

Ruben Ecuato
6/3103.



T
628.167
R586
C.3

*Escuela Superior Politécnica
del Litoral*

DEPARTAMENTO DE INGENIERIA MECANICA

**" Diseño de una Planta Desalinizadora
por Osmosis Inversa "**

TESIS DE GRADO

Previa a la obtención del Título de:

INGENIERO MECANICO

Presentada por:

Hernán Ríos Orellana

Guayaquil - Ecuador

1.983



AGRADECIMIENTO

Al ING. GEORGE ASPIAZU SANCHEZ
Director de Tesis, por su ayuda
y colaboración para la realiza-
ción de este trabajo.

A la EMPRESA MUNICIPAL DE AGUA
POTABLE DE SALINAS (EMAPSA), por
la colaboración técnica prestada
en la verificación de la Tesis.



DEDICATORIA

A MIS PADRES

A MIS HERMANOS Y

A TODA MI FAMILIA



BIBLIOTECA

.....
ING. GEORGE ASPIAZU SANCHEZ
Director de Tesis



DECLARACION EXPRESA

"La responsabilidad por los hechos, ideas y doctrinas expuestos en esta tesis, me corresponden exclusivamente; y, el patrimonio intelectual de la misma, a la ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL".

(Reglamento de Exámenes y Títulos Profesionales de la ESPOL).



.....

HERNAN RIOS ORELLANA



RESUMEN

El primer punto importante de la tesis es un estudio de la tecnología de la desalinización por ósmosis inversa, los principios termodinámicos de la transferencia de masa a través de membranas semipermeables.

Luego, se desarrolla la teoría para el diseño del desalinizador de ósmosis inversa, se ha incluido tablas, gráficos y datos técnicos de información y referencia para el diseño. Se utiliza un programa de microcomputador para los cálculos del diseño del banco de módulos con membranas en espiral, esto nos permite diseñar cualquier tipo de planta, desde una industrial a una de tipo doméstica y de acuerdo a los requerimientos.

Con los datos obtenidos del diseño del banco de módulos, se determina luego la cantidad, tamaño y otras características técnicas de los equipos complementarios de la planta desalinizadora.

La teoría expuesta en la tesis y los resultados obtenidos en el diseño de una planta que produce 1700 metros cúbicos de agua desalinizada por día, son verificados por comparación y análisis con los de la planta EMAPSA.

Por último se investiga, por medio de un cálculo económico, que fuente de energía es la que nos da un menor costo del metro cúbico de agua desalinizada en la planta diseñada, para luego comparar y analizar con los precios actuales.



INDICE GENERAL

RESUMEN	VI
INDICE GENERAL	VII
INDICE DE ABREVIATURAS	IX
INTRODUCCION.	11
CAPITULO I FACTIBILIDAD DEL PROYECTO	
1.1. Objetivos y justificación del proyecto.	12
1.2. Reconocimiento del problema.	13
1.3. Especificaciones a satisfacer.	18
CAPITULO II INGENIERIA DEL PROYECTO	
2.1. Principios de operación del desalinizador.	21
2.2. Osmosis inversa.	23
2.3. Cálculos de flujos.	40
2.3.1. Cálculo de flujo del solvente.	43
2.3.2. Cálculo de flujo del soluto.	50
2.4. Concentración de polarización.	55
2.4.1. Concentración de polarización en flujo laminar .	55
2.4.2. Concentración de polarización en flujo turbo - lento	64
2.5. Determinación teórica de la potencia mínima requerida para el proceso de ósmosis inversa.	68
2.6. Cálculo del área de membrana.	74
2.7. Determinación del número de módulos de ósmosis inversa..	75
CAPITULO III DISEÑO DE LOS EQUIPOS COMPLEMENTARIOS DE LA PLANTA	
3.1. Cálculo de las pérdidas de cabezal.	76
3.1.1. Cálculos de las pérdidas en tuberías.	78
3.1.2. Cálculos de las pérdidas en válvulas.	80
3.2. Cálculos de las potencias de las bombas de alta presión.	83

