X	X	X	X	X	
	flujo			X			
	cloro	X					
	pH	X			X	X	X
	pureza	X	X		X	X	X
	lubricación compresor						X
S	SISTEMAS CUNDARIOS						
	lavado con ácido		X	X			
	lavado químico	X					
	post-tratamiento	X					
	incrustaciones	X	X		X	X	X
	tanque de almacenaje	X					
	filtro de cartucho	X					
	sistema de vacío		X	X	X	X	
	recalentador		X	X	X	X	
	deaerador				X	X	
	sistema de lubricación						X
E	EQUIPOS ESPECIAL ES						
	bomba de alta presión	X					
	bomba de residuos		X	X	X	X	X
	bomba de condensado		X		X	X	
	bomba de destilado		X	X	X	X	X
	bomba de transferencia					X	
	bomba de recicló			X		X	
	compresor						X

Otros aspectos que afectan la complejidad del proceso son la demanda del agua de mar, la calidad del agua y el volumen de la solución salina concentrada.

PROCESO	<u>VOLUMEN PROCESADO</u> VOLUMEN DE AGUA PRODUCIDA
Compresión mecánica de vapor	2:1
Osmosis inversa	3:1
Otros procesos	8:1 a 10:1

REF 50

La calidad del agua de mar tiene poca importancia en los procesos de destilación si es que se mantienen la temperatura y concentración de operación, pero sí afecta la cantidad de pretratamiento requerida para el proceso así como su complejidad.

### 1.3.3. MANTENIMIENTO

Es muy difícil cuantificar el mantenimiento, pero en base a las operaciones de cada proceso se puede establecer el siguiente orden de menor a mayor dificultad:

- Termocompresión - MSF - OI - DME - Compresión de vapor

El proceso de OI aparentemente no necesita mayor mantenimiento que el de MSF, pero el número de módulos y las conexiones de tubería incrementan el servicio necesario.

Así mismo la OI emplea bombas de alta presión que necesitan mayor mantenimiento que las bombas de baja presión.

#### 1.3.4. EFICIENCIA ENERGETICA

Una medida de la eficiencia energética representa la relación entre las libras de agua producida por cada 1000 BTU entregados. En la tabla I.3 se muestra este valor para diferentes tipos de procesos de desalinización.

TABLA I.3

PROCESO	lbs/MBTU	ENERGIA EMPLEADA	TEMPERATURA (°F)
OI	30-200	Electricidad	32-100
CMV	17-33	Electricidad Vap de alta P	170-215
DME	10-15	Vap de baja P	185-240
MSF	3-12	Vap de baja P	185-240
TMC	3-10	Vap de alta P	120-170

REF 50

El rango de eficiencia del proceso de OI depende de la presión, del flujo de agua permeada y de la eficiencia de la bomba. Cuando se emplean sistemas de recuperación de energía, la eficiencia puede llegar hasta 200, debido a que se emplean turbinas accionadas por la corriente de salida de los módulos, que en algunos casos mantienen el 95% de la presión de alimentación.

#### 1.3.5. COSTOS

Una selección económica requiere comparar la inversión de

capital y los costos de operación, pero el valor óptimo va a ser aquel cuyo costo total por unidad de agua producida sea el mínimo. En la tabla 1.4 se muestra el costo de equipos para plantas de la misma capacidad.

TABLA 1.4

PROCESO	COSTO RELATIVO DE EQUIPOS POR CAPACIDAD DE PLANTA	
	+250 Mgal/d	-250 Mgal/d
Destilación multi-etapa	0.9	2.0
MSF con recirculación	0.9	2.3
MSF	1.0	2.1
Termocompresión	1.3	2.6
Osmosis inversa	1.4	1.8
Compresión mecánica de vapor	1.4	2.6

REF 30

Se observa que para capacidades menores de 250 MGD el proceso de OI tiene el menor costo por equipos.

La temperatura de operación afecta el costo de operación y de mantenimiento, pero en la OI esto no es importante debido a que opera a temperatura ambiente.

Las siguientes dos tablas nos muestran una comparación entre los principales métodos empleados para la desalinización tanto de agua de mar como de agua salobre hecha en el Japón (1981).

TABLA I.5

AGUA DE MAR

	ED	OI	DME	congelam.
concentración (PPM)	35000	35000	35000	35000
producción de agua (1000 M3/d )	5.4-10	4.2-5	5-10	0.8
costo total de constr. (Y 10000 / M3/d )	38-53	27-30	22-24	25-30
costo de desalinización (Y/M3 )	337-368	237-303	309-337	300-400
consumo de energía (1000 Kcal/M3 )	39-42	20-21	47-82	32-34

REF 24

TABLA I.6

AGUA SALOBRE

	ED	OI	int. iónico
concentración ( PPM )	1000-2000	5000-6000 ó menos	5000 ó menos
producción de agua ( 1000 M3/d )	3.3-10	5-24	5
costo total de constr. ( Y 10000 / M3/d )	6.5-10.7	11-13.3	6
costo de desalinización ( Y/M3 )	38-59	77-98	50-60
consumo de energía ( 1000 Kcal/M3)	3.2-4	5.4-6.9	3.5-10.5

REF 24



#### 1.4. RESUMEN DE CONCLUSIONES

1. A diferencia de otros procesos de desalinización existentes, el proceso de OI no emplea energía térmica para obtener agua potable, debido a lo cual resulta una alternativa muy ventajosa económicamente especialmente en el tratamiento de agua de mar, ya que mantiene un bajo consumo de energía para una misma capacidad de planta y el costo de agua producida es menor que el de otros procesos.
2. El bajo consumo de energía es posible gracias a la instalación de sistemas de recuperación de energía, que aprovechan el flujo presurizado de rechazo para transmitir energía a la bomba de alta presión de alimentación. Así mismo, debe tenerse en cuenta que los sistemas de OI no requieren de vapor y trabajan a temperatura ambiente.
3. La factibilidad económica de cualquier planta de desalinización que emplee OI y que se quiera instalar en el país, dependerá en parte del posible desarrollo técnico de membranas semipermeable y de módulos permeadores, ya que la inversión en ambos casos es muy elevada.
4. Uno de los objetivos del presente trabajo ha sido el plantear un modelo matemático que explique el efecto de cada una de las variables que intervienen en el proceso de OI, a partir del cual puede diseñarse las unidades de desalinización para cada caso en particular. Los resultados obtenidos en la comparación del diseño de algunas plantas existentes le dan al modelo propuesto un buen grado de confiabilidad para el diseño preliminar

de una planta de desalinización.

5. Es necesario determinar la cantidad de NaCl equivalente a los STD del agua de mar a tratar, debido a que la presión osmótica de las soluciones de NaCl es mayor que la correspondiente a la misma cantidad de STD en agua de mar. Esta consideración es indispensable para poder obtener resultados con mayor precisión, ya que el modelo se basa en las propiedades de las soluciones de NaCl.
6. Debido a la generalidad del modelo, el presente estudio puede tomarse como base para analizar otros sistemas que empleen el proceso de OI, tal como la extracción de concentrados.
7. Dadas las condiciones y características de operación del proceso de desalinización por OI, es indispensable realizar pruebas a nivel de planta piloto a fin de poder trabajar con concentraciones similares a las de una operación real y obtener un diseño óptimo.
8. En el tratamiento de aguas salobres, el proceso de OI compete con la electrodiálisis dependiendo la selección final de los requerimientos de agua, concentración de alimentación y composición química del agua. Debe tenerse en cuenta que la OI puede separar al  $\text{SiO}_2$  y a algunos compuestos orgánicos.
9. La instalación de sistemas de recuperación de energía para plantas de menos de 550 M<sup>3</sup>/d es poco económica e ineficiente. Así mismo, en el caso de plantas de agua salobra puede no estar justificada la instalación de tal sistema, excepto en el caso de una planta de grandes dimensiones.

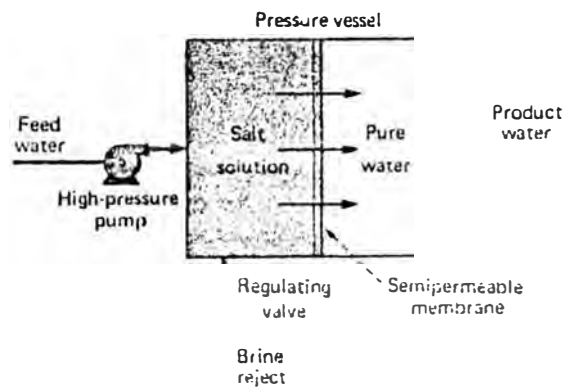
## CAPITULO II

### MEMBRANAS SEMIPERMEABLES - MODULOS PERMEADORES

#### PARA OSMOSIS INVERSA

##### 2.1. PARAMETROS Y COEFICIENTES

Un esquema muy sencillo de una unidad de OI se muestra en la figura II.1. La solución de alimentación es bombeada al módulo permeador que contiene a la membrana semipermeable; el agua pura, conocida como "permeado" ó "producto", es recuperada a presión atmosférica. El concentrado, conocido como "brine" ó "rechazo", sale del módulo a una presión mayor a la atmosférica, la cual puede ser reducida mediante una válvula reguladora a la presión requerida.



##### 2.1.1. DEFINICIONES

- Conversión : % de la alimentación que es convertido en producto.  
$$Y = \frac{Q_p}{Q_f} * 100$$
- Paso de sales : % de sales de la alimentación que aparece en el producto

$$SP = \frac{C_p}{C_f} * 100$$

- Grado de separación                      % de sales de alimentación que aparecen en el rechazo

$$F = (1 - \frac{C_p}{C_f}) * 100$$

- Factor de concentración                      Relación entre salinidad del rechazo y de la alimentación.

$$FC = \frac{C_b}{C_f}$$

- Eficiencia                                      Grado de separación de moles de alimentación en el rechazo

$$e = (1 - \frac{Q_p}{Q_f}) * \frac{C_b}{C_f}$$

### 2.1.2. ECUACIONES BASICAS

- Flux de agua                                       $N_b = A * (P - (P_{o_2} - P_{o_3}))$

- Flux de sal                                       $N_a = \frac{D_{am}}{K*d} * (C_{a_2} - C_{a_3})$

### 2.1.3. COEFICIENTES PRINCIPALES

- Permeabilidad de la membrana                       $A^o$                       (Molgr/cm2/seg/atm)

- Transferecia de masa                                       $k$                       (cm/seg)

- Transporte de soluto                                       $\frac{D_{am}}{K*d}$                       (cm/seg)

#### NOTACION

Q = Flujo  
P = Presión  
C = Concentración  
T = Temperatura  
Po = Presión osmótica

#### SUBINDICES

f = alimentación  
b = rechazo  
p = permeado  
2 = lado adyacente a: la capa límite del soluto  
3 = lado adyacente al permeado

## 2.2. MEMBRANAS SEMIPERMEABLES

Las características que debe reunir una membrana destinada a la desalinización por OI son :

- Alta permeabilidad al agua pura
- Alto porcentaje de rechazo de sal
- Alta resistencia a los productos químicos
- Estabilidad dentro de un amplio rango de pH
- Alta resistencia mecánica a la presión
- Alta duración

Actualmente las membranas de mayor aplicación comercial son las de acetato de celulosa y las de poliamidas aromáticas.

### 2.2.1. MEMBRANAS DE ACETATO DE CELULOSA

La estructura de la membrana consiste en una capa densa de 0.5  $\mu\text{m}$  de espesor, seguida de 50-100  $\mu\text{m}$  de una estructura porosa como base. Esta subestructura está compuesta de poros de 0.1-1  $\mu\text{m}$  de diámetro, mientras que la capa densa está compuesta de poros de 10  $\text{Å}$ .

Las principales ventajas del acetato de celulosa son:

- Alta permeabilidad al agua pura
- Elevado porcentaje de rechazo de sales
- Tolerancia al cloro libre (de 0.1-0.5 ppm como  $\text{Cl}_2$ )

Los principales inconvenientes que presentan son:

- Alta sensibilidad a la hidrólisis

La velocidad de hidrólisis es mínima para pH entre 4.5 a 5.5; si se trabaja en zonas de pH diferentes, la vida de

la membrana se reduce considerablemente.

- Alta sensibilidad al ataque bacteriano

Las bacterias presentes en el agua producen la digestión enzimática del acetato de celulosa, por lo que el agua que llega a este tipo de membranas debe contener un exceso de cloro residual.

- Riesgos de disolución de la membrana

La capa activa de las membranas de acetato de celulosa es disuelta por solventes orgánicos.

- Aumento del paso de sales con el tiempo

#### 2.2.2. MEMBRANAS DE POLIAMIDA AROMATICA

Las poliamidas son menos polares que el acetato de celulosa y la superficie de esta membrana se comporta como si tuviera carga positiva. En condiciones idénticas de experimentación y de tamaño medio de poro se pueden conseguir mejores retenciones de soluto que con las membranas de acetato de celulosa. Esto puede explicarse en parte por el hecho de que la mayor hidrofobicidad del polímero de poliamida permite una mayor movilidad al agua a través de los espacios de la fibra del polímero.

Las principales ventajas de las membranas de poliamida son:

- Elevado porcentaje de rechazo de sal
- Ausencia de hidrólisis
- Insensibilidad al ataque bacteriano
- Alta estabilidad química
- Invariabilidad del paso de sales

- Mayor área por unidad de volumen

- Larga duración (4 ó mas años)

Los incóvenientes de estas membranas son:

- Poca resistencia al cloro libre

Este tipo de membranas es muy sensible al cloro libre y al resto de los oxidantes fuertes como Na,  $H_2O_2$ ,  $KMnO_4$ .

- Baja permeabilidad al agua pura

La siguiente tabla es una comparación entre las membranas de acetato de celulosa y las de poliamidas aromáticas.

TABLA II.1

base: 90% de rechazo y 400 psi

	TRIACETATO	POLIAMIDA	ACETATO DE CELU.
flujo (GPD/pie <sup>2</sup> )	1.5	1.0	15-18
presión final (psi)	75	50	0
rango de pH	4-7.5	4-11	4-6.5
temp. máx. (°F)	86	85	85
Cl <sub>2</sub> máx.	1.0	0.1	1.0
bio-resistencia	buena	excelente	regular
retro-lavado	inefectivo	inefectivo	efectivo
permeabilidad	alta	baja	alta
% de rechazo de sales	alto	alto	alto
hidrólisis	ocurre	no ocurre	ocurre

### 2.2.3. OTRAS MEMBRANAS

Actualmente el desarrollo de membranas incide sobre los siguientes puntos:

- mayor durabilidad o vida media
- mayor retención de sales
- mayor resistencia al ensuciamiento

Las membranas que han sido desarrolladas recientemente pueden clasificarse en tres tipos:

- las membranas celulósicas mejoradas; tales como di ó tri acetato de celulosa, acetato de metacrilcelulosa.
- las membranas basadas en polímeros sintéticos, que tienen una excelente resistencia mecánica, como la PBIL (poli--benzimidazolona), la APA (poliamida aromática), CELANESE (polibenzimidazole), Poliamida Hidrazida, Amida polipeptídica.
- Las membranas compuestas tienen un mayor grado de separación y ofrecen un mayor flujo de agua pura, tanto para sales como para compuestos orgánicos de bajo peso molecular.

En las siguientes tablas se muestran algunas de las propiedades de las membranas más empleadas.



TABLA II.2

membrana	fabricante	% F	A <sup>0</sup>	pH	T <sup>o</sup> C máx	C12 PPM
CTA(XFS416712)	DOW CO	98.7	0.51	4-7.5	35	1
CTA(ROGA-TFC)	UOP	98.5	5.56	4-7.5	35	
CTA(hollosep)	TOYOBO	99.7	0.91	3-8.0	40	
APA(permasep)	DUPONT	98.5	0.71	5-9.0	35	0.1
PBIL	TEIJIN	99.7	4.5	1-12	70	100
CTA/CN-CA	UOP	99.5	3.6			
PA-300	UOP	99.4	12	3-12	60	
FT-30	FILMTEC	99.6	17.9	3-11	60	100
SOLCON-P	SUMIMOTO	98.0	9.6	1-10	45	0.1

REF 33

TABLA II.3

SEPARACION DE SUSTANCIAS ORGANICAS

sustancia	CA	APA	PBIL	NS-200	PA-300	SOLCON-P
metanol	10%	10%	22%	36%	---	40%
etanol	34%	16%	66%	85%	90%	72%
fenol		65%	2.3%	86%	99%	73%
acetona	23%	45%	26%	84%		80%
MEK	36%		72%		95%	
acetaldehido	10%		36%		75%	
ác. acético	25%	36%	7%	70%	70%	61%
úrea	35%	42%		78%	85%	57%

REF 33

### 2.3. MODULOS PERMEADORES

Los objetivos del diseño de estos módulos son:

- Obtener el máximo rendimiento de la membrana
- Conseguir un sistema lo más compacto posible
- Fomentar velocidades superficiales en las membranas lo suficientemente altas como para prevenir la polarización por concentración.

Actualmente existe en el mercado 4 grupos principales de módulos:

#### a) Módulos con membranas planas

Cada módulo está formado por un conjunto de membranas y soportes colocados alternadamente. La solución a tratar circula a lo largo de las membranas cuya separación media es de 2 mm; en ciertos casos, una placa de separación permite colocar en serie varias unidades, mejorando así su velocidad de circulación. Dentro de una misma unidad todas las membranas trabajan en paralelo y la superficie disponible por unidad de volumen es de 50-100  $\text{m}^2/\text{m}^3$ .

El mayor inconveniente de estos módulos es la dificultad que presentan para asegurar un correcto reparto del flujo en la entrada de las membranas.

#### b) Módulos con membranas tubulares

En estos módulos las membranas se colocan en el interior de tubos porosos que actúan como soporte de las mismas.

La solución a tratar circula por el interior del tubo, mientras que el permeado fluye desde el interior hacia el exterior donde es recogido.

Los tubos son normalmente de 0.5 plg. ó menos de diámetro y son lo suficientemente fuertes para resistir las altas presiones.

Los materiales empleados son: fibra epoxy reforzada con fibra de vidrio, nylon, polyester.

Estos módulos son poco compactos, pues la superficie por unidad de volumen está entre 50 y 70  $\text{m}^2/\text{m}^3$ .

c) Módulos con membranas en espiral

El módulo espiral se obtiene enrollando, alrededor de un tubo central con orificios, membranas separadas por un soporte poroso que drena el permeado hacia el tubo central; unas mallas plásticas aseguran la separación de las membranas durante el enrollamiento.

Esta configuración permite tener un módulo mucho más compacto, pues la superficie de membrana disponible por unidad de volumen es de 200 a 800  $\text{m}^2/\text{m}^3$ .

Generalmente se emplean membranas de acetato de celulosa modificado ó también las de poliamida aromática.

La conversión para esta configuración está normalmente limitada a 10 ó 15% por módulo, para asegurar un adecuado flujo de la solución concentrada y prevenir la polarización.

Para obtener una conversión razonable con este sistema debe conectarse varios módulos en serie con un solo recipiente, lo cual proporciona conversiones mayores de 60%.

d) Módulos con membranas de fibra hueca

Este diseño fue desarrollado por Dupont para trabajar con la membrana de aramida, de baja permeabilidad, ya que su configuración permite obtener una gran superficie por unidad de volu-

men de hasta 9000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>.

Las fibras tienen una estructura asimétrica, con un diámetro interno de aproximadamente 42  $\mu\text{m}$ . y un diámetro externo de 85  $\mu\text{m}$ . Desde el punto de vista técnico, son tubos huecos con una pared porosa, capaces de resistir por sí solas presiones muy elevadas.

El módulo es muy parecido a un intercambiador de calor de doble tubo; el agua bruta se introduce a presión elevada a través de un tubo colocado en el centro del módulo, que recorre el haz de fibras en toda su longitud.

El agua se desplaza radialmente, desde el tubo de alimentación, pasando por el haz de fibras hacia la cubierta exterior del módulo; la presión de alimentación hace que el agua pura pase a través de la pared de la fibra hueca y a lo largo del interior de la misma.

Las sales, minerales y otros contaminantes quedan concentradas en el agua de rechazo y salen del módulo por un orificio de salida de concentrado a un sistema de recolección de rechazo.

Este tipo de módulo puede trabajar a más del 50% de conversión.

La siguiente tabla muestra algunas ventajas e inconvenientes de los módulos más comunes.