3.3. Sistema de pretratamiento.	89
3.4. Cálculos de los filtros de arena.	94
3.5. Sistema de postratamiento.	98
CAPITULO IV CONSIDERACIONES TECNICAS	
4.1. Ventajas y desventajas del proceso.	102
4.2. Otras aplicaciones de la ósmosis inversa.	108
4.3. Especificaciones de construcción.	111
CAPITULO V VERIFICACION DEL PROYECTO	
5.1. Obtención de datos de la Planta EMAPSA.	130
5.2. Obtención de los datos teóricos.	133
5.3. Comparación de los resultados.	139
CAPITULO VI CONSIDERACIONES ECONOMICAS	
6.1. Costo de importación de la planta de 1700 metros cúbicos de agua por día.	141
6.2. Costo de la planta con partes nacionales.	142
6.3. Costo de montaje.	144
6.4. Costo total de la producción de agua desalinizada.. . . .	145
6.5. Comparación de costos.	155
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	158
APENDICE A	
Concentración del agua de alimentación a la salida salida de la membrana.	163
APENDICE B	
Programa de computación para el diseño del banco desalinizador de ósmosis inversa.	167
BIBLIOGRAFIA	177

INDICE DE ABREVIATURAS

- A = Area de la membrana en un módulo.
- C1 = Concentración del soluto en el agua salobre de alimentación. [Kg ClNa/m³]
- C2 = Concentración de soluto a la salida del módulo.
- C3 = Concentración del soluto del agua desalinizada en un módulo.
- CA1 = Concentración del soluto en el agua salobre a la entrada a la membrana.
- CA2 = Concentración del soluto a la salida de las membranas.
- CP = Concentración de polarización.
- DH = Diámetro hidráulico del ducto de reposición.
- D1 = Densidad del agua salobre de alimentación al módulo.
- D3 = Densidad del agua desalinizada.
- F = Factor de fricción.
- H = Distancia entre membranas.
- k1 = Constante de permeabilidad. [g/s-cm²-Atm]
- K1 = Permeabilidad del agua en la membrana. [m³/s-Pa]
- L = Longitud del módulo.
- N = Total de módulos en el recipiente de presión.
- NB = Número de bancos de ósmosis inversa en la planta.
- P1 = Presión estática del agua salobre a la entrada al módulo.
- P2 = Presión estática del agua salobre a la salida del módulo.

- PO = Presión osmótica del agua salina.
- P3 = Presión estática del agua desalinizada.
- Pw = Permeabilidad específica del agua en la membrana de acetato de celulosa. [Kg-m/m²-s-Pa]
- QA1 = Caudal de alimentación a las membranas.
- QA2 = Caudal de salida de las membranas.
- Q3 = Caudal desalinizado en un módulo.
- QR = Caudal de reposición.
- QS1 = Caudal salobre de alimentación a los módulos.
- QS2 = Caudal salobre de salida de los módulos.
- R1 = Radio interior del ducto anular de reposición.
- R2 = Radio exterior del ducto anular de reposición.
- RE = Número Reynolds.
- RS = Eficiencia de rechazo de sal de la membrana. [%]
- S1 = Salinidad del agua salobre de alimentación. [PPM]
- S2 = Salinidad del agua salobre de rechazo. [PPM]
- SD1 = Salinidad del agua desalinizada.
- T = Espesor de la membrana de acetato de celulosa.
- To = Temperatura de agua de alimentación. [°C]
- U = Viscosidad del agua salina. [N-s/m²]
- W1 = Potencia requerida para desalinizar.
- W2 = Potencia consumida en un módulo.
- W = Longitud transversal de la membrana.

I N T R O D U C C I O N

La falta de recursos de agua potable en la costa ecuatoriana exige la puesta a punto del proceso de ósmosis inversa para desalinizar agua de mar, tomando en cuenta los factores técnicos como los de beneficio social, siendo éste el principal objetivo de la tesis.

El método de desalinización por ósmosis inversa permite la utilización de agua de mar y aguas residuales de gran salinidad, bien sea para la industria o para el consumo humano.

Para llegar al objetivo principal de la tesis se diseña una planta desalinizadora, con una producción de 1700 metros cúbicos de agua por día y que funciona en la costa ecuatoriana.

La hipótesis central que se demostrará en la tesis es que la planta desalinizadora por ósmosis inversa es factible su construcción con partes nacionales para reducir el costo de la inversión inicial y la posibilidad de utilizar la nueva fuente de energía hidroeléctrica en la planta diseñada.

Para demostrar la hipótesis se ha elaborado un método de diseño, cuyos resultados son comparados y analizados con los de una planta ya existente y con esto se comprueba la teoría expuesta en la tesis. Luego se hace una investigación económica para demostrar que la producción de agua con una planta diseñada con partes nacionales tiene ventajas con respecto a las que son completamente importadas.

CAPITULO I

FACTIBILIDAD DEL PROYECTO

1.1. OBJETIVOS Y JUSTIFICACION DEL PROYECTO

El objetivo principal de esta tesis es la de poner al servicio del país la tecnología de la producción de agua potable por el método de ósmosis inversa, para desalinizar agua de mar y aguas de gran salinidad, bien sea para la industria o para el consumo humano, para lo cual se diseña una planta que produce 1700 metros cúbicos de agua desalinizada por día.

La técnica de desalinización por ósmosis inversa se adapta a la salinidad del agua a tratar, de forma que, tanto los gastos de instalación como los de explotación son función de las sales disueltas.

Otro de los objetivos es utilizar la nueva fuente de energía que se pondrá al servicio del país dentro de poco tiempo, como es la energía hidroeléctrica y su sistema nacional interconectado, que en definitiva desplazará en gran porcentaje la actual utilización del petróleo, ya que éste tiende al aumento de su precio al irse agotando.

Luego, es necesario hacer uso de la fuente de energía hidroeléctrica para la producción de agua desalinizada, por lo tanto, en esta tesis es otro de los objetivos.

Cualitativamente se comprenderá que el costo de producción de agua potable por sistemas tradicionales, usando hidrocarburos como energía, hoy en día resulta comparativamente económico, a causa de los subsidios que da a éstos el estado, pero en un futuro cercano esta situación será insostenible, por lo que la producción de agua usando energía hidroeléctrica con su sistema nacional interconectado abaratará el costo de producción del agua en la costa ecuatoriana, razón por la que se justifica el proyecto.

1.2. RECONOCIMIENTO DEL PROBLEMA

En los actuales momentos, la crisis económica, la crisis petrolera, la inflación y el desempleo nos hacen olvidar que se aproxima una crisis de agua de gran envergadura, no sólo por los problemas que ya existen en las zonas desabastecidas, sino por que se ha demostrado que el futuro refleja una competencia entre los principales consumidores de agua, como son la industria pesada, la agricultura, la minería, etc, lo que cuasaría escasez en las zonas críticas y en las cuales en esta tesis se da solución.

Según la Organización Mundial de la Salud (OMS) estima que el consumo mundial crece al ritmo del 6 % anual mientras la disponibilidad es matemáticamente idéntica año tras año. De continuarse este ritmo, el agua tendrá su precio alto, desde luego.

Es entonces alarmante que la mitad de la población mundial carecen de acceso razonable a suministros de agua salubre y suficiente. Las consecuencias son escalofriantes, según la OMS unas 50 mil personas mueren diariamente en el Tercer Mundo por falta de agua limpia, el 80 % de todas las enfermedades del mundo tienen relación con el agua que se consume. La falta del líquido y el saneamiento deficiente provocan invalidez, enfermedades y muerte en la población.

Ante este problema la Asamblea General de la Organización de las Naciones Unidas (ONU), inauguró oficialmente el Decenio Internacional del Agua Potable y del Saneamiento Ambiental, que abarcará desde 1981 hasta 1990. El objetivo del decenio es el suministro de servicios adecuados de agua potable y saneamiento a todos los habitantes del mundo para 1990. Las metas y lógicamente el éxito de la década ha sido puesto en duda y la OMS ha limitado, sin embargo, las metas y ha hecho un llamamiento para que el aprovisionamiento de agua sea al máximo.

Para el ser humano, el agua es quizás su recurso más vital, es entonces preocupante darse cuenta que los pozos empiezan a contaminarse y hasta secarse. Además un 30 % de la población mundial no tiene pozos, es decir queda privado de agua.

Entre los grandes consumidores de agua, figura la industria, de modo que el proceso de industrialización tan característico del Ecuador, puede causar escasez de agua en algunas regiones. La industria energética y la minera son altamente intensivas en el uso del agua, por ejemplo las refinerías de petróleo, así como la minería misma. La industria de la celulosa, las papeleras y la industria química pesada también utilizan grandes caudales de agua. Finalmente, las industrias de alimentos y de bebidas de-

penden en forma vital del agua para su desarrollo.

La industria en general usa agua para enfriar, procesar, limpiar y para generar vapor vapor. No obstante, habrá que distinguir entre consumo de agua y uso. La industria normalmente utiliza la misma agua dos veces o más, y por lo tanto consume más agua de la que sustrae de los ríos, mar, lagos o del sistema de abastecimiento hídrico.

Luego la actual política en el problema del agua no es la de controlar la cantidad de agua que emplea tal o cual industria, sino más bien los usos a que la destina, como la paga y hasta que punto la devuelve contaminada al curso de las aguas superficiales.

El costo del agua varía del 0.1 % al 2.5 % del total del costo de la producción manufacturera, el agua por tanto no es un factor que incide críticamente en la economía de la industria, pero si, como es de esperar, el agua comienza a escasear y se vuelve realmente cara, se incrementará sensiblemente su peso en el costo industrial.