TABLA II.4

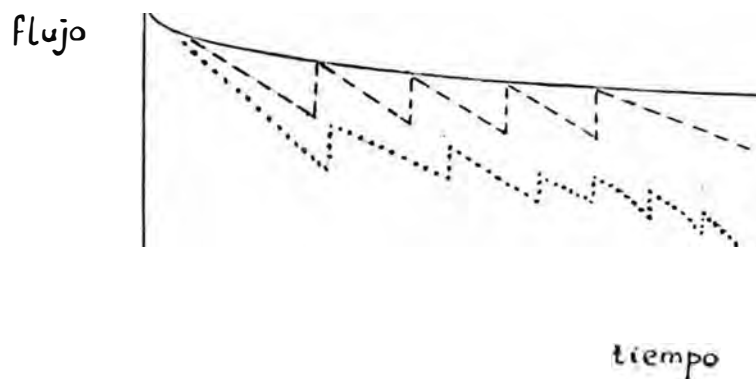
COMPARACION ENTRE MODULOS

característica	plano	tubular	espiral	fibra hueca
compactación ( $m^2/m^3$ )	50-100	50-70	200-800	hasta 8000
conversión %	10	10	10-30	10-80
separación % (a 10% de conversión)	96-98	96-98	96-98	96-98
pérdida de carga ( psig)	50	30	50	7-3
materia en suspensión	filtrar 5-10 $\mu$	no prob.	filtrar 10-20 $\mu$	filtrar 10-20 $\mu$
limpieza				
- mecánica	no aplic.	buena	no aplic.	no aplic.
- química	aceptable	buena	buena	buena
- con agua	buena	buena	buena	buena
costo ( $\$/m^3$ )	alto	alto	bajo	bajo

REF 16

## 2.4. ESTABILIDAD Y DISMINUCION DEL FLUJO DE AGUA

Si se representa la evolución a lo largo del tiempo del flujo de agua producida por un sistema de OI, se obtendría una curva que podría semejarse a cualquiera de las tres que se muestra o continuación:



La curva continua representa la disminución teórica del flujo de agua producida por dos fenómenos importantes: la compactación de la membrana y la polarización por concentración.

La curva de trazo discontinuo muestra la evolución real del caudal suministrado por un módulo que trabaja con agua pretratada y al que se somete a una serie de limpiezas periódicas.

Finalmente, la curva de puntos muestra la evolución del flujo producido por un módulo que trabaja con agua mal pretratada.

En condiciones estacionarias de funcionamiento, la concentración del agua producida y la pérdida de carga del módulo deben permanecer aproximadamente constantes a lo largo del tiempo. Un cambio significativo en algunas de estas características nos indica

que se está produciendo una obstrucción en la membrana.

Cuando esto ocurre, se incrementa la polarización por concentración en la superficie de la membrana, ya que las partículas depositadas retrasan la retrodifusión de las sales hacia el bulk de agua.

Cuando se opera con presiones muy altas, tiende a producirse lo que se conoce como compactación de la membrana, provocando una rápida disminución del flujo de agua, hasta un 85% del valor inicial.

#### 2.4.1. OBSTRUCCION DE LAS MEMBRANAS

En general, se emplea un pretratamiento para prevenir la obstrucción de la membrana, pero si este es inadecuado, el ensuciamiento ocurre rápidamente y se incrementa la frecuencia de limpieza, incrementándose de esta manera los costos de pretratamiento.

El paso de una sal en un sistema de OI se incrementa cuando se produce una obstrucción de la membrana, debido a que los depósitos en la superficie de la membrana retardan la retrodifusión de las sales hacia el bulk.

La obstrucción de las membranas puede producirse por algunas de las siguientes causas

- por precipitaciones
- por depósitos
- por circunstancias especiales

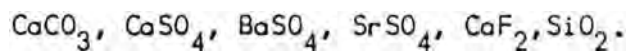
a) Obstrucción por precipitaciones

En el agua existen dos tipos de sustancias que pueden precipitar sobre las membranas:

- Las sales minerales

Se produce cuando se supera su producto de solubilidad en el agua.

Los casos más frecuentes son:



En las membranas de acetato de celulosa es más probable la precipitación de  $\text{CaCO}_3$  y  $\text{CaSO}_4$ , por lo que se han realizado estudios para predecir la precipitación de estas sales en función de la temperatura y la concentración de la alimentación.

- Precipitación de óxidos metálicos

Los óxidos ó hidróxidos que se encuentran en el agua y que pueden precipitar son:

Hierro , manganeso aluminio

El hierro puede aparecer en concentraciones elevadas cuando la captación del agua se hace a través de un pozo, presentándose en forma de bicarbonato ferroso soluble.

Si el ión  $\text{Fe}^{+2}$  se oxida pasando a  $\text{Fe}^{+3}$  se forma el hidróxido  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  que precipita atacando a membrana.

El manganeso suele presentarse junto con el hierro y coprecipita con él.

El aluminio es anfótero y su solubilidad es mínima a



un pH entre 6.5-6.7 Si el agua presenta un alto contenido de aluminio, éste puede precipitar en forma de hidróxido cuando:

- se corrige el pH del agua para evitar la precipitación de  $\text{CaCO}_3$
- se supera su  $K_{ps}$  en las proximidades de la membrana.

Estas precipitaciones son de naturaleza coloidal y dañan gravemente a las membranas.

#### b) Obstrucción por depósitos

Estos se producen cuando algunas sustancias quedan retenidas sobre la superficie de la membranas. Pueden ser debido a tres factores :

- Por partículas de gran tamaño

Este tipo de obstrucción no se presenta en las plantas de OI si es que se coloca antes de la bomba de alta presión un filtro de cartucho cuya selectividad esté dentro del rango de 5-10 micras.

- Sustancias coloidales

Este tipo de obstrucción se debe a la coagulación de los mismos sobre la superficie de la membrana. Para evitarlas se debe reducir al mínimo la velocidad de coagulación, para lo cual se debe controlar la concentración de los coloides presentes.

La presencia de sustancias coloidales en un agua de pozo puede deberse a las siguientes causas:

- pozo poco profundo con filtraciones de agua superficial

cial.

- presencia de productos de corrosión.
- existencia de azufre coloidal.

Durante el proceso de OI ocurren dos fenómenos que alteran la velocidad de coagulación:

- El aumento de la concentración en la superficie de la membrana debido a la polarización.
- La desestabilización de los coloides debido al incremento de la concentración de sales por la retrodifusión.

Ambos fenómenos incrementan en forma notable la velocidad de coagulación en las proximidades de la membrana.

- Sustancias biológicas

La obstrucción por sustancias biológicas se produce si el agua contiene suficiente materia orgánica como para favorecer el desarrollo de microorganismos.

#### c) Otras sustancias

En algunos casos pueden presentarse obstrucciones por:

- azufre coloidal.
- compuestos orgánicos.

#### 2.4.2. COMPACTACION

Cuando una membrana de OI se somete a una presión diferencial, debido a su estructura porosa se produce una compactación de la misma, reduciéndose el tamaño de los poros.

Este fenómeno origina una reducción periódica del caudal de agua producida por la membrana.

Los factores que intervienen en la menor ó mayor compactación son:

- La naturaleza de la membrana.
- Presión de operación.

El flux de permeado a un tiempo "t" puede ser calculado mediante la siguiente expresión :

$$J = J_0 * t^m$$

donde:  $J_0$  flux inicial de referencia  
m Índice de compactación

El índice de compactación es una función de la presión de operación así como también de la temperatura.

Los efectos de compactación son más pronunciados en membranas que soportan altos flujos y especialmente en las membranas compuestas.

Es imposible predecir el índice de compactación en un periodo corto de tiempo, pues puede ser necesario obtener datos de hasta 1000 horas de operación.

El fenómeno de compactación es frecuentemente confundido con la obstrucción de la membrana por ensuciamiento, pero la diferencia reside en que el grado de compactación nos predice el máximo flux para un tiempo determinado.

Algunos valores característicos se dan a continuación para membranas de acetato de celulosa:

P (psi)	m	flux a 1 año Flux en 1 día
500	-0.03	0.84
1000	-0.06	0.70
1500	-0.09	0.59

En función del tipo de configuración se ha determinado el índice de compactación entre 15-45 hrs.:

TIPO	m
espiral	-1.13
tubular	-1.09
fibra hueca	-1.06

En general, manteniendo el resto de los parámetros constantes, el factor de compactación aumenta si:

- Aumenta la presión de operación.
- Aumenta la temperatura de operación.

#### 2.4.3. POLARIZACION

Debido a que las membranas de OI sólo permiten el paso de agua pura dejando a los demás compuestos químicos presentes en la alimentación en el lado de mayor concentración, se genera una capa de alta concentración de sales adyacente a la membrana en el lado de la alimentación, creándose un gradiente de concentraciones entre esta capa límite y el bulk de alimentación que hace que el soluto se difunda des

de la zona más concentrada hacia el bulk más diluido.

A éste fenómeno se le conoce como polarización de la membrana.

Algunos autores definen el coeficiente de polarización, a la expresión :

$$CP = Ca_2 / Ca_1$$

donde  $Ca_1$  concentración del soluto en la interfase de la membrana y la capa límite concentrada.  
 $Ca_2$  concentración del soluto en el bulk de alimentación.

Del análisis realizado al desarrollar las ecuaciones de diseño de este proceso, podemos afirmar que éste coeficiente depende de los siguientes parámetros:

- Coeficiente de permeabilidad de la membrana.
- Tipo de flujo.
- Tipo de membrana.
- Grado de separación del soluto.

Se pueden hacer las siguientes afirmaciones

- Cuanto mayor sea la permeabilidad de la membrana, mayor será el coeficiente de polarización.
- El régimen turbulento en las proximidades de la membrana disminuye el coeficiente de polarización al favorecer la difusión de los iones.

Al incrementar el grado de separación requerido, se incrementa el coeficiente de polarización.

## CAPITULO III

### DISEÑO DE UNIDADES DE OI PARA DESALINIZACION

#### 3.1. ECUACIONES GENERALES DE DISEÑO

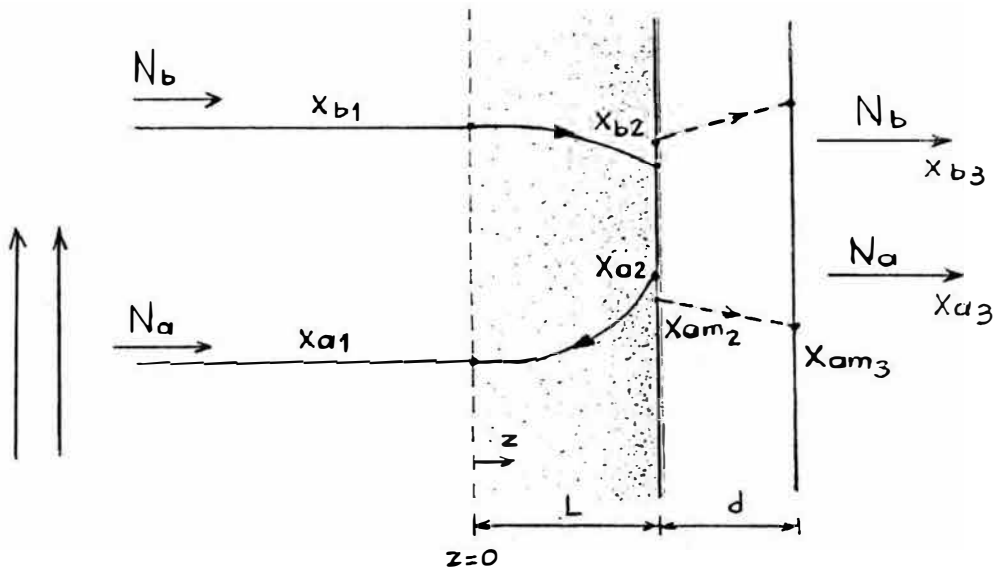
La predicción cuantitativa del grado de separación del soluto y del flujo de permeado es fundamental en los procesos de separación por ósmosis inversa.

Para idénticas condiciones experimentales (mantenimiento constante de la molalidad de la alimentación, flujo de alimentación y presión de operación), el grado de separación y la velocidad del permeado para una membrana dada varían con la valencia de los iones de la solución.

El siguiente análisis se base en el modelo generalizado de difusión, aplicable en todo el rango de separación del soluto; esto nos genera el concepto de una constante de difusividad de la membrana para el soluto del sistema en particular.

Este parámetro de difusividad permanece constante en todo el rango de concentraciones de la alimentación para todos los sistemas probados experimentalmente (ref. 49) y es independiente del flujo de alimentación como se demostrará posteriormente.

El diagrama del proceso de transferencia de masa se muestra en la figura III.1 .



### ANALISIS

Por acción de la presión hidráulica aplicada, tanto el soluto como el agua tienden a permearse a través de la membrana.

Debido al bajo valor de la difusividad del soluto en la membrana una gran parte de éste debe difundirse hacia la solución a través de la capa límite.

El flux al cual el agua pura es permeada por la membrana ( $N_b$ ) se expresa por la siguiente relación:

$$N_b = A * (P - (TT_{x_{a_2}} - TT_{x_{a_3}})) \quad (1)$$

donde  $TT_{x_a}$  presión osmótica correspondiente a la fracción molar del soluto  $x_a$ .

$A$  coeficiente de permeabilidad de la membrana para agua pura.

Así mismo, el flux al cual el soluto es permeado por la membrana ( $N_a$ ) está definido por

$$N_a = c_m * \frac{D_{am}}{d} * (x_{am_2} - x_{am_3}) \quad (3)$$

donde  $D_{am}$  difusividad del soluto en la membrana.  
 $x_{am}$  fracción molar del soluto en la membrana.  
 $d$  espesor de la membrana.  
 $c$  densidad molar de la solución en la membrana.

Si se asume que el coeficiente de distribución del soluto entre la solución acuosa y la membrana es constante, entonces:

$$c * x_a = K * c_m * x_{am} \quad (3)$$

donde :  $K$  coeficiente de distribución del soluto.

reemplazando (3) en (2), tenemos:

$$N_a = \frac{c * D_{am}}{K * d} (x_{a_2} \dots (4)$$

Para explicar la transferencia de masa en la capa límite de la solución, se empleará la teoría de la película; las moléculas de soluto son transferidas a través de un espesor específico de película por medio de difusión molecular.

La ecuación general de difusión es:

$$N_a = x_a * (N_a + N_b) - D_{AB} * c * \frac{d}{dz} (x_a) \quad (5)$$

Integrando para la condición frontera

para  $z = 0$  entonces  $x_a = x_{a_1}$

$$\ln \left( \frac{x_{a_3}}{x_{a_1} - x_{a_3}} \right) = \frac{z}{c * D_{AB}} * (N_a + N_b) \quad (6)$$



para  $z = L$  entonces  $x_a = x_{a2}$

$$\ln\left(\frac{x_{a2} - x_{a3}}{x_{a1} - x_{a3}}\right) = \frac{L}{c \cdot D_{AB}} * (N_a + N_b) \quad \dots (7)$$

donde  $L$  espesor de la capa límite.

Definiendo al coeficiente de transferencia de masa:

$$k = \frac{D_{AB}}{L} \quad (8)$$

entonces;

$$\ln\left(\frac{x_{a2} - x_{a3}}{x_{a1} - x_{a3}}\right) = \frac{1}{c \cdot k} * (N_a + N_b) \quad (9)$$

reemplazando la siguiente relación estequiométrica :

$$c_{a3} = \frac{N_a}{N_a + N_b} \quad \dots (10)$$

Combinando las ecuaciones (10), (9) y (4), tenemos :

$$N_b = \frac{c \cdot D_{AB}}{K \cdot d} * \left(\frac{1 - x_{a3}}{x_{a3}}\right) * (x_{a2} - x_{a3}) \quad \dots (11)$$

$$N_b = (1 - x_{a3}) * c * k * \ln\left(\frac{x_{a2} - x_{a3}}{x_{a1} - x_{a3}}\right) \quad (12)$$

Las ecuaciones (1), (11) y (12) constituyen la base de los cálculos necesarios para definir el proceso de ósmosis inversa.

Estas ecuaciones pueden ser expresadas en función de parámetros adimensionales con el fin de obtener las ecuaciones generales de diseño aplicables a cualquier caso. Estos parámetros serán definidos como:  $\gamma$ ,  $\theta$  y  $\lambda$ .

Estos parámetros son función de la constante de permeabilidad de la membrana para agua pura, "A"; del coeficiente de permeabilidad para el soluto, " $D_{am}$ "; del coeficiente de transferencia de masa, " $k$ " y de las propiedades de la solución de alimentación. Estas ecuaciones son aplicables en los siguientes casos:

- Para todo tipo de membrana natural o sintética.

Para soluciones acuosas donde la densidad molar puede asumirse constante.

- Para sistemas donde la presión osmótica es proporcional a  $x$ .

Los tres parámetros adimensionales que se van a emplear están definidos de la siguiente forma:

$$\gamma = \frac{B \cdot x_a^o}{P} = \frac{B \cdot C_a^o}{c \cdot P} = \frac{B' \cdot C_a^o}{P} \quad \dots (13)$$

$$\theta = \frac{c}{A \cdot P} \cdot \left( \frac{D_{am}}{k \cdot d} \right) \quad \dots (14)$$

$$\lambda = \frac{k}{(D_{am}/kd)} \quad \dots (15)$$

Adicionalmente deben establecerse las siguientes relaciones:

como  $\pi_{x_a} = R \cdot T \cdot \sum m_i$ ,

para sal diatómica;  $\pi_{x_a} = R \cdot T \cdot 2 \cdot C_a \quad (C_a \approx m_a)$

entonces  $\alpha = \frac{1000}{18} \cdot \frac{x_a}{-x_a}$

como  $x_a$  es  $\ll 1$ , entonces:

$$\tau_{x_a} = R \cdot T \cdot 2 \cdot \frac{1000}{18} \cdot x_a$$

Luego  $\tau_{x_a} = B \cdot x_a = B \cdot \frac{a}{c} = B' \cdot c_a$  (16)

$$B = R \cdot T \cdot \frac{1000}{18} \cdot 2$$
 (17)

Definiendo

$$\gamma^* = \frac{B}{c \cdot P}$$
 (18)

$$v'_w = \frac{A \cdot P}{c}$$
 (19)

$$v_w = \frac{N_b}{c}$$
 (20)

$$C_i = \frac{c_{a_i}}{c_{a_1}}$$
 (21)

$$q = \frac{C_1}{C_3}$$
 (22)

### 3.1.1. ECUACIONES BASICAS

a) Combinando las ecuaciones (16), (19), (13) y (21) en la ecuación (1), se obtiene:

$$v'_w \cdot c \cdot (1 - \gamma^* \cdot (C_2 - C_3))$$
 (23)

b) Reemplazando las ecuaciones (14) y (21) en la ecuación (11), se obtiene

$$N_b = \theta \cdot A \cdot P \cdot \left( \frac{C_2 - C_3}{C_3} \right)$$
 (24)

c) Reemplazando las ecuaciones (14), (15) y (21) en la ecuación (12), se obtiene :

$$N_b = \theta \cdot \lambda \cdot A \cdot P \cdot \ln\left(\frac{C_2 - C_3}{C_1 - C_3}\right) \quad (25)$$

Igualando (23) y (24) tenemos:

$$v'_w \cdot c \cdot (1 - \gamma \cdot (C_2 - C_3)) = \theta \cdot A \cdot P \cdot \left(\frac{C_2 - C_3}{C_1 - C_3}\right)$$

como  $v'_w =$  , entonces

$$-\gamma \cdot (C_2 - C_3) = \theta \cdot \left(\frac{C_2 - C_3}{C_3}\right)$$

Luego

$$C_2 - C_3 = \frac{C_3}{\theta + \gamma \cdot C_3} \quad (26)$$

Igualando (23) y (25), tenemos:

$$v'_w \cdot c \cdot (1 - \gamma \cdot (C_2 - C_3)) = \theta \cdot \lambda \cdot A \cdot P \cdot \ln\left(\frac{C_2 - C_3}{C_1 - C_3}\right)$$

Como  $v'_w = \frac{A \cdot P}{c}$  , entonces

$$-\gamma \cdot (C_2 - C_3) = \theta \cdot \lambda \cdot \ln\left(\frac{C_2 - C_3}{C_1 - C_3}\right)$$

De (26):

$$1 - \gamma \cdot (C_2 - C_3) = \frac{(C_2 - C_3)}{C_3} \cdot \theta$$

Entonces :

$$\lambda \cdot \ln\left(\frac{C_2 - C_3}{C_1 - C_3}\right) = \frac{C_2 - C_3}{C_3}$$

Entonces

$$\ln\left(\frac{C_1 - C_3}{C_2 - C_3}\right) = \lambda \cdot (C_3 \cdot \gamma + \theta)$$

Invirtiendo 
$$\frac{C_1 - C_3}{C_2 - C_3} = \exp\left(-\frac{1}{\lambda \cdot (C_3 \cdot \gamma + \theta)}\right)$$

De (26):

$$\frac{C_1 - C_3}{C_2 - C_3} = (C_1 - C_3) \cdot \frac{(C_3 \cdot \gamma + \theta)}{C_3} = \left(\frac{C_1}{C_3} - 1\right) \cdot (\gamma \cdot C_3 + \theta)$$

Entonces:

$$\frac{(C_1 - 1) \cdot (\gamma \cdot C_3 + \theta)}{C_3} = \exp\left(-\frac{1}{\lambda \cdot (\gamma \cdot C_3 + \theta)}\right)$$

De (22):  $C_1 / C_3 = q$

Entonces

$$(q - 1) \cdot (C_3 \cdot \gamma + \theta) = \exp\left(-\frac{1}{\lambda \cdot (\gamma \cdot C_3 + \theta)}\right) \quad (27)$$

### 3.1.2. ANALISIS DEL PROCESO BATCH

El objetivo de este análisis es obtener expresiones, en términos de los parámetros de diseño, para el cambio de volumen de la solución en el lado de alta presión, para la concentración en el bulk ( $C_1$ ) y de la capa límite ( $C_2$ ) y para el grado de separación del soluto.