En la Tabla I se da el volumen de agua consumida en los proce-
sos industriales en términos medios.

Luego es lógico que se recicle el agua dentro de la industria, que se vuelva a utilizar dentro del mismo proceso, o que el e-fluente de un proceso pueda pasar a emplearse como agua de entrada al siguiente proceso, por lo tanto el reciclaje y reutiliza-
ción son importantes año a año en la industria.

TABLA I BASES DE EVALUACION DE LAS
NECESIDADES DE AGUA. *

USOS DOMESTICOS	m ³ / día-hab.
Excluido el riego de jardines y usos industriales.	0.125 a 0.250
Con riego de jardines (media de los meses punta).	0.300 a 0.600
Abastecimiento rural	0.125
Poblaciones de menos de 3000 ha- bitantes	0.200**
Poblaciones de 15000 a 60000 ha- bitantes	0.285
Poblaciones de más de 60000 ha- bitantes	0.345
Poblaciones de 3000 a 15000 ha- bitantes	0.235
AGRICULTURA	m ³ / t producto
Arroz	4000
Cereales	1000
Algodón.	10000
GANADERIA	m ³ / día-cabeza
Ganado mayor	0.06 a 0.08
Porquerizas	0.004 a 0.02
Ovejas	0.005

Continuación de la Tabla I

INDUSTRIA AGRICOLA

Conservas de frutas .	15 m ³ / t de fruta
Conservas de legumbres	6 m ³ / t de legumbre
Conservas de pescado .	20 m ³ / t de pescado
Conservas de carne . .	70 m ³ / t de conserva
Cervecería	20 a 30 m ³ / t de malta
Leche en polvo	7 a 17 m ³ / m ³ de leche
Leche de consumo . . .	7 a 11 m ³ / m ³ de leche
Elaboración de vino .	2 m ³ / m ³ de vino
Fábrica de levadura .	150 m ³ / t de levadura
Mataderos de ganado .	5 a 15 m ³ / t procesada
Mataderos de aves . .	10 a 20 m ³ / t de procesado

INDUSTRIAS NO AGRICOLAS m³ / t de producto fabricado.

Acero	6 a 300
Acero laminado	400
Refinería de petróleo.	0.1 a 40
Productos químicos. .	220 a 1000
Pasta de papel	300
Cartón de embalaje. .	40
Papel especial	500
Caucho sintético . . .	2000
Textil de algodón . . .	15 a 150
Textil de lana	165
Textil de rayón. . . .	400 a 1000
Aluminio	1300

* Ref. 2

** Valores promedio.

Se estima que la agricultura, en su sentido más amplio, usa el 75 % del agua consumida. En numerosos países, la agricultura y la industria compiten entre ellas en el uso del agua.

En nuestro país, el futuro refleja una competencia entre los principales consumidores de agua, lo cual causaría escasez en las regiones críticas y a las cuales en esta tesis se dan soluciones para abastecer y abaratar el costo del agua.

Actualmente en la provincia del Guayas se realiza una obra para llevar agua por medio de un ducto, desde Guayaquil a las poblaciones de Salinas, Santa Elena, Ballenita, Progreso y Playas. El costo de la obra es de 2000 millones de sucres y es financiado por el Banco Mundial y el Banco de Desarrollo del Ecuador, y las tarifas del agua sin incluir transporte se presentan en la Tabla II. Los precios de la Tabla II coinciden con los de EMAPSA y nos servirán para comparar el costo del agua en la planta diseñada en esta tesis con respecto a los costos de venta actuales, sin incluir transporte.

TABLA II TARIFAS DE AGUA EN LA COSTA
ECUATORIANA (Sin incluir transporte)

Consumo industrial	65 sucres / m ³
Consumo doméstico	60 sucres / m ³
Tanques de 55 gal. (0.21 m ³)	15 sucres.

1.3. ESPECIFICACIONES A SATISFACER.

El lugar en que se establecerá la planta desalinizadora deberá cumplir las siguientes condiciones que satisfacen las especificaciones de diseño.

- 1) Necesidad de abastecer de agua con una producción de 1700 metros cúbicos y con una salinidad menor de 500 P.P.M.
- 2) El lugar en que se instalará la planta debe estar cerca a la orilla del mar.
- 3) Si el lugar a establecer la planta está en territorio continental ecuatoriano, éste debe estar cerca a una red del sistema eléctrico.
- 4) Si la planta estará situada en regiones insulares, el abastecimiento de combustible y otros productos para el mantenimiento debe ser fácil y periódico.
- 5) La planta opera con agua de alimentación con una salinidad máxima de 36000 P.P.M. y una temperatura promedio de 25°C al año, por lo tanto es otra de las condiciones que debe tener el lugar a elegir.
- 6) El precio del metro cúbico producido en la planta debe ser menor al precio del agua transportada actualmente al lugar en que se establecerá ésta.

La producción de 1700 metros cúbicos de agua por día abastece a una población de aproximadamente 10000 habitantes, se investigo las poblaciones ecuatorianas que cumplen con las condiciones dadas y que pueden ser favorecidas con el presente trabajo. La Tabla III es el resultado de esta investigación.

Es importante señalar que las plantas de ósmosis inversa para desalinizar son apropiadas para abastecer de agua a las industrias establecidas en las regiones costaneras del Ecuador. Con éstas se soluciona algunos problemas que afectan económicamente a las industrias, así tenemos: El desabastecimiento del agua con las pérdidas de producción, el aumento del costo del agua por la competencia entre la industria y la población en el abastecimiento del agua, el incremento del costo del agua por el transporte dependiendo de la distancia a la cual se requiere el agua y la contaminación del agua en la conducción hacia la industria disminuyendo la calidad del agua que afecta a los equipos de las plantas industriales.

TABLA III POBLACIONES ECUATORIANAS DE LAS REGIONES COSTANERAS E INSULARES*		
PROVINCIA	MAYORES DE 10000 HABITANTES	MENORES DE 10000 HABITANTES
Esmeraldas	Esmeraldas	Balao Quinindé Súa Atacames Limonas Muísne San Lorenzo
Manabí	Manta Bahía de Caráquez	Puerto López Jaramijó Canoa Cayo Pedernales Cojimies
Guayas	Playas	Ancon Data Posorja Puna Manglaralto
El Oro	Puerto Bolívar	Costa Rica Puerto Hualtaco Bajoalto Puerto Jeli
Galapagos		Puerto Baquerizo M Puerto Villamil Puerto Ayora Bellavista
* Ref. INCE (Inst. Nacional de Estadística y Censos.)		

C A P I T U L O I I

I N G E N I E R I A D E L P R O Y E C T O

2.1. PRINCIPIOS DE OPERACION DEL DESALINIZADOR.

Primeramente se explicará deductivamente como opera el desalinizador, para lo cual nos basamos en la siguientes definiciones.

OSMOSIS: Es el transporte de masa de disolvente a través de una membrana semipermeable, desde una solución diluida hacia una de mayor concentración.

PRESION OSMOTICA: Es la presión requerida sobre el lado de la solución para prevenir la ósmosis.

OSMOSIS INVERSA: Es el transporte de masa del disolvente, a través de una membrana semipermeable, desde una solución concentrada hacia una de menor concentración.

PRESION DE OSMOSIS INVERSA: Es la presión requerida en el lado de la solución para producir la ósmosis inversa y que es mayor que la presión osmótica.

Para el agua de mar con 36000 PPM de cloruro de sodio, la presión osmótica es de aproximadamente 28 atmósferas, luego si se aplica al agua de mar, que está en contacto con una membrana semipermeable, una presión mayor que la presión osmótica correspondiente, es el agua pura o solvente la que atraviesa la membrana hacia el compartimiento de menor concentración salina o desalinizado. Este fenómeno es el que se utilizará como método de desalinización, ya que presenta interés por necesitar medios simples, tal como se aprecia en el esquema de principio de la Fig. 2.1.