Todas las expresiones serán en función de los parámetros adimensionales:  $\gamma, \theta, \lambda$ ; de la concentración del producto ( $C_3$ ) y del tiempo.

CASO GENERAL:

Para  $t=0$  (condición inicial):

$$C_1 = C_1^0 = 1$$

$$C_3 = C_3^0$$

$$V_1 = V_1^0$$

Para un tiempo  $t$ :

$$-d(V_1) = d(V_3)$$

$$\text{Entonces: } -d(V_1 * C_1) = C_3 * d(V_3) = -C_3 * d(V_1)$$

$$\text{Luego: } \frac{1}{V_1} * d(V_1) = - \frac{1}{C_1 - C_3} * d(C_1)$$

Integrando:

$$\ln\left(\frac{V_1}{V_1^0}\right) = - \int_1^{C_1} \frac{1}{C_1 - C_3} * d(C_1) = -Z$$

Luego:

$$Z = \int_1^{C_1} \frac{1}{C_1 - C_3} * d(C_1) \quad (28)$$

$$\text{De (22): } C_1 - C_3 = C_3 * (q - 1)$$

Derivando (22) y (27):

$$Z = \int_0^{C_3} \frac{\gamma}{\lambda * (\gamma * C_3 + \theta)^2} + \frac{\gamma}{\gamma * C_3 + \theta} + \frac{\gamma * C_3 + \theta}{C_3} \exp(\lambda * (\gamma * C_3 + \theta)) + \dots \quad (29)$$

La velocidad del agua permeada ( $v_w$ ) a través de la membrana puede ser expresada como:

$$v_w = - \frac{1}{S} * \frac{d}{dt}(V_1) \quad (30)$$

en (23):

$$-\frac{1}{S} * \frac{d}{dt} (V_1) = v'_w * (1 - \gamma * (C_2 - C_3))$$

Como:  $V_1 = V_1^0 * \exp(-Z)$

Entonces

$$d(V_1) = -V_1^0 * \exp(-Z) * d(Z)$$

Luego:

$$V_1^0 * d(t) = \frac{\exp(-Z)}{1 - \gamma * (C_2 - C_3)} * d(Z) \quad \dots (31)$$

Definiendo un parámetro adimensional "t'" como:

$$t' = \frac{s * v'_w * t}{V_1^0} \quad \dots (32)$$

Reemplazando en (31) :

$$t' = \int_{C_3^0}^{C_3} \frac{\exp(-Z) * \frac{d}{dC_3} (Z)}{1 - \gamma * (C_2 - C_3)} * d(C_3)$$

De (26) y (29), entonces si llamamos A'a:

$$A' = \gamma * C_3 + \theta$$

$$B' = A' * \exp\left(\frac{\dots}{\lambda * A'}\right)$$

Tenemos :

$$t' = \int_{C_3^0}^{C_3} \left( \frac{\exp(-Z)}{\lambda * A' * \left( -\gamma + \frac{A'}{C_3} * (B'+1) \right) * \frac{\exp(-Z)}{\theta}} \right) * d(C_3) \quad \dots (33)$$

De (28)

$$\ln\left(\frac{V_1}{V_1^0}\right) = -Z$$

Entonces

$$V_1 = V_1^0 * \exp(-Z) \quad (34)$$

Si;  $V_p$  = volumen de permeado, entonces:

$$V_p = V_1^0 \quad \text{y} \quad V_p = V_1^0 - V_1^0 * \exp(-Z)$$

Luego:

$$V_p = V_1^0 * (1 - e^{-Z}) \quad (35)$$

De (32) tenemos

$$S = V_1^0 * t'$$

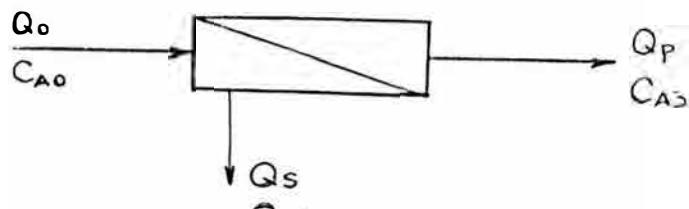
Donde S = área de membrana (36)

### 3.1.3. ANÁLISIS DEL PROCESO CONTINUO

A diferencia del proceso batch, en el proceso continuo no es necesario definir nuevos parámetros (como Z y t'), pues se cuenta adicionalmente de los balances de masa en estado estacionario.

Debe indicarse además que el valor de  $C_3^0$  en este caso indicará la mínima concentración posible del permeado para las condiciones de operación dadas.

Si asumimos que la densidad de la solución no varía en forma apreciable, las ecuaciones de balance quedan de la siguiente manera:





Del balance global:

$$Q_o = Q_s + Q_p$$

Entonces:

$$Q_s = Q_o + Q_p$$

Del balance por componente:

$$Q_o * C_{A_o} = Q_s * C_{A_1} + Q_p * C_{A_s}$$

Luego:

$$Q_o * C_{A_o} = (Q_o - Q_p) * C_{A_1} + Q_p * C_{A_3}$$

Como:

$$C_1 = \frac{C_{A_1}}{C_{A_o}} \quad \text{y} \quad C_3 = \frac{C_{A_3}}{C_{A_o}}$$

Entonces

$$Q_o = (Q_o - Q_p) * C_1 + Q_p * C_3$$

Luego:

$$Q_p = Q_o * \frac{C_1 - 1}{C_1 - C_3} \quad (37)$$

De (30):

$$v_w = \frac{d}{S} * \frac{d}{dt} (V_1)$$

Entonces:

$$v_w = \bar{S} * Q$$

Luego:

$$S = \frac{Q_p}{w} \quad (38)$$

### 3.2. ESTUDIO DE LOS DATOS EXPERIMENTALES

En el siguiente estudio se explicará el tratamiento que deben seguir los datos experimentales obtenidos para un sistema determinado y se verificará el efecto de algunas variables sobre los parámetros de diseño.

Así mismo, se comprobará la exactitud del modelo propuesto en este trabajo empleando datos experimentales propuestos por Kimura y Sourirajan (ref. 49), comparando los resultados obtenidos a partir del modelo.

Los datos experimentales fueron obtenidos empleando membranas de acetato de celulosa y se registraron los siguientes detalles experimentales :

a) Se estudiaron los siguientes sistemas:

- NaCl y H<sub>2</sub>O (0.065 - 4 molar)
- NaNO<sub>3</sub> y H<sub>2</sub>O (0.065 - 4 molar)
- Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>O (0.25 - 1.5 molar)
- MgCl<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O (0.25 - 1.5 molar)
- MgSO<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>O (0.25 - 1.5 molar)

b) La presión de operación estuvo en el rango de 8.7-102 atm.

c) La velocidad de alimentación fue de 20-250 cc/min.

d) La temperatura estuvo en el rango de 23-26 °C.

e) El área efectiva de la membrana fue 7.6 cm<sup>2</sup>

f) Las membranas empleadas fueron:

Nº	A° * 10 <sup>6</sup>	PORCENTAJES DE SEPARACION				
		NaCl	NaNO <sub>3</sub>	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	MgCl <sub>2</sub>	MgSO <sub>4</sub>
	0.97	98.6	95.4			
2	1.46	93.4	85.0			
3	1.87	83.0	71.4			
4	2.37	60.3	44.8			
5	2.48	49.9	32.6			
6	2.93	26.8	14.3			
7	1.29	96.2	95.0	99.5	98.0	98.6
8	2.07	81.9	71.4	97.6	88.3	97.1
9	2.54	66.4	51.2	95.1	73.7	96.1
10	3.30	49.4	28.6	90.7	57.1	93.2
11	4.21	36.6	18.5	84.9	43.4	89.9
12	4.42	16.7	6.5	70.7	20.5	79.9
13	4.00	36.7		82.3	45.5	91.3
14	5.68	4.8		55.9	7.9	77.5

(\*) A° mol H<sub>2</sub>O/cm<sup>2</sup>/seg/atm.

REF 49

Estos datos fueron obtenidos bajo las siguientes condiciones:

- Presión : 102 atm.
- Flujo de alimentación : 250 cc/min.
- Concentración de la alimentación : 0.5 molar.
- Temperatura 25°C

### 3.2.1. PROCEDIMIENTO DE CALCULO DE LOS PARAMETROS DE PROCESO

Para poder determinar los parámetros necesarios que gobiernan el proceso, es necesario contar con los siguientes datos experimentales:

- Velocidad del permeado cuando la alimentación es agua pu



Esta correlación ha sido obtenida empleando membranas de acetato de celulosa. Sin embargo, cuando no se dispone de datos experimentales se puede estimar el coeficiente de transferencia de masa empleando la misma ecuación.

d) Cálculo del coeficiente de difusividad en agua.

Para el sistema NaCl-agua, existen suficiente datos como para obtener una relación entre la concentración y el coeficiente de difusividad (ref. 56).

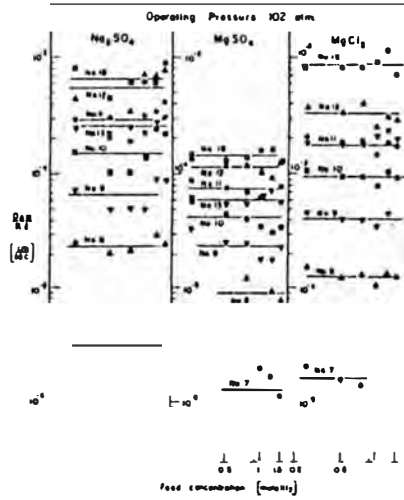
Para 19°C se obtiene:

$$D_{AB} = (0.06423 \cdot c + 1.1833) \cdot 10^{-9}$$

donde:  $D_{AB}$  en  $\text{m}^2/\text{s}$ .  
 $c$  en  $\text{mol/l}$ .

- EFFECTO DE LA CONCENTRACION

En la figura III.3 se ha graficado valores de  $D_{AB}/k_d$  vs concentración de la alimentación para diferentes membranas.



REF 49

Podemos observar que el valor de  $Dam/Kd$  para una membrana puede considerarse constante dentro de un amplio rango de concentración

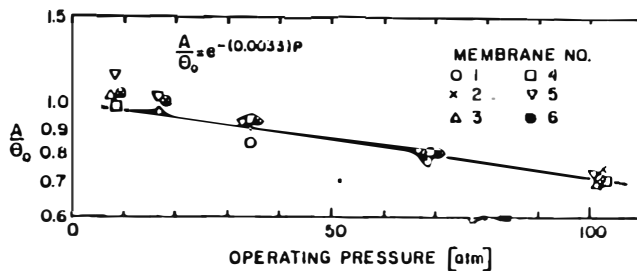
- EFFECTO DE LA PRESION DE ALIMENTACION

El coeficiente de permeabilidad de una membrana disminuye cuando se incrementa la presión; esto puede deberse a una compresión mecánica de la membrana. En general, este efecto puede ser expresado de la siguiente manera:

$$A^0 = \theta_0 \cdot \exp(-a \cdot P)$$

donde:  $\theta_0$  permeabilidad del agua pura para  $P = 0$

En la figura III.4 se observa que para  $a=0.0033$  se consigue una buena aproximación de los datos experimentales.



REF 49

Si conocemos el valor de  $A^0$  a una presión dada, podemos

determinar el nuevo valor de  $A^0$  para otra presión haciendo la siguiente modificación:

$$A = A_0 \cdot \exp(-0.0033 \cdot (P - P_0))$$

Debe indicarse además que la presión no afecta en mayor grado al valor de  $Dam/Kd$ , mientras la temperatura no sea elevada. (ref. 49)

- EFECTO DEL FLUJO DE ALIMENTACION

El parámetro  $Dam/Kd$  no depende del flujo de alimentación; cuando éste se incrementa, la velocidad del permeado y el grado de separación del soluto se incrementan debido a que aumenta el coeficiente de transferencia de masa ya que disminuye la concentración por polarización.

- RELACION ENTRE  $Dam/Kd$  y  $A^0$

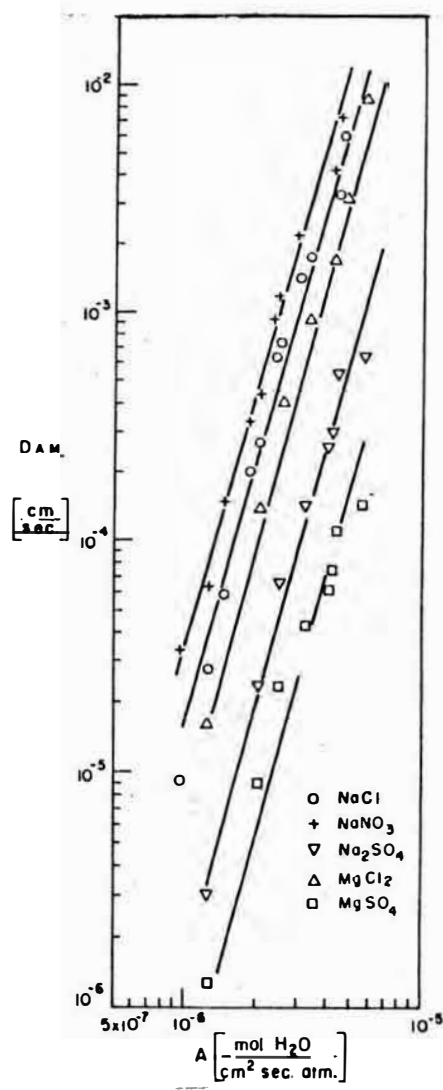
En la figura III.5 se observa la relación entre la constante de permeabilidad al agua pura y el parámetro  $Dam/Kd$  para diferentes sistemas de sales.

En general, la ecuación es de la forma:

$$\text{Log}(Dam/Kd) = m \cdot \log(A^0) + b$$

Cuando no se dispone de datos experimentales, puede asumirse el valor de "m" en 3.5 y ajustar el valor de "b" con los resultados de una corrida.

FIG. III.5





- CALCULO DE LOS PARAMETROS DE DISEÑO

Debido a que el modelo propuesto considera que sólo existe NaCl, deberá emplearse las siguientes correlaciones:

$$D_{ab} = (0.06423 * C_{ao} + 1.1835) * 10^{-5} \quad \dots\dots\dots(1)$$

$$N_{sh} = 2.1723 * N_{re}^{0.6843} * N_{sc}^{0.33} \quad \dots\dots\dots(2)$$

$$A = A_o^a * \exp(-0.0033 * (P - P_o)) \quad \dots\dots\dots(3)$$

$$D_{am}/Kd = 2.938 * 10^{16} * A^{3.5} \quad \dots\dots\dots(4)$$

$$X_{a1} = \frac{C_{ao}}{C_{ao} + 55.55} \quad \dots\dots\dots(5)$$

$$TT_{xa} = \frac{R * T^2}{x_a} \quad \dots\dots\dots(6)$$

$x_a = 0.018$

Debe tenerse presente que las ecuaciones (2), (3) y (4) fueron obtenidas para membranas de acetato de celulosa.

3.2.2. EFFECTO DE LA TEMPERATURA

- En la viscosidad:

$$\text{Log}(\nu) = -10.73 + 1828/T + 1.966 * 10^{-2} * T - 14.66 * 10^{-6} * T^2$$

donde:  $\nu$  : cp       $T$  : °K

- En la difusividad

como:

$$\frac{D_{ab1}}{T_1} * \nu_1 = \frac{D_{ab2}}{T_2} * \nu_2$$

entonces:

$$D_{ab} = 3.5925 * 10^{-8} * (0.06423 * C + 1.1833) * T / \nu$$

donde:  $D_{ab}$ : cm<sup>2</sup>/s      C: mol/lit      T: °K       $\nu$  cp

- En el coeficiente de transferencia de masa

$$k = 0.16547 * D_{ab}^{0.67} * Q^{0.6843} / (d^{1.6843} * u^{0.3543})$$

donde: k : cm/s      Q: cc/min      u : cp

$D_{ab}$  : cm<sup>2</sup>/s      d: pulg

El flujo de permeado a través de la membrana varía directamente con la temperatura. Generalmente la capacidad de diseño de la membrana es especificada a 25°C, mientras que el rango de temperatura sugerido para operación es de 18° a 30°C.

Debe tenerse en cuenta que operando a la mínima temperatura el flujo de permeado producido puede disminuir hasta en un 20% del valor nominal.

### 3.2.3. MODIFICACIONES PARA MODULO TIPO HF

Una de las restricciones del modelo propuesto es que sólo debe aplicarse en los casos que presenten difusión unidireccional del soluto, tal como en los casos de membranas tipo plano y membranas tipo espiral (SW).

En cambio, para el caso de membrana de fibra hueca (HF), es necesario hacer modificaciones al modelo para poder reproducir el sistema.

Otra alternativa que se puede tomar es la de modificar las ecuaciones propuestas que involucren a las propiedades de las membranas y no modificar las ecuaciones de transferencia de masa, ya que el efecto es mucho mayor en las propiedades de la membrana que en el modelo mismo.

Se ha estudiado el caso de los módulos tipo "PERMASEP B-9" (HF) obteniéndose buenos resultados haciendo las modificaciones que se indican a continuación:

a) En la ecuación (3):

$$A = A^0 \cdot \exp(-0.0033 \cdot k_1 \cdot (P - P_0))$$

donde:  $k_1 = 1.00$  para módulos "SW"

$k_1 = 4.31$  para módulos "HF"

b) En la ecuación (4):

$$D_{am}/K_d = 2.938E+16 \cdot k_2 \cdot A^{k_3}$$

donde:  $k_2 = 1.00$  para módulos "SW"

$= 0.50$  para módulos "HF"

$k_3 = 3.50$  para módulos "SW"

$= 3.28$  para módulos "HF"

En el anexo N°2 puede verificarse el coeficiente de permeabilidad de los módulos tipos "HF" es menor que el correspondiente a módulos tipo "SW"; así mismo, se verifica que el grado de empaquetamiento de los módulos tipo "HF" es mucho mayor que el correspondiente a los módulos "SW".

### 3.3. DESARROLLO DEL MODELO MATEMATICO

Las ecuaciones desarrolladas en los capítulos anteriores nos permitirán realizar el diseño de la unidad básica de OI en base al establecimiento de un caso general.

#### CASO GENERAL

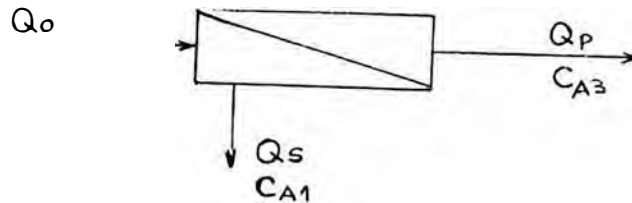
"Se requiere agua potable con un máximo de salinidad de ' $C_{A3}$ ' ppm y con un flujo de ' $Q_p$ ' mt<sup>3</sup>/día a partir de una fuente con un contenido de sales de ' $C_{A0}$ ' ppm".

Se debe determinar:

- Presión de operación.
- Concentraciones equivalentes en todas las líneas.
- Flujo necesario de alimentación.
- Número de módulos requeridos.