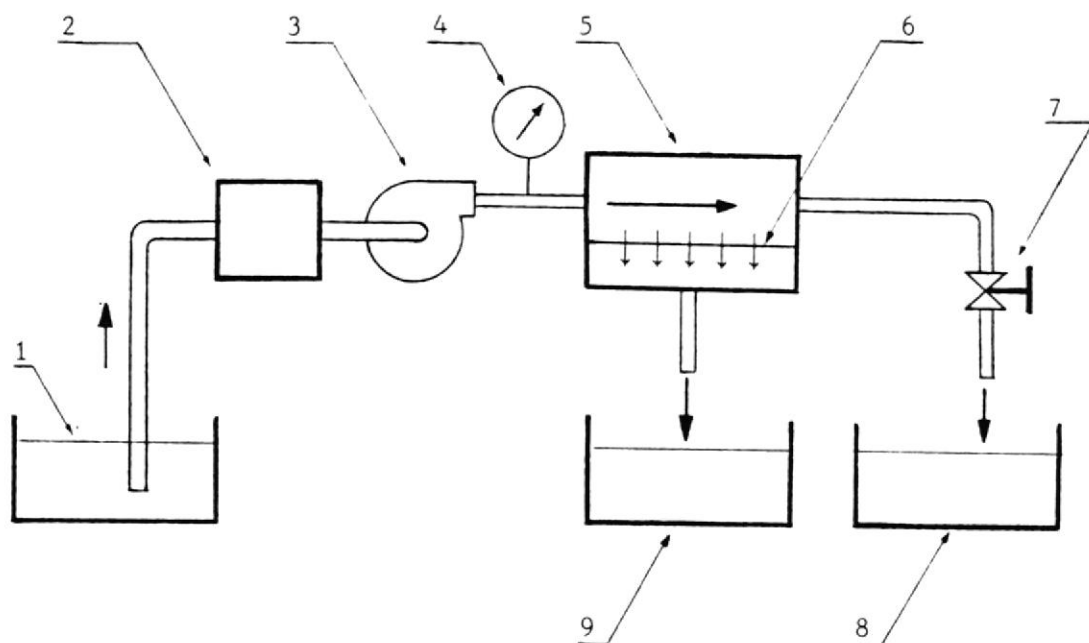


Fig. 2.1. Esquema de principio del desalinizador de ósmosis inversa.

- Donde:
- 1. Agua de alimentación.
 - 2. Pretratamiento.
 - 3. Bomba de alta presión.
 - 4. Manómetro.
 - 5. Recipiente de presión.
 - 6. Membrana.
 - 7. Válvula de regulación.
 - 8. Agua salobre de rechazo.
 - 9. Agua desalinizada.

2.2. OSMOSIS INVERSA

Termodinámica de la ósmosis

El flujo de masa de una región a otra es determinado por una propiedad llamada el potencial químico, así el agua fluye en la dirección en que el potencial químico decrece. El potencial químico está definido por la ecuación de Gibbs.

$$dU = TdS - pdV + \sum_i \mu_i dn_i \quad (2.1)$$

Donde U es la energía interna, T la temperatura, S la entropía, p la presión, V el volumen, μ_i el potencial químico y n_i es el número de moles del componente i.

Alternativamente, el potencial químico puede ser presentado por el diferencial de otras propiedades, en términos de la energía libre de Gibbs (G), la relación es

$$dG = - SdT + Vdp + \sum_i \mu_i dn_i \quad (2.2)$$

esto nos conduce inmediatamente a las relaciones:

$$\mu_i = \left(\frac{\partial G}{\partial n_i} \right)_{T,p,n_j} \quad (2.3)$$

$$V = \left(\frac{\partial G}{\partial p} \right)_{T,n} \quad (2.4)$$

Donde n_j representa todo n menos n_i . Diferenciando la ecuación 2.3 con respecto a n_i tenemos

$$\left(\frac{\partial^2 G}{\partial n_i \partial p} \right)_{T,n_j} = \left(\frac{\partial \mu_i}{\partial p} \right)_{T,n} = \left(\frac{\partial V}{\partial n_i} \right)_{T,p,n_j} = v_i \quad (2.5)$$

Donde: v_i = Es el volumen molar del componente i.

La actividad a_i del componente i está relacionado al potencial químico μ por la ecuación 2.6

$$\mu_i = \mu_i^* + R T \ln a_i \quad (2.6)$$

Donde: R = Constante de los gases.

μ_i^* = Potencial químico estandar de i a una presión dada, es dependiente de la temperatura solamente y no de la concentración.

El requerimiento termodinámico para el equilibrio en ósmosis es que el potencial químico de agua (μ_w) debe ser el mismo en ambos lados de la membrana.

Si en ambos lados de la membrana existe agua pura a la presión P_1 , las dos fases están en equilibrio y el potencial químico en ambos lados será μ_w^* , luego no existe transferencia de agua a través de la membrana.

Si a un lado de la membrana se reemplaza una solución acuosa y ambos lados están a la presión P_1 , el potencial químico del agua en solución es menor que la del agua pura, o sea:

$$\mu_w = \mu_w^* + R T \ln a_w \quad (2.7)$$

Donde μ_w es el potencial químico del agua a la presión P_1 .

El equilibrio puede ser restaurado por el incremento de la presión en el lado de la solución a P_2 , así el potencial químico del agua en solución es aumentado, este incremento del potencial químico del agua en solución es obtenido de la Ec. 2.5.

$$\int_{P_1}^{P_2} \left(\frac{\partial \mu_w}{\partial p} \right)_{T,n} dp = \int_{P_1}^{P_2} v_w dp$$

Luego este incremento a μ_w debe restaurar el potencial del agua en solución a la del agua pura μ_w^* , luego

$$\mu_w + \int_{P_1}^{P_2} v_w dp = \mu_w^*$$

usando la ecuación 2.7

$$\int_{P_1}^{P_2} v_w dp = \mu_w^* - \mu_w = -RT \ln a_w$$

asumiendo que v_w es constante tenemos

$$v_w (P_2 - P_1) = -RT \ln a_w$$

la diferencia de presiones ($P_2 - P_1$) es definida como presión osmótica de la solución, representada por P_0 , luego

$$v_w P_0 = -RT \ln a_w \quad \text{ó}$$

$$P_0 = - \frac{RT}{v_w} \ln a_w \quad (2.8)$$

Para calcular la actividad del agua a_w en solución es necesaria la presión de vapor del agua, así tenemos:

$$a_w = p_w / p_w^* \quad (2.9)$$

Donde: p_w = Presión parcial del vapor de agua en solución.

p_w^* = Presión de vapor del agua, que depende de la temperatura.

Para los cálculos efectuados en esta tesis, se utiliza datos experimentales de la presión osmótica del agua de mar, a diferentes concentraciones de cloruro de sodio y a varias temperaturas que son presentadas en la Tabla IV .

TABLA IV PRESION OSMOTICA DEL AGUA DE MAR *			
Moles de ClNa **	Presión osmótica PO, Atm.		
	25 °C	40 °C	60 °C
0.01	0.47	0.49	0.52
0.05	2.31	2.41	2.53
0.1	4.56	4.76	5.00
0.2	9.04	9.11	9.93
0.4	18.02	18.84	19.83
0.6	27.12	28.40	29.92
0.8	36.37	38.14	40.22
1.0	45.80	48.08	50.76
2.0	96.20	101.30	107.30
3.0	153.20	161.60	171.00
* Ref. 8 ** M (ClNa) = 58.45 g./mol.			

Termodinámica de la ósmosis inversa. (O.I.)

El método para describir el transporte de masa en O.I. esta basado en la termodinámica de los procesos irreversibles.(5)

Uno de los principios básicos de la termodinámica irreversible es que el flujo de un componente es determinado por las fuerzas termodinámicas que actúan sobre él y también por las fuerzas ejercidas hacia otros componentes. Así el flujo del componente i está descrito por:

$$F_i = L_{ii} X_i + \sum_j L_{ij} X_j \quad (2.10)$$

Donde: L = Coeficientes relativos al flujo.

X = Fuerzas termodinámicas causantes del flujo de los componentes.

Los coeficientes L_{ij} relativos al flujo tiene las siguientes características.

- a) $L_{ij} = L_{ji}$, nos indica que el acople entre las especies i y j es el mismo que cuando nos referimos al flujo de i relativo a la fuerza j o viceversa.
- b) $L_{ii} L_{jj} - L_{ij}^2 \geq 0$, esto nos indica que si L_{ii} por alguna razón es cero luego L_{ij} debe ser cero.

Utilizando el flujo del componente individual, tenemos que la propiedad de elección bajo condiciones isotérmicas es

$$X_i = - \text{grad } \mu_i + Y_i \quad (2.11)$$

Donde: Y_i = Fuerzas externas que pueden ser eléctricas o mecánicas.

En ósmosis inversa isotérmica, las fuerzas comúnmente aplicadas a causar el flujo son el gradiente de concentración y el gradiente de presión, ambos aparecen explícitamente en la parte del potencial químico de X_i cuando se expande así:

$$\text{grad } \mu_i = \left[\frac{\partial \mu_i}{\partial c_i} \right]_{p,T} \text{grad } c_i + v_i \text{grad } p \quad (2.12)$$

Donde: c_i = Concentración del componente i.
 v_i = Volumen molar del componente i.

En este caso Y_i es cero.

Nos interesa encontrar la diferencia de potencial químico entre la membrana, tanto para el agua (μ_w) como para el soluto (μ_s), luego para este sistema binario en que la O.I. se efectúa desde la cámara 1 a la 2 a través de la membrana. Luego integrando la Ec. 2.12 entre 1 y 2 ,

$$\int_1^2 d\mu_w = \int_1^2 \left[\frac{\partial \mu_w}{\partial c_w} \right]_{p,T} d c_w + \int_1^2 v_w d p$$

Así, para el caso de ósmosis tenemos: $\Delta \mu_w = 0$, por tanto;

$$\int_1^2 \left[\frac{\partial \mu_w}{\partial c_w} \right]_{p,T} d c_w = - v_w \Delta PO$$

pero para el caso de ósmosis inversa tenemos:

$$\Delta \mu_w = - v_w \Delta PO + v_w \Delta p \quad \therefore$$

$$\Delta \mu_w = v_w [\Delta p - \Delta PO] \quad (2.13)$$

Luego la diferencia de potencial químico para el soluto en la membrana es

$$\int_1^2 d\mu_s = \int_1^2 \left(\frac{\partial \mu_s}{\partial c_s} \right)_{p,T} dc_s + \int_1^2 v_s dp \quad (2.14)$$