### 3.3.1. UNIDADES DE UNA SOLA ETAPA

El siguiente diagrama nos muestra la unidad en forma esquemática:



Se requiere de los siguientes datos:

#### Datos generales

- Flujo de permeado ( $Q_p$ ).
- Concentración en la alimentación como NaCl ( $C_{A0}$ ).
- Concentración del permeado como NaCl ( $C_{A3}$ ).

Estos dos últimos valores se determinan calculando la cantidad equivalente de NaCl para la misma cantidad de ppm como STD.

#### Datos de diseño del módulo

- Conversión máxima permitida.
- Flujo máximo de alimentación.

- Coeficiente de permeabilidad.
- Presión de referencia.
- Diámetro y longitud del módulo.
- Grado de empaquetamiento del módulo.

### Relaciones adicionales

Una vez definida la conversión global se debe calcular el grado de separación requerido a partir de la siguiente relación:

$$F = \frac{C_3 - 1}{Y \cdot C_3 - 1}$$

donde:  $C_3 = \frac{C_{A3}}{C_{A0}}$

### Efecto de las variables de diseño

#### a) Efecto del coeficiente de permeabilidad

El flujo de permeado es inversamente proporcional al coeficiente de permeabilidad del agua pura.

- El factor de separación también es inversamente proporcional.

#### b) Efecto de la presión

- El flujo de permeado es directamente proporcional a la presión para una misma concentración de producto.
- El grado de separación también es directamente proporcional para las mismas condiciones.

#### c) Efecto de la concentración del producto

- Mientras mayor es la concentración del producto, mayor es el flujo de permeado.
- Mientras mayor es la concentración del permeado, me-

nor es el grado de separación.

### Ejemplo

#### - Datos generales

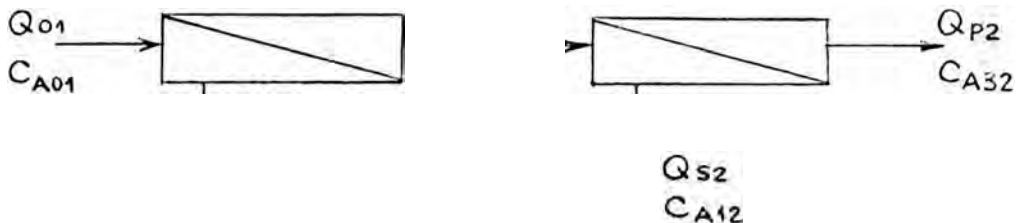
- . Flujo de permeado 35 000 cc/min.
- . Concentración equivalente del permeado para 3000 ppm STD. 0.0512 mol/lt.
- . Concentración equivalente de la alimentación para 45000 ppm STD 0.7370 mol/lt.
- . Conversión global 0.30
- . Grado de separación. 0.95
- . Tipo de módulo SA-1500

#### - Resultados

- . Presión 60.5 atm.
- . Concentración equivalente de salmuera 1.0318 mol/lt.
- . Flujo de alimentación 120 lt/min.
- . Número de unidades en serie
- . Número de unidades en paralelo 20

### 3.3.2. UNIDADES DE DOS ETAPAS EN SERIE SIN RECICLO

El siguiente diagrama muestra la unidad básica:



### Datos generales

- Flujo de permeado ( $Q_{p2}$ ).
- Concentración en la alimentación como NaCl ( $C_{A01}$ ).
- Concentración del permeado como NaCl ( $C_{A32}$ ).

### Datos estimados de diseño

- Conversión global ( $Y_t$ ).
- Conversión de la primera etapa ( $Y_1$ ).
- Grado de separación de la primera etapa ( $F_1$ ).

### Datos de diseño del módulo (para cada etapa).

- Máxima conversión permitida.
- Flujo máximo de alimentación.
- Coeficiente de permeabilidad.
- Presión de referencia.
- Diámetro y longitud del módulo.
- Grado de empaquetamiento del módulo.

### Relaciones adicionales

$$Y_2 = Y_t / Y_1 \quad Q_o = Q_{p2} / Y_t \quad Q_{p1} = Q_o * Y_1$$

$$C_{31} = \frac{1 - F_1}{1 - Y_1 * F_1} \quad C_{11} = \frac{1 - Y_1 * C_{31}}{1 - Y_1}$$

$$F_2 = \frac{1 - C_p}{1 - Y_2 * C_p} \quad \text{donde: } C_p = \frac{C_{A32}}{C_{A31}}$$

### Ejemplo

#### - Datos generales

- . Flujo de permeado 9 lt/min.
- . Concentración real del permeado como STD 350 ppm

. Concentración real 36350 ppm  
de la alimentación como STD

- Datos estimados de diseño

. Conversión global 0.22  
. Conversión de la 1 etapa 0.347  
. Grado de separación de la 1 etapa 0.940

- RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE OI

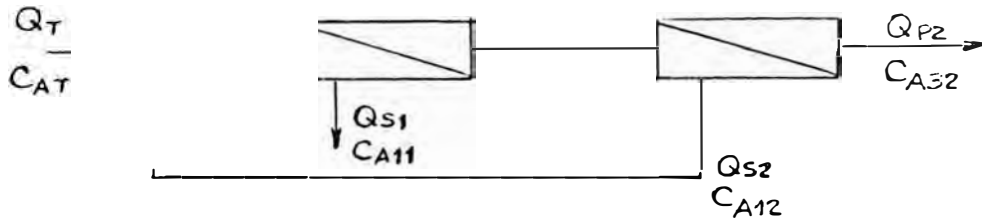
```
* * * * *
* resultados de 1 etapa
*
* feed brine permeate
* flujo(M3/d) 58.9 38.9 20.0
* STD(PPM) 36,350 54,341 3,133
*
* presion (atm) 55.60
* tipo de modulo SC-1000
* unidades en serie 1
* unidades en paralelo :
*
* * * * *
```

```
* * * * *
* resultados de 2 etapa
*
* feed brine permeate
* flujo(M3/d) 20.0 7.3 12.8
* STD(PPM) 3,133 8,048 350
*
* presion (atm) 30.80
* tipo de modulo SA-1500
* unidades en serie 3
* unidades en paralelo : 1
*
* * * * *
```



### 3.3.3. UNIDADES DE DOS ETAPAS CON RECICLO DEL RECHAZO

El siguiente diagrama muestra la unidad básica:



#### Datos generales

Son los mismos que los indicados en el punto 3.3.2.

#### Relaciones adicionales

$$Y_2 = Y_t / Y_1 \quad Q_{01} = Q_{p2} / Y_t \quad Q_{p1} = Y_1 * Q_{01}$$

$$Q_t = Q_{01} * (1 - Y_1 + Y_t)$$

$$C_{A11} = \frac{C_{At} * (1 - Y_1 + Y_t) - C_{A32} * Y_t}{- Y_1}$$

$$C_{A31} = C_{A11} * (1 - F_1)$$

$$C_{A01} = C_{A11} * (1 - Y_1 * F_1)$$

$$C_{A12} = \frac{C_{A31} - Y_2 * C_{A32}}{1 - Y_2}$$

$$F_2 = 1 - \frac{C_{A32}}{C_{A31}}$$

#### Ejemplo

##### - Datos generales

- . Flujo de permeado 10 mt<sup>3</sup>/día .
- . Concentración real de permeado como STD 350 ppm
- . Concentración real de alimentación como STD 35000 ppm

- Datos estimados de diseño

. Conversión global	0.278
. Conversión de la 1 etapa	0.347
. Grado de separación de la 1 etapa	0.937

- RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE OI

\*\*\*\*\*

resultados de 1 etapa

	feed	brine	permeate
flujo(M3/d)	36.0	23.9	12.1
STD(PPM)	33,517	49,720	3,037
presion (atm)	51.80		
tipo de modulo	SC-1000		
unidades en serie	1		
unidades en paralelo :	4		

\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\*

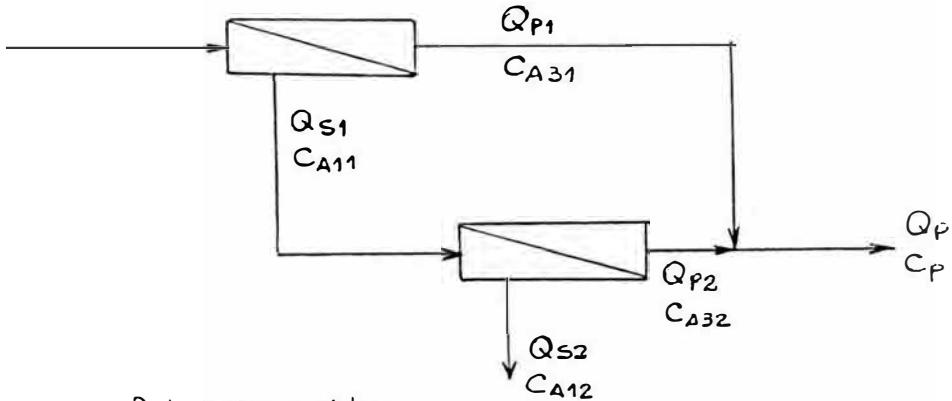
resultados de 2 etapa

	feed	brine	permeate
flujo(M3/d)	12.1	2.4	9.7
STD(PPM)	3,037	13,954	350
presion (atm)	31.20		
tipo de modulo	SC-3000		
unidades en serie	4		
unidades en paralelo :	1		

\*\*\*\*\*

### 3.3.4. UNIDADES DE DOS ETAPAS CON EXTRACCION DEL RECHAZO

El siguiente diagrama muestra la unidad básica:



Datos requeridos

Son los mismos que los indicados en el punto 3.3.2.

Relaciones adicionales

$$Y_2 = \frac{Y_t - Y_1}{1 - Y_1} \quad Q_t = Q_p / Y_t \quad Q_{p1} = Q_t * Y_1$$

$$Q_{p2} = Q_t * (Y_t - Y_1) \quad C_{A32} = \frac{C_{A31} * Y_1 - C_p * Y_t}{Y_1 - Y_t}$$

$$C_{A31} = \frac{C_{At} * (1 - F_1)}{1 - F_1 * Y_1} \quad C_{A12} = \frac{C_{At} - C_p * Y_t}{1 - Y_t} \quad Y_t > Y_1$$

$$F_2 = 1 - \frac{C_{A32}}{C_{A12}} \quad F_1 > \frac{C_{At} - C_p * (Y_t / Y_1)}{C_{At} - C_p * Y_t}$$

Ejemplo

- Datos generales

- . Flujo de permeado 9 lt/min.
- . Concentración real del permeado como STD 380 ppm

. Concentración real 3050 ppm  
de la alimentación como STD

- Datos estimados de diseño

. Conversión global 0.75

. Conversión de la 1 etapa 0.50

. Grado de separación de la 1 etapa 0.95

- RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE OI

```
* * * * *
* resultados de 1 etapa
*
*          feed          brine          permeate
* flujo(M3/d)          17.3           8.8           8.5
* STD(PPM)             3,050          5,713          290
*
* presión (atm)        31.80
* tipo de modulo      SC-1000
* unidades en serie   2
* unidades en paralelo : 1
* * * * *
```

```
* * * * *
* resultados de 2 etapa
*
*          feed          brine          permeate
* flujo(M3/d)          8.8           4.6           4.2
* STD(PPM)             5,713          10,537          561
*
* presión (atm)        28.80
* tipo de modulo      SA-1500
* unidades en serie   2
* unidades en paralelo : 1
* * * * *
```

### 3.4. VERIFICACION DEL MODELO MATEMATICO

La verificación del modelo se hará en dos etapas; la primera consistirá en la verificación de las correlaciones propuestas para calcular los parámetros de diseño empleando soluciones de NaCl. La segunda etapa consistirá en la comparación de los resultados obtenidos con el modelo al determinar los parámetros de operación de algunas plantas ya existentes .

#### 3.4.1. VERIFICACION DE CORRELACIONES

Para las mismas condiciones de operación, se hará la comparación entre los resultados experimentales obtenidos en los trabajos realizados por Kimura (ref. N° 49) con los obtenidos empleando las correlaciones propuestas para NaCl en el capítulo anterior.

Los valores indicados como reales han sido tomados de la figura 7a y 7b de la referencia 49.

Las condiciones de operación fueron:

Flujo de alimentación	250 cc/min
Presión	102 atm
Tipo de membrana	acetato de celulosa

- CASO 1 Membrana Nº 9

Ca <sup>2+</sup> (mol/lit)	F %		Q (gr/hr)		% error	
	ref.	calc.	ref.	calc.	F	Q
0.05	60	62	118	121	3.3	2.5
0.1	61	63	115	115.8	3.3	0.7
0.5	62	63	83	85.5	1.6	3.0
1.0	61	61.8	62	62.8	1.3	1.3
2.0	54	55	32	38.3	1.8	19

- CASO 2 Membrana Nº 7

Ca <sup>2+</sup> (mol/lit)	F %		Q (gr/hr)		% error	
	ref.	calc.	ref.	calc.	F	Q
0.05	99	95	60	62.2	4.0	3.7
0.1	98	94.3	58	59.5	3.5	2.9
0.5	98	93.5	42	43.7	4.5	4.0
1.0	96	92	28	29.5	4.1	5.3

- CASO 3 Membrana Nº 10

Ca <sup>2+</sup> (mol/lit)	F %		Q (gr/hr)		% error	
	ref.	calc.	ref.	calc.	F	Q
0.05	36	37	155	158.7	2.7	2.3
0.1	35.5	38	146	152	4.1	4.1
0.5	39	41	118	116.8	5.0	1.0
1.0	40	41	82	90.8	2.5	9.7

### 3.4.2. VERIFICACION DEL PROCESO DE CALCULO

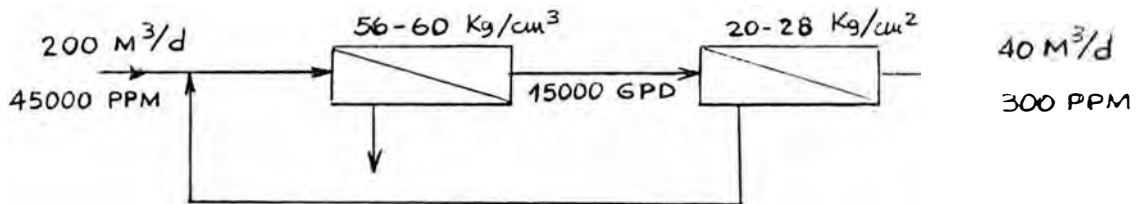
a) Caso N° 1

Compañía Arabian Oil Co.

Lugar Arabia Saudita

Año 1977

Datos registrados



Datos generales

- Flujo de permeado 40 m<sup>3</sup>/día
- Concentración real de permeado como STD 300 ppm
- Concentración real de alimentación como STD 45000 ppm

Datos estimados de diseño

- Conversión global 0.1845
- Conversión de la 1 etapa 0.2619
- Grado de separación de la 1 etapa 0.94

Resultados obtenidos con el modelo de OI

```

* * * * *
*
* resultados de 1 etapa
*
*          feed          brine          permeate
* flujo(M3/d)          216.8          161.2          55.6
* STD(PPM)             42,230          56,380          3,236
*
* presion (atm)        55.80
* tipo de modulo      SC-1000
* unidades en serie   1
* unidades en paralelo : 18
*
* * * * *

```

```

* * * * *
*
* resultados de 2 etapa
* -----
*          feed          brine          permeate
* flujo(M3/d)          55.6          16.7          38.8
* STD(PPM)             3,236          10,118          300
*
* presion (atm)        26.00
* tipo de modulo      SC-3000
* unidades en serie   3
* unidades en paralelo : 6
*
* * * * *

```

Comparación de resultados

	QP1	QP2	P1	P2	1 etp	2 etp
	(m3/d)		(atm)		Nº modulos	
modelo	55.6	38.8	55.8	26	18	18
real	56.7	40.0	56-60	20-28	no se indica	



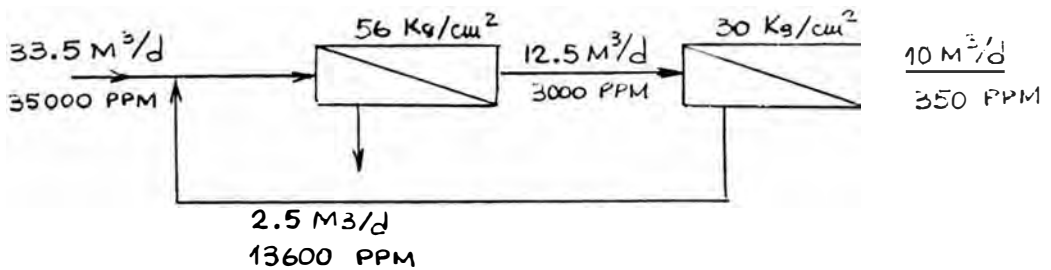
b) Caso Nº 2

Compañía Water Reuse Promotion Center

Lugar Japón

Año 1981

Datos registrados



Datos generales

- Flujo de permeado 10 m<sup>3</sup>/día
- Concentración real de permeado como STD 350 ppm
- Concentración real de alimentación como STD 35000 ppm

Datos estimados de diseño

- Conversión global 0.2778
- Conversión de la 1 etapa 0.347
- Grado de separación de la 1 etapa 0.937

Resultados obtenidos con el modelo de OI

```

* * * * *
*
*      resultados de 1 etapa
*
*          feed          brine          permeate
*
* flujo(M3/d)          36.0            23.8
* STD(PPM)             33,524          49,935          3,037
*
* presion (atm)        52.00
*
* tipo de modulo       SC-1000
* unidades en serie    1
* unidades en paralelo : 4
*
* * * * *
    
```

\* \* \* \* \* resultados de 2 etapa \* \* \* \* \*

```

          feed          brine          permeate
flujo(M3/d)          12.2            2.5            9.8
STD(PPM)             3,037          13,897          350
presion (atm)        31.00
tipo de modulo       SC-3000
unidades en serie    4
unidades en paralelo : 1
    
```

\* \* \* \* \*

Comparación de resultados

	QP1	QP2	P1	P2	etp	2 etp
	(m3/d)		(atm)		Nº módulos	
modelo	12.2	9.8	52	31	4	4
real	12.5	10.0	56	31	12	4

c) Caso Nº 3

Compañía Dupont  
Lugar Key West USA  
Año 1980

Datos registrados

. Flujo de permeado	11355 m <sup>3</sup> /año
. Concentración de alimentación	38000 ppm
. Concentración de permeado	375 ppm
. Tipo de módulo	Permaxep B-10
. Arreglo	una sola etapa
. Número de módulos	660 (6 bancos)
. Presión	68 atm

Diseño del sistema

- Datos generales

. Flujo de alimentación	37850 m <sup>3</sup> /día.
. Concentración equivalente del permeado para 375 ppm STD	0.0062 mol/lt.
. Concentración equivalente de la alimentación para 38000 ppm STD	0.6275 mol/lt.
. Conversión global	0.30
. Grado de separación	0.9931
. Tipo de módulo	B10 - 6840

- Resultados

. Presión	68.5 atm.
. Concentración equivalente de salmuera	0.8791 mol/lt
. Flujo de permeado	11191 m <sup>3</sup> /día

Número de unidades en serie

. Número de unidades en paralelo

- Comparación de resultados

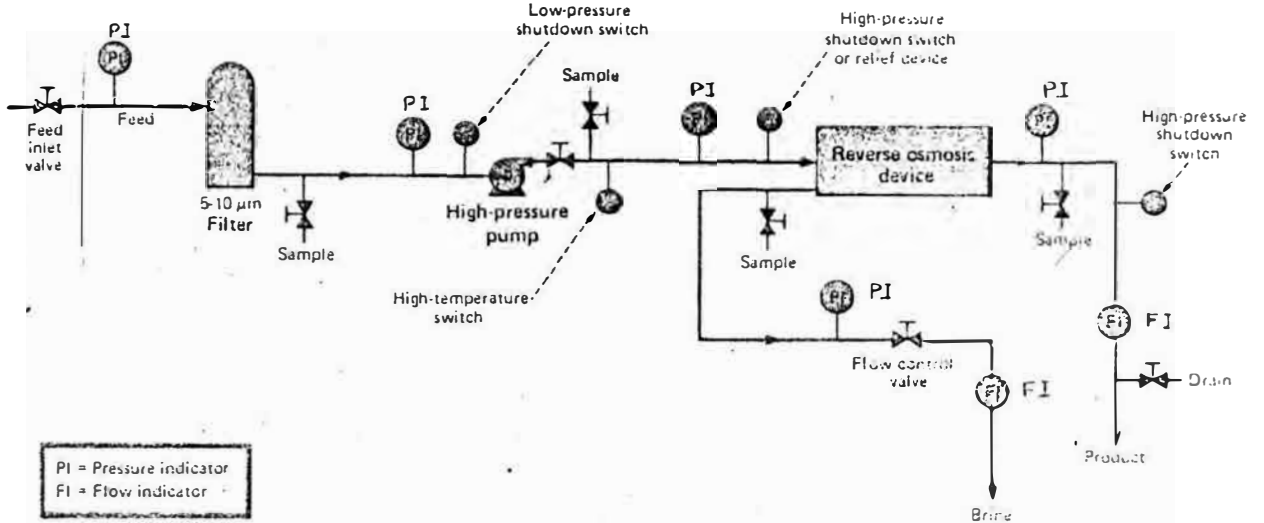
	.Qp (m3/d)	P (atm)	CONVERSION
modelo	11191	68.5	0.29%
real	11355	68.0	0.300

CAPITULO IV

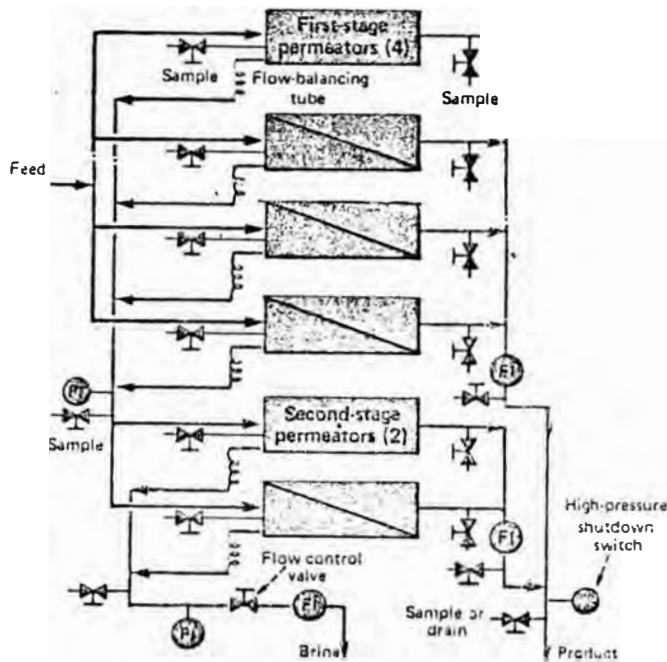
DISEÑO DE SISTEMAS DE DESALINIZACION POR O.I.

4.1. ESQUEMAS BASICOS

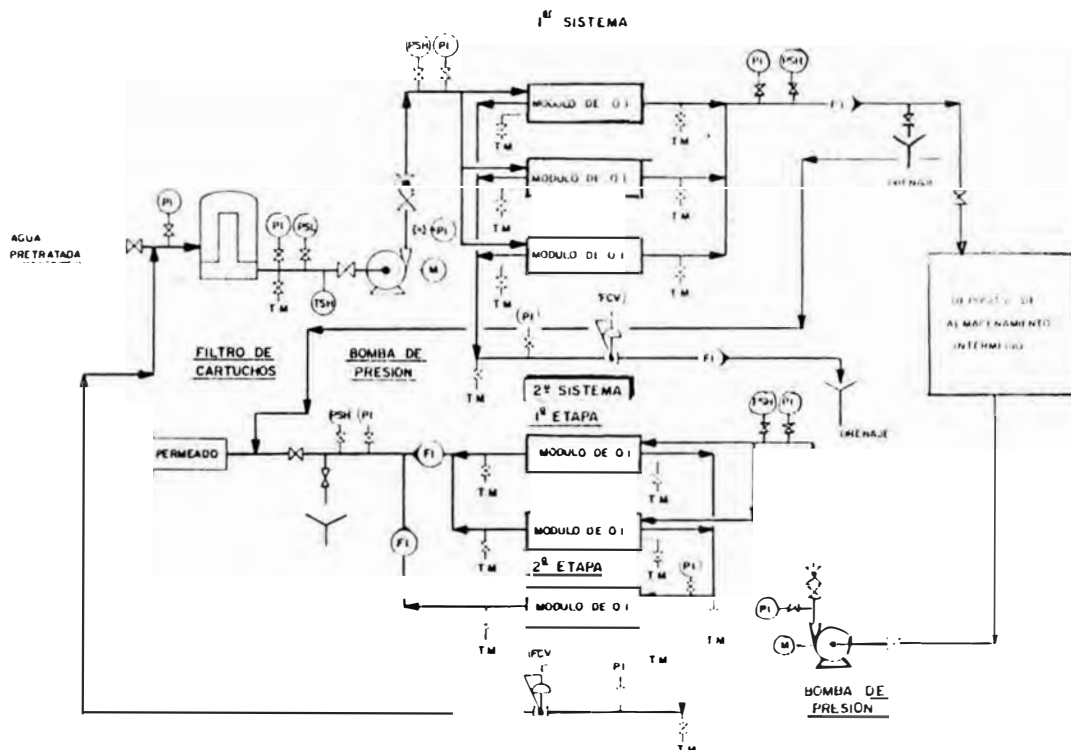
a) Diseño básico de un sistema de una sola etapa



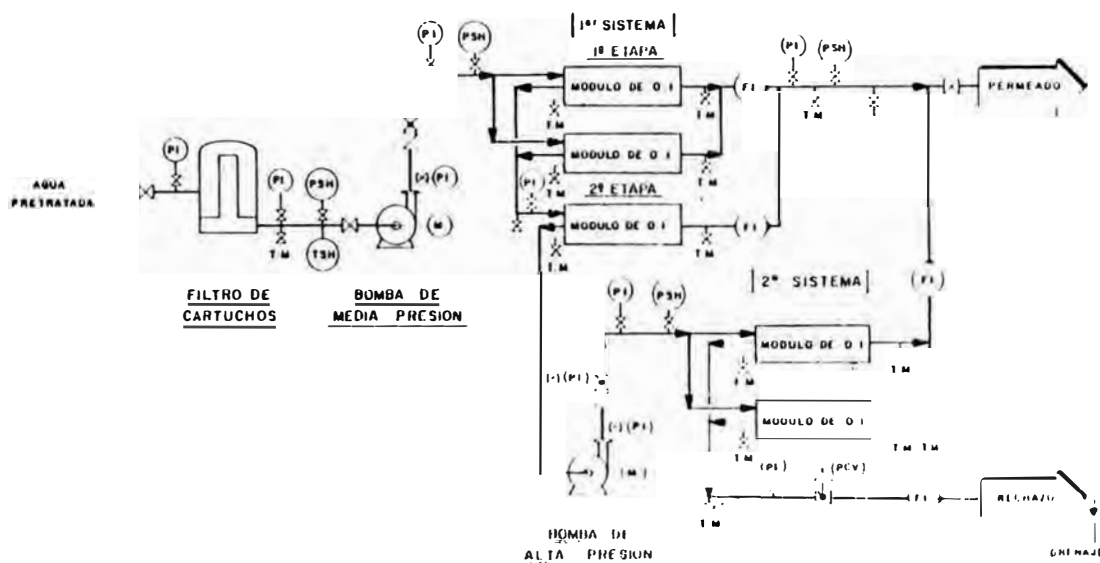
b) Unidades de 2 etapas con extracción del rechazo



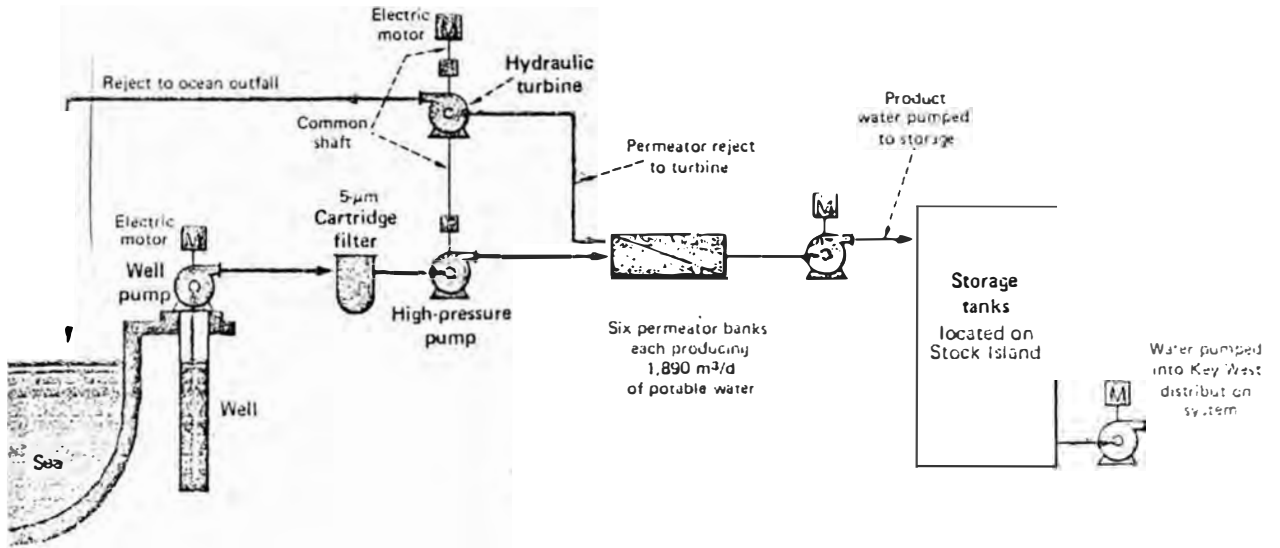
c) Unidad de 2 etapas con reciclo del rechazo



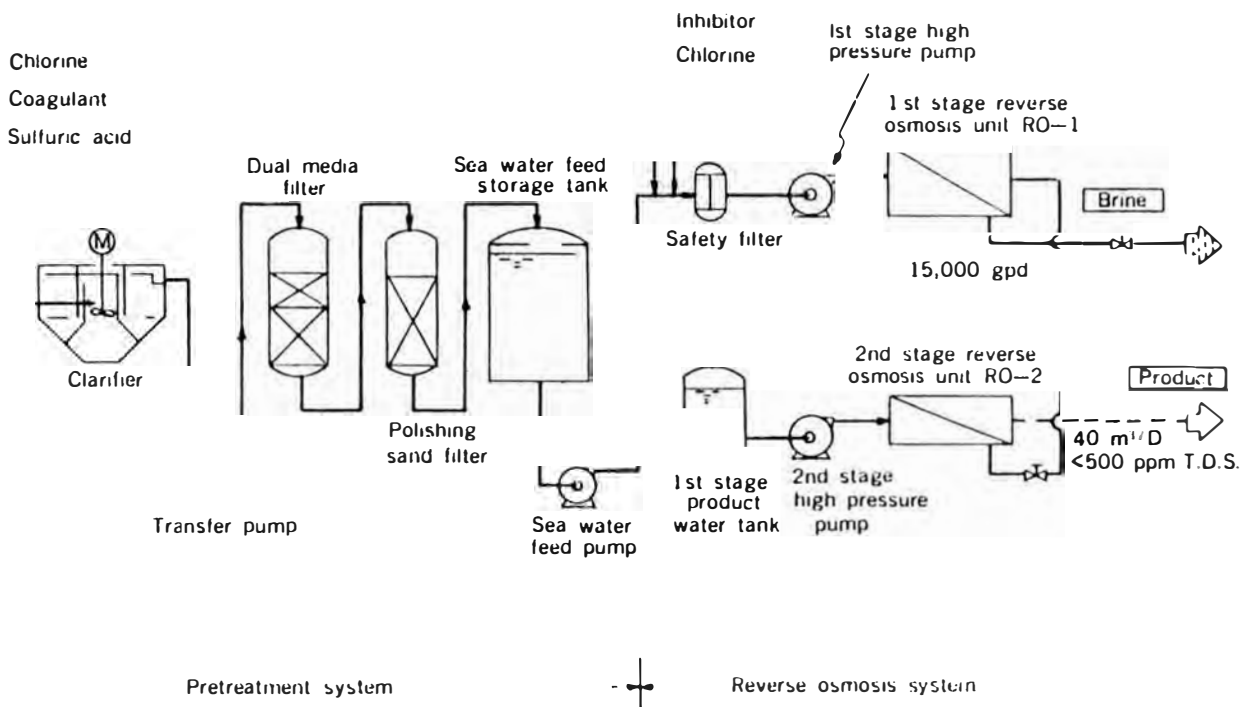
d) Unidad de 2 etapas para obtención de altas conversiones



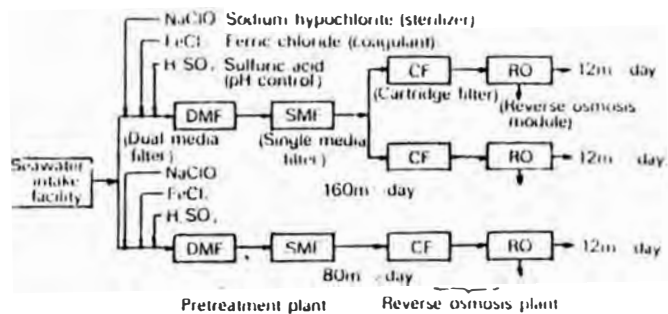
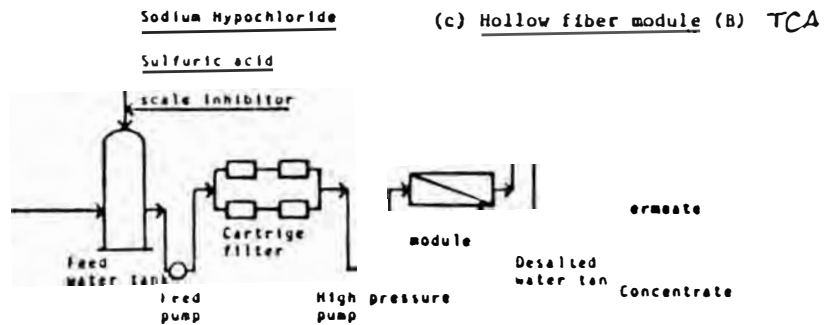
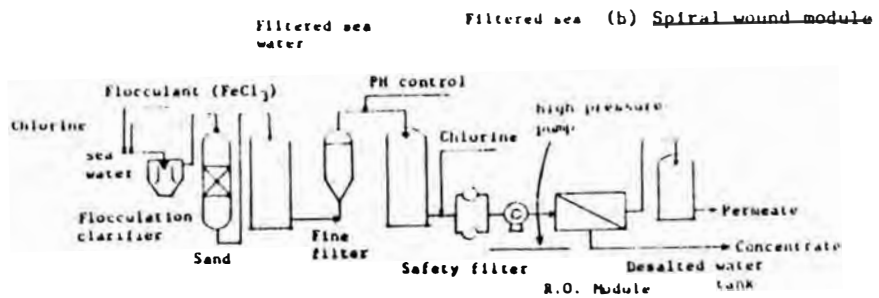
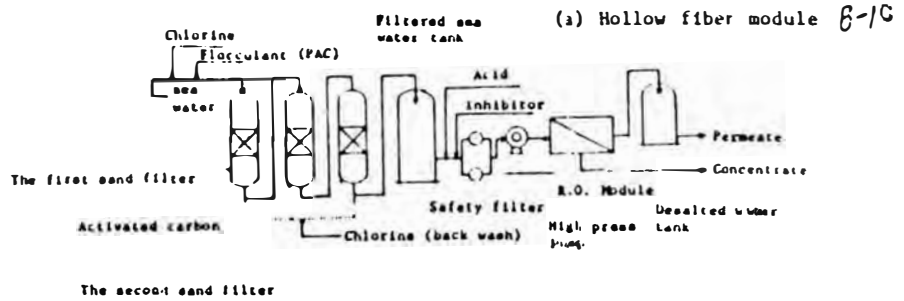
e) Sistema básico de desalinización de agua de mar



f) Sistema completo de desalinización de agua de mar



g) Esquemas de pretratamiento





## 4.2. FACTORES TECNICOS Y ECONOMICOS

### 4.2.1. UBICACION DE LA PLANTA

Entre los factores que deberán tomarse en cuenta al momento de seleccionar la ubicación de la planta están :

#### a) Condiciones del terreno y de la ubicación

Los terrenos para la ubicación de plantas en la costa deben ser lo más planos posibles y por razones de seguridad, estar a suficiente altura sobre el nivel de la marea alta. Los terrenos para plantas situadas al interior también deben de ser llanos y encontrarse bien drenados.

#### b) Toma y bombeo del agua sin tratar

En la costa, la toma del agua sin tratar, puede consistir en una estructura de captación ubicada en aguas razonablemente profundas ó en una serie de pozos próximos a la orilla.

En caso de que existan estratos porosos, será preferible el sistema de toma por medio de pozos. Por el contrario, sino se encuentran estratos suficientemente porosos, se eligirá la estructura de captación. Esta necesita filtros de protección que impidan la entrada de peces, algas, moluscos y madera flotantes.

Al estudiar la ubicación de las tomas hay que considerar la posibilidad de que el agua de mar pueda contaminarse con aguas negras, por lo que debe investigarse las características biológicas del agua.

Las plantas situadas en el interior emplearan agua salobre tomadas del bombeo de pozos o lagos; en las plantas que trabajen con agua poco concentrada se podrá permitir con concentraciones menores de producto.

c) Eliminación de residuos

En las instalaciones situadas en la costa, la eliminación de la salmuera no plantea problemas de importancia, pues la descarga en el mar no exige una estructura complicada. La consideración principal es que el punto de descarga debe de estar lo suficientemente alejado de la toma de agua sin tratar.

En las instalaciones de tierra adentro, la salmuera de desecho puede ser eliminada de tres formas:

- descarga en una corriente de agua.
- descarga en estanques.
- almacenamiento subterráneo.

Las dos primeras posibilidades suelen no ser prácticas, pues la descarga en una corriente puede crear problemas de contaminación química, y la descarga en estanques suele requerir un área demasiado grande para la evaporación superficial.

La descarga subterránea mediante pozos invertidos es la solución a la que hay que recurrir normalmente. Para este tipo de instalaciones se debe de hacer un estudio hidrogeológico; una instalación de descarga subterránea puede perturbar las capas freáticas y afectar la fuente de agua dulce.

La recuperación de los compuestos químicos valiosos que contenga la salmuera puede resultar bastante atractiva según las condiciones del mercado local.

Si se proyecta manufacturar subproductos, no resultará práctico utilizar las instalaciones de desalinización para conseguir grandes concentraciones de salmuera, debido a que esto genera problemas de pretratamiento y de formación de incrustaciones a medida que la concentración se va aproximando al límite de solubilidad.

Por el contrario, conviene bombear la salmuera a estanques y permitir que la precipitación y el secado se produzcan por evaporación solar.

#### 4.2.2. VARIACIONES DE LA CALIDAD ACEPTABLE DEL AGUA

El concepto de agua de calidad aceptable varía de una zona a otra y depende de su utilización. El agua salobre representa un complemento del agua dulce en diversas partes del mundo, utilizándose en algunos casos el agua dulce para beber y cocinar, y el agua salobre para todo lo demás.

Es posible que se tolere en el agua para uso doméstico hasta 500 ppm como STD. , mientras que una compañía farmacéutica puede necesitar un agua mucho más pura.

La utilización de agua de distinta salinidad produce ciertos efectos indirectos que pueden pasar inadvertidos al consumidor; sin embargo, la utilización de agua de 1500 ppm acorta la vida de los aparatos domésticos, calentadores de agua, tuberías y cañerías.

Con agua muy dura suele utilizarse más jabón, en consecuencia resulta muy difícil determinar los ahorros indirectos que se consiguen al reducir la concentración de sólidos disueltos de 1500 ppm a 500 ppm.

#### 4.2.3. TAMAÑO DE LAS INSTALACIONES Y CAPACIDAD DE LOS DEPOSITOS

El agua desalinizada puede ser la única fuente de abastecimiento en una zona, una de las fuentes principales ó una fuente complementaria.

La selección del mejor proyecto de instalación para un lugar determinado dependerá mucho de la disponibilidad relativa de capital y de energía. Cuando el capital esté disponible con un interés bajo, puede convenir construir instalaciones de gran rendimiento con capacidad sobrante para hacer frente a un aumento futuro de la demanda.

El tamaño de la instalación necesaria dependerá de:

- Ritmo de crecimiento de la población.
- Consumo proyectado por persona.
- Ritmo de desarrollo industrial.
- Costos relativos al abastecimiento del agua.
- Disminución del rendimiento global de la instalación con el tiempo.

La demanda del agua varía en cualquier lugar durante las 24 horas del día, durante las estaciones del año y de un año a otro. Las variaciones diarias no plantean problemas graves, porque siempre necesitan depósitos para contrarrestar la flexibilidad de la demanda.

Las variaciones estacionales de la demanda son más importantes, pues el incremento puede llegar hasta un 140% durante el verano.

Una instalación proyectada para satisfacer la demanda diaria media durante todo el año, necesita de una capacidad de almacenamiento de 30-40 días para poder satisfacer los máximos de la demanda.

#### 4.3. CONSIDERACIONES DE DISEÑO

Para el diseño de un sistema de desalinización por OI es necesario contar con los siguientes datos referidos al agua a tratar:

- origen, características físicas y análisis químico.

Adicionalmente debe establecerse lo siguiente:

- Selección del arreglo de los módulos.
- Selección del tipo de membrana y/o módulo.
- Salinidad y uso del agua a producir.
- Caudal necesario.

Una vez definido estos puntos es posible hacer la selección del pretratamiento y la determinación de los parámetros de operación.

##### 4.3.1. CARACTERÍSTICAS DEL AGUA

###### a) Características físicas

Las características que deben tenerse en cuenta son las siguientes:

- Turbiedad, color y materia en suspensión.
- Temperatura máxima y mínima

Las tres primeras servirán para definir el pretratamiento; si el agua es de pozo, estos parámetros tienden a permanecer constantes, pero si el agua es superficial pueden variar a lo largo del tiempo.

La temperatura mínima servirá para definir el número máximo de módulos requeridos, debido a que al aumentar la temperatura del agua ésta disminuye su viscosidad, aumentando el caudal producido.

La temperatura máxima servirá para calcular la vida de las membranas que es menor cuanto mayor sea la temperatura.

#### b) Análisis químico

Para un buen diseño, debe conocerse el análisis completo del agua de alimentación, que comprende

- Cationes Na, Mg, Fe, K, Sr, Ca, Ba.
- Aniones  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{PO}_4^{3-}$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{F}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$
- Otros  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{CO}_2$  libre y materia orgánica.

### 4.3.2. SISTEMAS DE OPERACION

#### a) Sistemas de una sola etapa

La unidad más sencilla consta de:

- Una válvula en la alimentación para interrumpir el flujo y proceder con el mantenimiento.

Un filtro de cartucho con una selectividad de 5-10 micras, para retener las partículas de gran tamaño.

- Una bomba de alta presión.

- Una válvula en la descarga de la bomba para controlar la presión.
- Dos presóstatos para control y protección del módulo.
- Una válvula de control de caudal de rechazo para controlar la conversión del sistema.
- Dos rotómetros para medir el caudal del agua producida y del rechazo.
- Un conjunto de manómetros para verificar las pérdidas de carga y las presiones de las líneas.
- Un conjunto de toma muestras para verificar concentraciones.

Existen otros instrumentos adicionales que no son indispensables:

- Registrador de pH, analizador de cloro residual, conductímetro y registrador de temperatura.

La conversión del sistema es controlada por una válvula en la línea del concentrado. Para módulos tipo "hollow fiber" (HF), debido a ligeras variaciones en la caída de presión del módulo, la conversión puede variar de un módulo a otro, por lo que es necesario controlar los diferentes flujos.

#### b) Sistemas de dos etapas

Existen dos tipos principales de montajes en los sistemas de dos etapas:

- montaje con extracción del permeado

Cuando la calidad del agua producida en una etapa es inferior a la necesaria, se instalan dos sistemas independientes en serie. El permeado producido por el primer sistema se almacena en un depósito intermedio, bombeándose al segundo sistema; cada uno de los sistemas pueden poseer módulos en paralelo ó recirculaciones de algunas de sus líneas.

El segundo sistema trabaja por lo general con conversiones muy altas y su rechazo tiene una concentración inferior a la del agua de alimentación de la primera etapa, por lo que se mezcla con ella.

b) Montaje con extracción del rechazo

Para asegurar una velocidad de flujo a través de la superficie de las membranas, reduciendo así el fenómeno de la polarización y los riesgos de precipitación y atascamiento, es necesario mantener un caudal mínimo de rechazo en cada módulo. Así mismo, para no aumentar excesivamente la pérdida de carga del módulo, es necesario limitar también el caudal máximo de rechazo.

En general, esta unidad permite, con un factor de conversión global dado, que los módulos trabajen a conversiones menores que otros montajes. Así mismo, se obtiene un permeado cuya salinidad es menor a la que se obtendría en otra unidad trabajando con la misma conversión global.



En general, los sistemas de dos etapas pueden operar entre 75-80% de conversión global, obteniéndose flujos mínimos de rechazo.

Normalmente las plantas de agua salobre consisten de dos o tres etapas con extracción del rechazo para obtener una conversión alta. Debido a que las plantas de agua de mar operan con una conversión global del 20-40% , en algunos casos es necesario una etapa, pero se puede disminuir los costos de energía trabajando con dos etapas pese al incremento del número de módulos.

#### 4.3.3. SELECCION DE MATERIALES

Los sistemas de OI son muy sensibles al ensuciamiento producido por productos de corrosión del acero, por lo que debe saberse seleccionar los materiales a emplear.

La vía más efectiva para minimizar la corrosión en una planta de OI es limitar el uso de metal en los equipos. Los materiales no metálicos pueden ser empleados en todas las partes en contacto con el agua ya que son prácticos y económicos. Para tuberías de baja presión se emplea generalmente materiales plásticos como PVC, PE, poliéster reforzado y fibra de vidrio; así mismo se emplean recubrimientos no metálicos para proteger la tubería y otros equipos como filtros en las unidades de pretratamiento.

Para plantas de agua salobre se emplea acero inoxidable 304 y acero 316 para las bombas de alta presión y tuberías de alta presión.

En plantas de agua de mar puede ser empleado el acero 316 pero se prefiere al SS 317 debido a que es más resistente a la corrosión.

#### 4.3.4. ASPECTOS ECONOMICOS

##### a) Gastos de inversión

Los costos de inversión de un sistema de OI dependen de la capacidad de producción, del grado de pretratamiento, salinidad del agua de alimentación y del grado de aplicación del proyecto.

Generalmente está compuesto por los siguientes puntos:

- edificios y oficinas
- construcciones
- tuberías y bombas de transferencia
- pretratamiento
- bombas de alta presión
- módulos permeadores
- facilidades para la descarga del rechazo
- facilidades para el almacenamiento del producto

En muchos sistemas, los costos de diseño y adquisición del sistema de OI son del orden del 30% de la inversión. Los costos varían con el tipo de agua a ser tratada y de la capacidad principalmente.

##### b) Costos de operación

Los costos de operación varían de acuerdo a los siguientes factores: costos de energía, compuestos químicos, filtros de cartucho, mano de obra y costo de reemplazo

de módulos.

Cuando se emplea recuperación de energía, estos costos pueden disminuir hasta en un 30%.

Según el tipo de módulo empleado en la planta, los costos de inversión para una capacidad dada pueden estimarse por el factor de escala "m", a partir de un valor ya conocido.

Se han determinado valores del parámetro "m" para diferentes tipos de módulo. La relación es :

$$C1/C2 = (Q1/Q2)^m$$

donde:

m	tipo de módulo
0.82	plano
0.80	tubular
0.78	espiral
0.76	fibra hueca

#### 4.3.5. FACTORES OPERATIVOS QUE LIMITAN LA CONVERSION

a) La conversión no debe exceder el límite de diseño de los módulos.

Las membranas en espiral tienen la ventaja de lograr una mejor recuperación cuando se dispone de un arreglo en serie, a diferencia de las de fibra hueca, las cuales aunque logran una buena conversión en un solo permeador, están limitadas en su capacidad por razones hidráulicas.

b) El flujo de descarga del rechazo no debe ser menor al mínimo recomendado para cada módulo.

En el caso de tener un flujo menor al mínimo de diseño, la materia coloidal puede sedimentarse sobre las membranas. Las membranas en espiral tienen una gran ventaja, ya que los flujos de rechazo tienden a ser altos manteniendo la materia coloidal dispersa.

- c) La conversión no debe superar el límite de precipitación de las sales presentes.

Conforme aumenta la conversión, aumenta la concentración del rechazo; si la conversión se incrementa en exceso, se puede superar el límite de precipitación de las sales, formándose cristales sobre las membranas.

La relación entre el factor de concentración y la conversión se obtiene del balance de masa en un módulo:

$$FC = (1-Y \cdot C3)/(1-Y) \quad C3 = Ca3/CaU$$

- d) Los anti-incrustantes permiten exceder el límite de precipitación de las sales, llegando a obtenerse conversiones de hasta 50% empleando hexametáfosfato.

- e) La presión osmótica del rechazo puede ser factor limitante de la conversión.

A 40% de conversión, la presión osmótica del rechazo puede superar los 700 psi. Si la presión de operación es de 800 psi, puede llegar un momento en que la productividad y la calidad del agua obtenida sea pésima, por lo que no se debe exceder la conversión permitida para cada módulo.

#### 4.4. PRETRATAMIENTO

El pretratamiento del agua de alimentación es importante para obtener una operación eficiente en una planta de desalinización por OI, pues es necesario remover una determinada cantidad de sólidos para prevenir el ensuciamiento, las precipitaciones y el ataque biológico.

##### 4.4.1. INDICES DE CALIDAD DEL AGUA

Los índices de calidad del agua pueden ser empleados para estimar el pretratamiento requerido. Los siguientes son los más empleados:

- Índice de ensuciamiento (FI), turbidez, índice de sólidos suspendidos (SS).

##### 4.4.2. PROCESOS TIPICOS

El tipo de unidad de operación a usar en el sistema de pretratamiento es determinado por la naturaleza química de la membrana así como del tipo de configuración; sin embargo, el pretratamiento para prevención de incrustaciones es empleado en todos los tipos de módulos y membranas existentes.

Los procesos más empleados son

###### a) Acidificación

Tiene varios objetivos:

- Impedir la precipitación de carbonatos.
- Reducir la velocidad de oxidación del fierro.

- Disminuir la velocidad de hidrólisis de las membranas cuando esto ocurre.

La acidificación del agua tiene por objeto reducir su pH, de manera de que el agua concentrada de los módulos tenga un índice de saturación negativo. Este criterio es satisfactorio siempre que el agua no sea muy salobre (hasta 10000 ppm), pues en el caso de agua de mar es necesario emplear otros criterios.

b) Dosificación de inhibidores de precipitación

Estos se emplean teniendo en cuenta los siguientes aspectos:

- Grado de toxicidad.
- Grado de polución producida.
- Compatibilidad química con los materiales de fabricación del módulo y de la membrana.

c) Oxidación-filtración

El ión  $Fe^{+2}$  puede oxidarse formándose  $Fe(OH)_3$  que es eliminado por filtración sobre arena.

Si se utiliza  $KMnO_4$  para oxidar el ión hierro, el material filtrante que mejor se adapta al proceso posterior de filtración es la glauconita o arena verde.

cuando la concentración del hierro es baja (menor a 2 ppm) se filtra el agua a través de la glauconita.

Si el contenido de hierro es alto, conviene inyectar  $KMnO_4$  al agua antes de su filtración con la glauconita.

En este caso se coloca un lecho de antracita sobre el de glauconita con el fin de reducir la frecuencia de los

lavados.

d) Filtración por membrana

En este caso, el agua atraviesa un estrecho lecho filtrante que se ha aplicado sobre un material poroso.

El lecho poroso puede ser celulosa, tierra de diatomea u otro; con este tratamiento se obtiene normalmente un agua con un índice de ensuciamiento menor ó igual a 2. Cuando se utiliza en aguas cuyo índice es superior a 5, la pérdida de carga del filtro suele aumentar rápidamente, por lo que se recomienda añadir continuamente a la alimentación un polielectrolito catiónico.

e) Filtración sobre lecho

Esta técnica permite en general reducir el índice de ensuciamiento del agua bruta hasta la mitad. Como la mayor parte de los fabricantes de módulos recomiendan que el agua de alimentación tenga un índice entre 3-5, entonces sólo se podrá aplicar para agua cuyo índice de ensuciamiento esté entre 6-10.

f) Coagulación - floculación

Los métodos mas comunes son:

- Coagulación sobre filtro

Consiste en añadir un coagulante al agua bruta y realizar una mezcla eficaz. La mezcla pasa por un filtro del tipo lecho filtrante para eliminar los flóculos formados.

Se han obtenido excelentes resultados con filtros de bicapa (antracita y arena) y de tricapa (densafil-are

na-antracita).

- Coagulación en un decantador

Cuando el índice del agua bruta es superior a 20, el proceso de coagulación-floculación es conveniente realizarlo en un decantador del tipo "recirculación de fangos".

En este caso, el coagulante utilizado suele ser una sal de hierro. Si el agua bruta está muy concentrada ó su contenido de  $\text{SiO}_2$  es muy alto, se añade además cal por los siguientes objetivos:

- crear flóculos con mayor facilidad de sedimentación.
- decarbonatar al agua.
- precipitar  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  que reduce el contenido de  $\text{SiO}_2$ .

g) Intercambio iónico

Su uso se reserva a las plantas de pequeño tamaño donde el costo de mantenimiento es secundario y para solucionar problemas específicos como:

- eliminación de la dureza del agua.
- eliminar selectivamente ciertos iones.

h) Cloración-decloración

En general, el agua de pozo presenta niveles de materia orgánica muy bajos, por lo que no se requiere pretratamiento para evitar el ensuciamiento biológico. El agua superficial sin embargo, contiene un gran número de organismos vivos y necesita de un pretratamiento para eliminarlos. Con este objeto se emplea cloro, manteniendo un contenido residual de 0.5-1 ppm de cloro en el agua.



Si las membranas son de poliamida, es necesario eliminar este cloro residual antes de que llegue a los módulos; la dechloración se recomienda hacerla antes de los filtros de cartucho.

Si las membranas son de acetato de celulosa, se requiere mantener una concentración de 0.5 ppm de cloro libre para evitar el desarrollo bacteriano en el interior del módulo y la destrucción enzimática de la membrana.

La dechloración cuando es necesaria, se realiza añadiendo  $\text{NaHSO}_3$  ó empleando un filtro de carbón activado.

Las incrustaciones de  $\text{SiO}_2$  pueden ser evitadas teniendo en cuenta los siguientes puntos:

- hacer un control de la conversión.  
incrementar la temperatura de operación para incrementar su solubilidad.
- realizar limpiezas periódicas con soda.

#### 4.5. RECUPERACION DE ENERGIA

##### 4.5.1. PROCESOS DE DESTILACION VS OSMOSIS INVERSA

La energía, factor importante en la operación de instalaciones desaladoras de agua de mar, representa entre el 50% y 70% de los costos totales de operación de la planta.

Aunque el proceso de destilación ha dominado el campo de la desalación de agua de mar, el proceso de OI ha surgido como el proceso más eficiente en cuanto a costos y consumo de energía. La eficiencia energética es mayor aún cuando

los diseños de OI acoplan dispositivos de recuperación de energía que aprovechan la corriente de rechazo de salmuera a presiones elevadas.

El cuadro adjunto ilustra un análisis de las necesidades energéticas de la OI comparada con la destilación MSF.

TABLA IV.1

PROCESO	CONSUMO DE ENERGIA (Kwh / m3)	TEMPERATURA (°C)
Destilación MSF	15.5	90
Destilación MSF	15.5	115
Destilación MSF	13.8	70
Compresión de vapor	11.0	100
OI sin recuperación	9.5	35
OI con recuperación	6.6	35

REF 43

La energía necesaria para el proceso de destilación sólo está disponible gracias a una reducción importante de la eficiencia generadora, tal como se muestra en la siguiente tabla;

TABLA IV.2

NECESIDADES ENERGETICAS DE LA DESTILACION  
(Kwh / m3)

Temperatura máxima (°C)	90	115	70	100
Pérdida de potencia debido a la extracción de vapor	11.5	11.7	12.3	
Consumo de energía de auxiliares	4.0	3.8	1.5	11.0
<b>TOTAL</b>	<b>15.5</b>	<b>15.5</b>	<b>13.8</b>	<b>11.0</b>

REF 43

Las necesidades energéticas para el proceso de OI de agua de mar depende de la presión de operación, la conversión y la utilización de dispositivos de recuperación de energía.

El consumo varía entre los 5-10 Kwh/m<sup>3</sup> de producto, mientras que con recuperación de energía no supera de los 7 Kwh/m<sup>3</sup>.

La siguiente tabla detalla el consumo de energía de distintas bombas y la contribución del equipo de recuperación de energía para un diseño de OI para agua de mar;

TABLA IV.3

(Base: 4000 m<sup>3</sup>/día)

	(m <sup>3</sup> /d)	HEAD (ft)	HP (90%)	KW	Kwh/m <sup>3</sup>
Bomba agua de mar	9.9	115	101.3	75.5	0.45
Bomba de filtración	9.9	115	101.3	75.5	0.45
Bomba 1ra. etapa (módulos B-10)	9.9	2080	1824	136.1	8.15
Bomba producto	2.8	115	29.7	22.0	0.13
Bomba 2da. etapa (módulos B- 9)	1.2	924	103.2	76.9	0.46
Turbinas de recup. de energía	6.9	1963	-667	-497	-2.96
TOTAL			1500	1120	6.7

REF 43

De hecho, el consumo de energía es siempre superior al mínimo teórico por las siguientes razones:

- si se desea que el flujo a través de la membrana tenga un valor considerable, es necesario que la presión de

operación sea muy superior a la presión osmótica.

para minimizar los efectos de polarización y/o ensuciamiento, se requiere que las velocidades de la salmuera en los módulos sea elevada.

- Cuando no hay sistema de recuperación de energía, la retención en el sistema a presión se realiza a través de una válvula, en la que se pierde gran cantidad de energía.

#### 4.5.2. DISPOSITIVOS DE RECUPERACION DE ENERGIA

Los dispositivos de OI de gran capacidad operan entre un 25%-50% de conversión. Las presiones de alimentación a un módulo varían entre 800-1200 psi, mientras que la salmuera se descarga a presiones de 700-1100 psi.

Está claro entonces que los procesos por OI tienen la característica de perder una apreciable cantidad de energía en forma de presión en el flujo de rechazo, energía que representa alrededor del 30% de la potencia de la bomba de alimentación a las unidades modulares.

Es por ello que resulta económicamente atractivo recuperar esta pérdida con algún dispositivo en vez de perderla a través de una válvula de estrangulamiento. Esta energía recuperada puede mover un generador ó utilizarse en otra parte de la planta, pero es preferible acoplar un dispositivo de recuperación de energía a la bomba de alimentación y reducir de esta manera la potencia consumida por ella.

Actualmente existen tres sistemas de recuperación de energía:

- Utilizando la corriente de salmuera residual para la impulsión de una turbina tipo Pelton, que acciona un generador para la producción de energía eléctrica.
- Utilizando la corriente de salmuera residual para impulsar turbinas tipo Pelton que accionen el eje motriz de las bombas de alta presión; suponen un eje común turbina bomba sin motor.
- Utilizando la presión estática de un "lazo hidráulico" en una planta subterránea de OI.

Las dos primeras alternativas producen un incremento de los costos de instalación, operación y mantenimiento en pequeña proporción; en cambio, la tercera si bien supone una mayor recuperación de energía y reduce los costos de operación, el costo inicial es muy elevado.

Debe tenerse en cuenta que en el caso de aguas salobres puede no estar justificado la instalación de un sistema de recuperación de energía, excepto en el caso de grandes plantas.

Para recuperar energía de la corriente de rechazo se utilizan principalmente las dos primeras alternativas y para ello se emplean dos dispositivos; principalmente: las hidroturbinas, que suministran energía mecánica directamente a las bombas de alta presión y, las turbinas impulsoras, que se utilizan para generar electricidad.

TABLA IV.4

DATOS PUBLICADOS SOBRE RECUPERACION DE ENERGIA

COMPAÑIA	CAP M <sup>3</sup> /d	% conv. Y	KWH		% ahorro energía
			sin rec. de ener.	con	
OAK RIDGE (USA)	19000	30	10.0	5.28	47.3
DDS (ENGLAND)	9500	30	10.2	6.8	33.3
WATER SERVICE (USA)	3800		7.7	5.3	31.0
BURN & ROE (USA)	38000	20	9.8	5.0	48.9
CROMALLOY (USA)	38000	20	11.6	9.1	21.5
POLYMETRIC (USA)	4000	20	10.0	6.0	40.0
PERMUTIT (USA)	11400	30	7.6	5.3	30.2
CHIGASAKI (JAPAN)	880	35	6.0	4.8	20.0

REF 43

a) Hidroturbinas

Son esencialmente una bomba centrífuga horizontal, de multiples etapas que opera al revés. La hidroturbina se instala en una plataforma comun con la bomba de alta presión y se conecta directamente a un extremo del eje impulsor de la bomba. La energía recuperada por medio de la hidroturbina acciona parcialmente la bomba de alta presión; tanto la bomba como la hidroturbina están diseñadas para rotar a la misma velocidad. El motor eléctrico que acciona la bomba de OI opera a una velocidad constante y actua como un mecanismo de control de la hidroturbina.

b) Turbinas impulsoras

La turbina impulsora o rueda Pelton es otro dispositivo para recuperar energía; es esencialmente una rueda de

agua que acopla paletas en su circunferencia.

Las turbinas impulsoras pequeñas operan normalmente a velocidades muy altas (5000-10000 rpm), mientras que las turbinas de gran tamaño operan a velocidades bajas.

Las turbinas impulsoras no se acoplan a las bombas de alta presión, ya que las velocidades de los ejes son distintas. Estas turbinas pueden unirse a motores de inducción ó generadores, los cuales producen electricidad y la retornan a la red de distribución.

Los motores de inducción tienen la característica de convertirse en generadores cuando son impulsados a una velocidad apenas mas alta que su velocidad de sincronización.

La eficiencia del sistema combinado turbina impulsora y generador equivale aproximadamente a la eficiencia de la hidroturbina, pero el costo de inversión de dicho sistema es mas alto ya que consiste en dos piezas.

#### 4.6. EVALUACION DE DATOS OPERATIVOS

La mejor manera de asegurar una operación exitosa de desalinización por OI es tomando, normalizando y evaluando los datos de operación del sistema. De esta forma se alertará de cambios en el agua de alimentación y/o debilidades en el diseño ó en la operación antes de que se originen daños irreversibles al sistema.

Los datos necesarios a fin de evaluar el sistema deben ser:

VARIABLE	ALIMENTACION	PERMEADO	SALMUERA
Flujo	SI	SI	SI
Conductividad	SI	SI	SI
Temperatura	SI	NO	NO
Presión	SI	SI	SI
pH	SI	NO	NO

Será necesario asegurar que la instrumentación sea adecuada, esté en funcionamiento y se encuentre calibrada. La toma y registro de datos debe comenzar al ponerse en marcha el sistema y una vez después de estabilizado el mismo, generalmente una hora después del arranque.

Es de notar la importancia del primer registro de datos, ya que éstos representan las condiciones bases del sistema; estas condiciones son las que se tendrán como norma para medir cualquier cambio en la operación.

Se deben tomar lecturas durante los períodos críticos, antes y después de limpiar las membranas o inmediatamente después de un paro, así como almacenaje largo de membranas.

A fin de poder establecer una comparación de los diferentes datos, es necesario efectuar su normalización; ésta será necesaria según varíen la temperatura, presión y la conductividad del agua.

La normalización de los datos se realiza multiplicando el flujo de permeado por ciertos factores de ajuste por presión y temperatura:

- La temperatura siempre se ajusta a 25°C. Los proveedores cuentan con factores de corrección por temperatura según el tipo de membranas que se utilicen.
- La corrección por presión se obtiene dividiendo la presión base



del sistema por la presión actual de funcionamiento del sistema.

Las gráficas de mayor ayuda y uso son:

- Rechazo vs. días de operación.
- Rechazo vs. presión diferencial.
- Permeado vs. días de operación.
- Presión diferencial vs. días de operación.

#### 4.6.1. ANALISIS NORMALIZADO DE LOS DATOS

CARACTERISTICAS	OBSERVACIONES
- Flujo de permeado constante sin cambios significativos.	Buen funcionamiento
- Flujo de permeado se reduce lentamente	Indica ensuciamiento de las membranas. Si el flujo ha bajado 10% ó más debe considerarse una limpieza de las membranas.
- Flujo de permeado cae abruptamente	Fallas de operación. Mal pretratamiento. Limpieza de membranas.
- Presión diferencial subiendo	Si el flujo está disminuyendo al mismo tiempo, pueden estar presentando incrustaciones. Si el caudal de permeado ha permanecido constante, verificar los flujos de alimentación y concentrado.

#### 4.6.2. CONDICIONES LIMITES

Para la operación óptima de una instalación de OI; deben mantenerse algunas condiciones límites adicionales; por ejemplo, la permeabilidad de la membrana está determinado

por el contenido de sal, así como por la composición del agua bruta y la temperatura.

Según la composición del agua bruta y la calidad del agua a conseguir, la conversión se fija en un 30-35%. De la misma forma, la concentración de la salmuera no debe sobresaturarse hasta el punto en que el módulo no pueda tener en ningún régimen de servicio tan alta concentración de sales. Mediante el incremento en la caída de presión entre el agua bruta y concentrado, puede constatarse un ensuciamiento por residuos a lo largo de la membranas; cuando este descenso de presión sobrepasa un límite, debe considerarse un lavado.

## CAPITULO V

### ANALISIS DE INVERSION Y ESTIMACION DEL COSTO UNITARIO

#### PARA UNA PLANTA DE DESALINIZACION POR OSMOSIS INVERSA

El siguiente estudio representa el análisis de inversión realizado con el fin de evaluar la posibilidad de instalar una planta desalinizadora de agua de mar por OI.

Dentro de las alternativas seleccionadas se han considerado los siguientes procesos :

- Evaporación en multiefecto.
- Evaporación flash en multietapa.
- Evaporación por compresión de vapor.
- Osmosis inversa.

#### 5.1. BASES DEL ESTUDIO

Se han considerado las siguientes características de calidad para el agua de mar en el punto de captación:

- Sólidos totales disueltos      35000 ppm
- Temperatura mínima            10°C
- Temperatura máxima            30°C

La calidad mínima del agua producida por la planta desalinizadora se muestra en la tabla V.1 y las compañías consultadas y tipo de proceso propuesto en la tabla V.2 .

La capacidad de producción solicitada es de 900 gpm de agua desalinizada.

TABLA V.1

CALIDAD MINIMA DEL AGUA PRODUCIDA

COMPUESTO	CONCENTRACION (ppm)	CONCENTRACION (como CaCO <sub>3</sub> )
Ca <sup>+2</sup>	32	80
Mg <sup>+2</sup>	15	62
Na <sup>+</sup>	147	320
Cl	190	269
SO <sup>-2</sup>	108	112
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	96	79
SiO <sub>2</sub>	15	
STD	584	

TABLA V.2

COMPAÑIAS CONSULTADAS Y TIPO DE PROCESO

COMPAÑIA	
AGUA-CHEM, Inc (USA) (Corporación técnica de comercio)	. Evaporación flash multi-etapa
ISRAEL DESALINATION ENG. (ISRAEL) (Rigel, I.D.E.)	. Compresión de vapor . Evaporación multi-etapa . Evaporación flash
J.G.C. Corporation (JAPON) Marubeni	Osmosis inversa
DEGREMONT (FRANCIA) Degremont Perú S.A.	Osmosis inversa
MITSUBISHI CORP. (JAPON) Kurita-Perú	. Osmosis inversa

TABLA V.3

REQUERIMIENTO DE AGUA DE MAR

PROCESO	AGUA DE MAR (GPM)
Evaporacion flash multi-etapa	8000 (*)
Evaporación multi-efecto	13700 (*)
Osmosis inversa	3200

(\*) Relación entre el agua requerida y producida es alta para este tipo de plantas, debido a que gran parte de la misma es utilizada como agua de enfriamiento en los condensadores finales.

Base : 960 GPM de agua desalinizada.

5.2. ESTIMADO DE LOS COSTOS DE INVERSION

En la tabla V.4 se muestran los estimados de los costos de inversión para los procesos de desalinización contemplados en base a la información proporcionada por las diversas compañías consultadas.

Los montos de inversión calculados corresponden a los equipos, accesorios, instalaciones, etc. comprendidos dentro del límite de batería de la planta; es decir, se excluyen los siguientes costos:

- Sistema de captación de agua de mar.
- Sistema de conducción de agua de mar hacia las plantas desalinizadoras.
- Sistema de descarga de efluentes.
- Sistema para el suministro de vapor y electricidad.

Para el cálculo de las inversiones se han considerado las siguientes

tes bases económicas:

Se considera 1985 como año base para el estimado de los costos, por lo que los montos en algunos casos se encuentran actualizados con respecto al año 1984, considerando una tasa anual del 4%.

Para el cálculo de las inversiones se han considerado los siguientes aspectos

RUBROS PRINCIPALES

1. Materiales y equipo FOB
2. Labor de montaje
3. Costos de construcción
4. Diseño de ingeniería
5. Supervisión
6. Utilidad del contratista
7. Productos químicos
8. Subtotal

RUBROS ADICIONALES

9. Repuestos
10. Inspección ..... 1% de (8)
11. Flete ..... 12% de (1)
12. Seguro, embalaje ..... 8% de (1)
13. Subtotal

DERECHO DE ADUANAS E IMPUESTOS

14. Arancel ..... 40% de (1)+(9)+(11)+(12)
15. Sobretasa arancel ..... 17% de (14)
16. Impuesto DL 22448 ..... 20% de (11)
17. I.G.V. .... 11% de (1)+(2)+(3)+(7)+(9)+(11)+(12)+(14)+(15)+(16)
18. Impuesto a la renta ... 16% de (4)+(5)+(6)
19. Subtotal
20. Contingencias ..... 10% de (8)+(13)+(19)
21. Inversión total ..... (8)+(13)+(19)+(20)

- Los rubros (2), (3), (5) y (6) han sido determinados en base a la información proporcionada por las compañías consultadas y a la comparación con estimados de inversión calculados para otro tipo de procesos.
- Los rubros (1), (4) y (7) corresponden a los reportados por las compañías consultadas.
- El rubro (14) considera 40% para los procesos de OI y 30% para los procesos con cambio de fase (según arancel vigente a marzo 1985).

### 5.3. ESTIMADO DE LOS COSTOS OPERATIVOS ANUALES

Los costos operativos anuales se han determinado en base al esquema siguiente:

- Costos variables

Electricidad, vapor, productos químicos.

- Costos fijos

Mano de obra, mantenimiento, gastos generales, depreciación.

Los costos variables por electricidad, vapor y productos químicos se muestran en las tablas V.5 y V.6.

En las tablas V.7 y V.8 se presenta un resumen general de los costos fijos, incluyendo los correspondientes a mano de obra y mantenimiento, costos generales y depreciación.

Las bases económicas que sirvieron para el cálculo de los costos operativos anuales estimados son los siguientes:

Se considera 1985 como año base de cálculo.

- Se ha tomado un factor de servicio de 0.95 para los procesos de cambio de fase y ósmosis inversa.

- Los costos unitarios por electricidad y vapor considerados son:

electricidad            0.074 US\$/Kwh

vapor                    10.32 US\$/TM

- Los costos de los productos químicos considerados son:

Acido sulfúrico 98% ..... 0.115 US\$/Kg

Sulfito de sodio ..... 1.511

Antiespumante ..... 10.721

Polifosfato ..... 2.926

Acido sulfámico ..... 2.394

Cloruro férrico ..... 0.343

Cal ..... 0.212

Carbonato de sodio ..... 0.405

Cloro ..... 0.702

- El costo por mantenimiento se asume igual al 2% del costo de inversión de la planta instalada, sin considerar los rubros adicionales, aduanas, impuestos y contingencias.

- En el costo por mantenimiento de los procesos de ósmosis inversa se incluye el costo anual por reemplazo de módulos, el cual es igual al reportado en las respectivas propuestas más el flete, seguro, arancel e impuestos.

- El costo por gastos generales se asume igual al 1% de la inversión total e incluye los costos correspondientes al seguro, servicios, etc.

- Para el cálculo de la depreciación se ha considerado una depreciación lineal en base a una vida útil de 15 años.



#### 5.4. ESTIMADO DE LOS COSTOS UNITARIOS TOTALES DEL AGUA DESALINIZADA

El costo unitario total del agua desalinizada producida por cada uno de los procesos considerados se muestra en la tabla V.9 .

Las bases técnico-económicas utilizadas en el cálculo de los costos unitarios son:

- Para anualizar la inversión se ha empleado la siguiente fórmula:

$$A = \frac{Pi * (1 + i)^n}{(1 + i)^n - 1}$$

Donde:

A	: Anualidad
P	Inversión total
n	Número de años de la recuperación de la inversión (15 años).
i	Interes (15%)

- La producción total del agua desalinizada es:

$$5232 \text{ M3/día} * 0.95 * 365 = 1907 \text{ 125 M3/año}$$

TABLA V.4

COSTOS ESTIMADOS DE INVERSIÓN (MM US\$)

Compañía	Aquo Chem	I.D.E.	I.D.E.		I.D.E. (*)	Degremont	Kurita
			Compresión de vapor	Evaporación M.E. y Comp. Vap. (baja temp)			
Proceso propuesto	Evap. flash multi-etapa (alta temp)				Evaporación M.E. Osmosis inv.		Osmosis inv.
Materiales y equipo FOB	4.61	4.76	5.87	5.37	4.02	4.29	
Labor de montaje	0.87	0.13	0.47	0.22	1.06	1.14	
Gastos de construcción	0.57	0.09	0.81	0.14	0.45	0.49	
Diseño de ingeniería	0.21	0.19	0.25	0.22	0.21	0.22	
Supervisión	0.72	0.30	0.48	0.43	0.40	0.42	
Utilidad del contratista	0.29	0.11	0.19	0.17	0.22	0.24	
Productos químicos	0.06	0.10	0.11	0.11			
Subtotal	7.33	5.68	7.68	6.65	6.36	6.79	
Rubros adicionales	1.30	1.32	1.62	1.49	1.14	1.21	
Derechos de aduana, imp.	4.21	4.05	5.11	4.59	4.26	4.54	
Contingencias	3.04	2.74	3.50	3.15	2.73	2.91	
TOTAL INVERSIÓN (US\$ 1985)	15.88	13.78	17.91	15.88	14.48	15.46	

(\*) Planta de doble propósito Desalinización y generación de energía eléctrica.

TABLA V.5

COSTO OPERATIVO ANUAL ESTIMADO POR CONSUMO DE ELECTRICIDAD Y VAPOR  
(US\$ 1985)

COMPAÑIA	PROCESO	ELECTRICIDAD			VAPOR		
		CONSUMO Kwh/hr	CONSUMO Kwh/año	COSTO US\$/año	CONSUMO lb/hr	CONSUMO TM/año	COSTO US\$/año
AQUA - CHEM	Evap. flash M.E. (alta temp)	605	5034810	372576	60571	228837	2361598
I.D.E.	Comp. de vapor	2100	17476200	1293239	10506	39896	411727
I.D.E.	Evap. M.E./Comp. Vap.	350	2912700	215540	27280	103064	1063620
I.D.E.	Evap. M.E. (baja temp)	330	2745260	203223	54560	205128	2127241
DEGREMONT	Osmosis inversa	1900	15811800	1170073			
KURITA	Osmosis inversa	1096	9120912	644947			

TABLA V.6a

COSTO OPERATIVO ANUAL ESTIMADO POR CONSUMO DE PRODUCTOS QUIMICOS (US\$ 1985)

Compañía	AQUE-CHEM		I.D.E.		I.D.E.		I.D.E.	
Proceso propuesto	Evaporación flash multi-etapa	Compresión de vapor	Evaporación M.E. y Compresión de vap.	Evaporación multiefecto				
Producto	Kg/h	\$/año	Kg/h	\$/año	Kg/h	\$/año	Kg/h	\$/año
Acido sulfúrico	55.12	527 51						
Sulfito de sodio	0.91	11443						
Antiespumante	0.09	8029						
Polifosfato	-----	-----	2.76	67 206	2.76	67 206	2.76	67 206
Acido sulfámico								
<b>Totales</b>		7 2223		67 206		67 206		67 206

TABLA V.6b  
 COSTO OPERATIVO ANUAL ESTIMADO POR  
 CONSUMO DE PRODUCTOS QUIMICOS  
 (US\$ 1985)

Compañía	Degremont		Kurita	
	Osmosis inversa		Osmosis inversa	
Proceso propuesto				
Producto	Kg/h	\$/año	Kg/h	\$/año
Cloruro férrico	1.5	4282		
Acido sulfúrico	58.0	55508	24.92	23849
Carbonato de sodio			4.36	14695
Polimero	0.2	9000		
Cloro	1.5	8763	1.78	10399
Limpieza de módulos				5886
Totales		77554		54829

TABLA V.8

COSTO OPERATIVO ANUAL ESTIMADO (US\$ 1985 / AÑO)

Campanña	Aqua Chem	I.D.E.	I.D.E.	I.D.E.	Degremont	Kurito
Proceso propuesto	Evap. flash multi-etapa (alta temp.)	Compresión de vapor	Evaporación M.E. y Comp. Vap. (baja temp.)	Evaporación M.E.	Osmosis inv.	Osmosis inv.
<b>COSTOS VARIABLES</b>						
Electricidad	37 2576	1293239	215540	203223	117 0073	67 4947
Vapor	236 1598	411727	1063620	2127241		
Productos químicos	7 2223	67206	67206	67206	77 554	54829
<b>Total costos variables</b>	<b>2806397</b>	<b>1772172</b>	<b>1345356</b>	<b>2454876</b>	<b>124762</b>	<b>7 29776</b>
<b>COSTOS FIJOS</b>						
Mano de obra	24000	14400	24000	24000	33600	38400
Mantenimiento	146655	113558	153587	133037	677 378*	535445 *
Gastos generales	158800	137800	179100	158800	148800	154500
Depreciación	1058667	918657	1194000	1058667	965334	1030667
<b>Total costos fijos</b>	<b>1388132</b>	<b>1184435</b>	<b>1550687</b>	<b>1352904</b>	<b>1821112</b>	<b>1759113</b>
<b>TOTAL COSTO OPERATIVO</b>	<b>4194529</b>	<b>2956607</b>	<b>2897053</b>	<b>3817780</b>	<b>3068739</b>	<b>2488889</b>

(\*) incluye costos por reemplazo de módulos

TABLA V.7  
 COSTO OPERATIVO ANUAL ESTIMADO POR MANO DE OBRA  
 (US\$ 1985)

COMPAÑIA	TIPO DE PROCESO	OPERADORES		AYUDANTES		SUPERVISORES		TOTAL
		Nº	\$/año	Nº	\$/año	Nº	\$/año	
Aquq - Chem	Evap flos M.E. (alta temp)	6	14400	2	4800	1	4800	24000
I.D.E.	Compresión de vapor	4	9600	-	--	1	4800	14400
I.D.E.	Evap M.E. / Comp. de vapor	8	19200	-	--	1	4800	24000
I.D.E.	Evap M.E. (baja temp)	8	19200	-	--	1	4800	24000
Degremont	Osmosis inversa	8	19200	4	9600	1	4800	33600
Kurito	Osmosis inversa	10	24000	4	9600	1	4800	38400

TABLA V.9  
COSTO UNITARIO DEL AGUA DESALINIZADA (US\$ 1985 / AÑO)

Compañía	Aquq-Chem	I.D.E.	I.D.E.	I.D.E.	Degremont	Kurita
	Evap. flash multi-etapa (alto temp)	Compresión de vapor	Evaporación M.E. y Comp. Vap. (baja temp)	Evaporación M.E.	Osmosis inv.	Osmosis inv.
Costos variables	2806397	1772172	1345366	2464876	1247627	729776
Costos fijos sin depreciación	329465	265768	356687	294237	855778	728446
Costo anualizado de la inversión	2715480	2355380	3062610	2715480	2476080	2643660
<b>Total</b>	<b>5851342</b>	<b>4394320</b>	<b>4765663</b>	<b>5474593</b>	<b>4579485</b>	<b>4104882</b>
<b>COSTO UNITARIO</b>	<b>3.068</b>	<b>2.304</b>	<b>2.495</b>	<b>2.871</b>	<b>2.401</b>	<b>2.151</b>



## 5.5. EVALUACION DE LAS ALTERNATIVAS

Los criterios para la evaluación de los procesos analizados van a ser función de su rentabilidad relativa bajo ciertas condiciones establecidas; la información requerida para el análisis son el flujo neto de fondos de cada proyecto, la depreciación estimada y el costo del capital necesario.

Por simplicidad se considerará que no existe riesgo en la inversión y que los proyectos son del tipo "Proyectos ordinarios de inversión", es decir, se efectúa un único desembolso de capital en el año 0

### 5.5.1. FLUJO NETO DE FONDOS

Para el cálculo del FNF se han considerado los siguientes puntos:

- Se ha estimado un precio de venta de 3.9 US\$/m<sup>3</sup>, es 27 % mayor que el máximo costo unitario.
- La tasa promedio de impuesto sobre las utilidades se ha considerado de 50 %.
- El tiempo estimado de duración del proyecto es de 15 años.

La relación empleada para el cálculo es:

$$FNF = (V - C_{\text{exd}} - d)(1-t) + d$$

Donde: V = ventas netas  
C<sub>exd</sub> = costos sin considerar depreciación  
= depreciación  
= tasa de impuesto.

### 5.5.2. ANALISIS DE RENTABILIDAD

Las técnicas de análisis se clasifican en dos categorías, técnicas de valor actual y técnicas de tasa de rendimiento. Para nuestro caso se empleará los dos criterios más confiables: "Valor actual neto" y "Tasa interna de retorno".

Las siguientes ecuaciones van a ser empleadas:

$$VAN = \frac{(FNF)_i}{(1+k)^i} - I_0$$

$$I_0 = \frac{(FNF)_i}{(1+TIR)^i}$$

Donde:  $I_0$  = inversión en el año cero  
= costo estimado del capital  
TIR = tasa interna de retorno

En la tabla V.11 se observan los resultados obtenidos para diferentes valores de la tasa de corte (k); los dos proyectos más rentables son el que emplea compresión vapor (IDE) y el que emplea ósmosis inversa (KURITA). La alternativa de Kurita presenta VAN mayores que los obtenidos por la alternativa de IDE, sin embargo, el TIR de la alternativa de IDE es ligeramente mayor que el de Kurita.

Esto nos indica que las curvas de VAN de ambos se cruzan entre sí, por lo que es necesario hacer un análisis de VAN diferencial.

Se va a definir un proyecto "X" cuya inversión hipotética es la diferencia de los valores de Kurita y de IDE y

su VAN es igual a la diferencia de los correspondientes a ambos procesos.

Compañía	KURITA	IDE	X
Proceso	OI	CV	
Inversión US\$	1546 0000	137 80000	15 80000
k	V A N		
0 %	17 289294	15935 009	1353285
2 %	125935 20	1167 5255	9 1835 5
4 %	88 146 22	8246 27 3	55 8349
6 %	57 445 20	545 06 18	28 4002
8 %	32277 92	3 175 903	50889
10%	1145 249	1288 155	-141906

Debido a que en una empresa de servicios públicos se fijan los precios de tal manera de sólo ganar la tasa de rendimiento, normalmente el costo de capital (k) es menor comparado con el de otro tipo de compañía.

Bajo esta consideración y como los VAN diferenciales son positivos en un buen margen de valores de k, entonces el proceso propuesto por KURITA debe ser aceptado como el más rentable.

TABLA V.10

FLUJO NETO DE FONDOS (US\$ 1985/año)

Compañía	Aqua Chem	I.D.E.	I.D.E.	I.D.E.	Degremont	Kurita
Proceso propuesto	evcp. flash .M.E.	comp. vapor	evcp. M.E. y C.V.	evcp. M.E. bajo T.	Osmosis inversa	Osmosis inversa
Producción (M <sup>3</sup> /año)	1907 125	1907 125	1907 125	1907 125	1907 125	1907 125
Precio venta (US\$/M <sup>3</sup> )	3.90	3.90	3.90	3.90	3.90	3.90
Costos ex. Depreciación (US\$/año)	58 15342	4394320	476 5553	547 4593	457 9485	410 1882
Depreciación (US\$/año)	1058567	918567	1194000	1058667	95 5634	1030667
Punto imponible (US\$/año)	527779	2124801	1478125	904528	1892959	2305239
Impuesto ( % )	50	50	50	50	50	50
Utilidad neto (US\$/año)	25 3889	1062400	739662	452264	945484	1152619
Inversión total (US\$)	15830000	13780000	17910000	15980000	14460000	15460000
Flujo neto de fondos	1322556	1981057	1933062	1510921	1911818	2183286

TABLA V. 11

VALOR ACTUAL NETO (US\$/año) Y TASA INTERNA DE RETORNO

Compañía	I.D.E.		I.D.E.		I.D.E.	Kurita
	Aqua Chem	comp. vapor	evap. M.E. y C.V.	evap. M.E. bajo T.		
Proceso propuesto	evap. flash M.E.					Osmosis inversa
						Osmosis inversa
Tasa de corte	VALOR ACTUAL NETO					
0 %	3958344	15935 009	11085934	576395 1	1419727 4	17289294
2 %	111387 4	1167 5255	6928425	3534347	10085455	12593520
4 %	-117 5307	824527 3	3582535	919113	5775335	8814522
5 %		54506 18	854382	-120545 4	4088055	5744520
8 %		3175903	-1355995		1884168	3227792
10%		1258155			51442	1145249
12%		-282719			-1458855	-559933

T I R. %      2.92      11.51      6.73      4.82      10.10      11.28

## CAPITULO VI

### CONCLUSIONES

1. Para el tratamiento de agua de mar, es preferible diseñar plantas de más de 380 M<sup>3</sup>/día de agua producto, mientras que para el tratamiento de aguas salobres es preferible diseñar plantas de una capacidad mayor a 3780 M<sup>3</sup>/día, asegurándose así un buen margen de rentabilidad.
2. Los principales supuestos realizados en el desarrollo del modelo son
  - Todos los sólidos disueltos son considerados como NaCl.
  - La fracción molar del soluto en comparación con la del agua es despreciable.
  - El coeficiente de transferencia de masa es independiente del tipo de membrana.
  - Existe una relación lineal entre el logaritmo del coeficiente de permeabilidad de la membrana y el logaritmo del coeficiente de transporte del soluto.
  - El coeficiente de distribución del soluto entre la solución acuosa y la membrana permanece constante.
3. Los siguientes criterios han sido considerados al asumir como NaCl a todos los sólidos totales disueltos:
  - Para las mismas condiciones de operación, el grado de separación posible para NaCl es menor que el obtenido para los demás sales existentes en el agua; por lo tanto un alto grado de separación de NaCl asumido nos asegura una casi total separación de las demás sales.

- Existe una relación entre los sólidos disueltos en el agua de mar y una cantidad equivalente de NaCl que proporciona la misma presión osmótica.
  - Las características de los módulos son fijadas por el fabricante empleando soluciones de NaCl.
  - El sistema NaCl-agua es el más indicado económicamente para realizar pruebas experimentales.
4. El modelo nos permite obtener cuantitativamente la cantidad de sólidos disueltos en el permeado pero no especifica cualitativamente la composición del mismo. Para obtener las concentraciones aproximadas de los componentes en el permeado puede seguirse una de las siguientes alternativas:
- Desarrollar ecuaciones similares a las propuestas en el modelo para cada una de las sales presentes en el agua y hacer los cálculos individualmente, obteniendo grados de separación independientes.
  - Hacer sólo el procedimiento de cálculo para el NaCl, y establecer para cada módulo factores de separación de sales en función al grado de separación del NaCl. Esta alternativa implica hacer pruebas con cada sal en forma independiente.
  - Modificar el arreglo de módulos haciendo una máxima separación y mezclando el permeado con una fracción de la alimentación; entonces, el permeado tendrá una composición proporcional aproximada a la de la alimentación.
- Esta alternativa implica tener que aplicar presiones de operación mayores de lo normal.

5. Las ecuaciones de diseño desarrolladas en este trabajo son aplicables en los siguientes casos:

- Para todo tipo de membranas celulósicas y poliamídicas.
- Para soluciones acuosas donde la densidad molar es aproximadamente constante.
- Para sistemas donde la presión osmótica es proporcional a la fracción molar.
- Para configuraciones que presenten difusión unidireccional del soluto.

6. La determinación del coeficiente de transferencia de masa del soluto se realiza teniendo en cuenta las propiedades de la solución de la alimentación al módulo.

La correlación propuesta fue obtenida a partir de datos experimentales en régimen laminar (ref. 49).

En régimen turbulento puede emplearse la correlación obtenida por Dittus y Boelter (ref. 46) :

$$Sh = 0.02 * Re^{0.8} * Sc^{0.33}$$

7. La selección de los valores correspondientes a la conversión y al grado de separación debe hacerse en base a los siguientes criterios:

- La conversión global debe de estar entre los siguientes límites: 20-40% (agua de mar) y 65-80% (agua salobre).
- La conversión por etapas queda determinada por el tipo de módulo, por el número de unidades conectadas en serie.
- El grado de separación de la primera etapa queda determinado por el tipo de proceso y por el tipo de módulo.  
90-95% (agua de mar) y 95-98% (agua salobre)



8. Para poder determinar los parámetros  $A^0$  (coeficiente de permeabilidad) y  $h$  (grado de empaquetamiento) es necesario contar con la hoja de especificación de cada módulo. En ésta se indica las condiciones de prueba y límites de operación.

9. En la instalación de módulos en serie, la conversión global debe calcularse empleando la siguiente expresión:

$$Y_t = 1 - (1 - y_i)^n$$

donde:  $Y_t$ , conversión global  
 $y_i$ , conv. máxima por módulo  
 $n$ , número de unidades

10. Los sistemas que emplean módulos de fibra hueca sólo requieren una etapa de operación, mientras que los sistemas que emplean módulos tipo espiral requieren de dos ó tres etapas. Esto se debe a que la conversión permitida por módulo tipo fibra hueca es mucho mayor que la correspondiente a los de tipo espiral.

11. Para la desalinización de agua de mar empleando módulos de tipo espiral, el sistema más indicado es el de dos etapas con extracción del permeado, ya que permite obtener conversiones altas y presiones menores que en una sola etapa.

12. Para desalinización de agua salobre empleando módulos tipo espiral el sistema más indicado es el de dos etapas con extracción del concentrado, ya que no sólo opera con altas conversiones sino que también permite obtener mayores separaciones de sales.

## CAPITULO VII

### OBSERVACIONES Y RECOMENDACIONES

1. Debe tenerse en cuenta que un incremento de la presión de operación incrementa el flujo de agua a través de la membrana pero no cambia el flujo de sal. En cambio, cuando se incrementa la conversión, la concentración de sal en el lado de alimentación de la membrana se incrementa, lo que produce un mayor flujo de sal.
2. Cuando el flujo de permeado disminuye con el tiempo debe considerarse como causa algunos de los siguientes motivos:
  - Compactación de la membrana, obstrucción por ensuciamiento ó excesiva polarización por concentración.Las limpiezas periódicas sólo inciden sobre el efecto de ensuciamiento, mientras que las otras dos causas deben evitarse estableciendo algunos límites en los parámetros de operación.
3. El diseño de las unidades de OI debe hacerse considerando las condiciones más desfavorables de operación, una de las cuales ocurre cuando la concentración de alimentación es máxima.
4. Cada configuración de módulo presenta sus desventajas e inconvenientes, por lo que no existe un módulo claramente ventajoso, sin embargo los más empleados actualmente son los de tipo de fibra hueca y espiral.
5. Sólo debe de emplearse los valores de  $A^0$  y  $h$ , evaluados con el programa propuesto; cualquier otro valor puede conducir a error en la aplicación del modelo de desalinización.

6. Los sistemas de OI son de construcción modular, por lo que pueden ampliarse fácilmente añadiendo nuevos módulos y accesorios; así mismo el mantenimiento y limpieza pueden realizarse por etapas, con lo que se evitan paradas innecesarias de planta.
7. La variación de la temperatura afecta al flujo de permeado en forma directamente proporcional; se tendrá flujo mínimo cuando se presente la menor temperatura.  
Este efecto de la temperatura se debe tanto a la variación de las propiedades del agua y de la sal, como también a la variación del coeficiente de permeabilidad de la membrana.
8. No debe excederse los límites de operación establecido por los fabricantes, pues si bien es cierto pueden realizarse los cálculos teóricos, en cambio se tendrán muchos problemas operativos así como un menor tiempo de vida de los módulos.
9. El cálculo de la presión osmótica se ha realizado empleando la ecuación correspondiente a soluciones ideales y diluidas, la cual permite una buena aproximación en el rango de concentraciones de operación.
10. El cálculo del coeficiente de transferencia de masa se ha realizado a partir de datos experimentales, empleando membranas de acetato de celulosa (ref. 49).  
Aplicando la misma correlación obtenida para otro tipo de membranas se han obtenido resultados aceptables.
11. Se ha verificado empleando el modelo que los módulos de tipo fibra hueca poseen una menor permeabilidad al agua pura y un mayor grado de empaquetamiento que los módulos tipo espiral.

12. El rango de concentraciones presente en el diseño permite aproximar la molaridad con la molalidad.
13. Cuando se emplean bombas centrífugas en el sistema de alimentación, éstas deben de llevar una válvula de estrangulamiento para controlar la presión de alimentación en la línea de descarga. A veces se emplea una válvula de retropresión para la recirculación de una parte del flujo cuando la capacidad de la bomba es mayor que la necesaria.
14. En las bombas de desplazamiento positivo se requiere de una válvula de alivio a nivel de la descarga por su capacidad de desarrollar en la línea presiones excesivamente altas. Entre la bomba y la válvula de alivio no debe restringirse el flujo, como sería el caso si se colocase una válvula de cierre.

## CAPITULO VIII

### BIBLIOGRAFIA

1. APPLGATE, Lynn "Membrane separation processes". Chemical Engineering, June 1984.
2. APPLGATE, Lynn "Efectos de 7 años de servicio de ósmosis inversa sobre permeadores de aramida". 9ª Conferencia NWSIA, 1981.
3. BLEVINS, Merrill ..... "Normas para el cálculo de costos en la desalinización del agua". Primer Simposio Internacional sobre desalinización del agua, ONU, 1964.
4. BOLLINGER, W. "Bombas y turbinas en instalaciones de OI". Revista SULZER 3/4, 1984.
5. BRANDT, Donald "The application of reverse osmosis to recover photographic processing wastes". SMPTE Journal, nov. 1980.
6. BROMLEY, L. , READ, S. "Thermodynamic properties of sea salt solutions". AIChE Journal, vol. 20, Nº2, 1974.
7. CHOWDHURY, J. "Solar energy vies for a desalting process". Chemical Engineering, Jan. 1984.
8. CULLIGAN "Comercial-industrial water treatment". Culligan, WTW, 1984.
9. DEGREMONT "Reverse Osmosis, water and waste water treatment". 1982.
10. DELGADO, G. "Tratamiento de aguas con membranas de OI". Dow Chemical, 1984.
11. DIHN, Steven "Mass transfer in membranes". Saline Water Research. Univ. California, USA, 1982.
12. DUPONT, E.I. "Permosp spiral wound products". Dupont, 1982.

13. DUPONT, E.I. "New PERMASEP B-15 RO permeator treats difficult brackish waters". Dupont News, vol VII, 1982.
14. E.S.C. "DDS-RO system, waste treatment desalination technology, 1984.
15. FARIÑAS, Manuel "Desalación de aguas por ósmosis inversa". Ingeniería Química, Junio 1983.
16. Ibid. Julio 1983.
17. Ibid. Agosto 1983.
18. Ibid. Setiembre 1983.
19. FINNEGAN, D. "Industrial R.O. systems". Polymetrics Inc. 1984.
20. GJUMBIR, Marijana y Zarco, Olujić. "Effective ways to solve single nonlinear equations". Chem. Eng. july 1984.
21. GONZALO, M. "Sistema de desmineralización de agua por O.I.". Ingeniería Química, junio 1985.
22. GOODING, Charles ..... "Reverse ósmosis and ultrafiltration". Chem. Eng. jan. 1985.
23. HARAYA, Kenji ..... "Recent developments in functional polymer membranes for separation proceses". Chemical engineering and economy rev., vol. 13 may 1981.
24. HASHIMOTO, Shizuo .... "Trends in technical developments of sea-water desalination". Chemical economy and eng. review, march 1981.
25. HERRMAN, Cal. "Membrane processes". Saline water conversion research, 1982, Univ. California.
26. HOLYDAY, Allan ..... "Conserving and reusing water". Chemical engineering , april 1982.

27. JARRET, Ron ..... "Reverse osmosis". The bakers digest, feb. 1978.
28. J. G. C. "Reverse osmosis systems". J.G.C. corp. 1985.
29. KEMMER, Frank ..... "The NALCO water handbook". Ed. Mc Graw Hill, 1979.
30. KISHI, Masahiro ..... "Seawater desalination by reverse osmosis". Chemical economy and engineering review, vol. 13 , 1981.
31. KUNISADA, Y. "Present status of reverse osmosis in Japan". Water reuse promotion center, Japan 1978.
32. KURITA "R.O. systems of Kurita water industries limited". Kurita, 1983.
33. KUWAHARA, Hiroshi "Present status development of reverse osmosis process in Japan". Chemical economy and engineering review, jan. 1978.
34. LYNCH, Maurice "Membrane and ion exchange processes". Journal AWWA , nov. 1972.
35. Mc CUTCHAN "Scale control studies". Saline water conversion research, Univ. Los Angeles, 1978.
36. MILLER, E. "Lowering the cost of reverse osmosis desalting". Chemical engineering, nov. 1968.
37. MITCHELL, C. "Osmosis inversa para el tratamiento de efluentes industriales". DuPont, 1982.
38. MOGOLLON, E. "Corrosión por agua de mar". Seminario sobre problemas de corrosión en la industria,

- UNI, 1985.
39. MOBDIL, A. " 15 months of operations of the Salbukh plant, Saudi Arabia". 9<sup>a</sup> conferencia de National Water Supply Improvement Assoc. Washington, 1981.
  40. PARKINSON, Gerhard ... " Reverse osmosis trying for wider applications markets". Chemical engineering, may 1983.
  41. PATTISON, Donald "Membranes complete for separations markets". Chemical engineering , feb. 1983.
  42. RILEY, Robert "Manual práctico de ósmosis inversa". San Diego, Cal. 1985.
  43. SACKINGER, C. "Osmosis inversa vs. evaporación instantánea por etapas (MSF)". DuPont, 1982.
  44. SALASPINI, A. .... " Pumps for high-pressure osmosis inversa". folleto, 1984.
  45. SKLEIN, Gerhard ..... "Development and design of ion exchange processes for water treatment". S.W.C.R. Univ. California, 1982.
  46. SCHWEITZAR , Philip .. "Handbook of separations techniques for chemical engineering". Mc Graw Hill, 1977.
  47. SCHROEDER, Edward .... "Water and wastewater treatment". Mc Graw hill, 1977.
  48. SORIANO, Enrique ..... " Nuevas tendencias en las tecnologías de desalación". Ingeniería Química, feb. 1984.
  49. SOURIRAJAN, S. .... " Analysis of data in reverse osmosis with porous cellulose acetate membranes used".



AICHE Journal vol. 13, 1967.

50. SOURIRAJAN, S. y OHYA, M. "Some general equations for reverse osmosis processes design". AICHE Journal, nov. 1969.
51. SPENCER, G. "Program for cooling-water corrosion and scaling". Chemical Engineering, Set. 1983.
52. SPROESSER, William "Design, construction and operation of Siesta Key reverse osmosis plant". 3<sup>rd</sup> Conference of National Water Supply Improvement Association, Florida, 1975.
53. STRAUSS, Sheldon "Interest grows in reverse osmosis water treatment". POWER, Feb. 1981.
54. TANIGUCHI, Yoshio .... "Reverse osmosis application in water treatment processes". Chemical Engineering review, Vol. N<sup>o</sup>13, May 1981.
55. TIEN, Chi "The relaxation of concentration polarization in a reverse osmosis desalination systems". AICHE Journal, Vol. 12, N<sup>o</sup>4, 1966.
56. TREYBAL, Robert "Mass transfer operations". Mc Graw Hill, 1980.
57. U.O.P. "Reverse Osmosis". Fluid System Division U.O.P. inc., 1984.
58. VARIOS "Planta de Osmosis Inversa para las islas Florida keys". Dupont, 1982.
59. VILARET, Manuel "Diseño y operación de la planta de desalinización por ósmosis inversa de Cape-Coral". Florida, XVI Congreso de Ingenie-

60. WAGNER, Wayne      ría Sanitaria, Rep. Dominicana, 1983.  
"Select a seawater-desalting process".  
Chemical Engineering, Feb. 1983.
61. WINNAKER, Karl      "Tecnología Química". Barcelona, 1954.