Por tratarse de una solución diluida el coeficiente de actividad del soluto es proporcional a la concentración y usando la ecuación 2.14 tomando en cuenta que $\partial \mu_s / \partial c_s$ es positivo y la variación $\partial \mu_s$ es negativo, tenemos

$$\Delta \mu_s = RT \ln (C_{s1} / C_{s2}) + v_s \Delta p$$

pero se puede demostrar que

$$RT \ln (C_{s1} / C_{s2}) \gg v_s \Delta p, \text{ por tanto}$$

$$\Delta \mu_s = RT \ln (C_{s1} / C_{s2}) \quad (2.15)$$

Luego ésta es una buena aproximación, ya que en O.I. nos interesa relaciones de concentración de C_{s1} / C_{s2} de 5 a 100 y presiones menores de 100 Atm.

Modelo de membranas de difusión.

Se considera que los componentes se mueven a través de la membrana bajo la influencia del gradiente del potencial químico. La masa transportada de cada componente es determinada por el coeficiente de permeabilidad, el cual es una característica entre el flujo del componente y la membrana.

Para este estudio se tienen las siguientes asunciones.

- 1) El flujo de cada componente no es afectado por el de otros, es decir, no son en pareja o sea $L_{ij} = 0$ en la ecuación 2.10.
- 2) La Ley de Ficks es obedecida.

Luego de la ecuación 2.10 tenemos para el agua,

$$F_w = - L_w \left(\frac{d\mu_w}{dy} \right) \quad (2.16)$$

L_w es definido en términos que tienen mayor significado físico.

$$F_w = - C_{wm} m_{wm} \frac{d\mu_w}{dy} = - C_{wm} m_{wm} \frac{\Delta\mu_w}{\Delta y} \quad (2.17)$$

Donde: C_{wm} = Concentración del agua en la membrana.

Δy = Espesor de la membrana.

m_{wm} = Es la movilidad y que es definida como la velocidad por unidad de fuerza sobre un mol de partículas.

Reemplazando 2.13 en 2.17 tenemos,

$$F_w = - C_{wm} D_{wm} v_w (\Delta p - \Delta P_0) / \Delta y \quad (2.18)$$

La movilidad es identificada con la Ley de Ficks como la difusión D

$$D = m R T \quad (2.19)$$

Luego reemplazando en la ecuación 2.18 tenemos,

$$F_w = - \frac{C_{wm} D_{wm} v_w}{R T} \left(\frac{\Delta p - \Delta P_0}{\Delta y} \right) \quad (2.20)$$

Donde la permeabilidad específica de la membrana P_w es,

$$P_w = C_{wm} D_{wm} v_w / R T \quad (2.21)$$

La difusión del soluto a través de la membrana puede ser descrito según la ecuación 2.10, esto es

$$F_s = - m_{sm} C_{sm} \left[\left(\frac{\partial \mu_s}{\partial C_{sm}} \right)_{p,T} \frac{dC_{sm}}{dy} + v_s \frac{dp}{dy} \right] \quad (2.22)$$

Donde: m_{sm} = Movilidad del soluto en la membrana.
 C_{sm} = Concentración del soluto en la membrana.

El gradiente de presión no es importante en la difusión del soluto, por lo tanto $v_s dp / dy = 0$, y de la ecuación 2.15 diferenciando con respecto a C_{sm} tenemos,

$$\partial \mu_s / \partial C_{sm} = R T / C_{sm}$$

y la difusión en términos de la movilidad es $D_{sm} = m_{sm} R T$, donde

$$m_{sm} = D_{sm} / R T$$

Luego reemplazando en la ecuación 2.22 tenemos,

$$F_s = - \left[\frac{D_{sm}}{R T} \right] C_{sm} \left(\frac{R T}{C_{sm}} \frac{dC_{sm}}{dy} \right)$$

$$F_s = - D_{sm} \frac{\Delta C_{sm}}{\Delta y} \quad (2.23)$$

Pero la constante de distribución de la membrana k nos relaciona las concentraciones externas ΔC_s con las concentraciones del soluto de la membrana, luego $\Delta C_{sm} = k \Delta C_s$, por tanto:

$$F_s = - D_{sm} k \frac{\Delta C_s}{\Delta y} \quad (2.24)$$

Esta ecuación junto con la ecuación 2.20 son las que se correlacionan con los datos experimentales de las membranas comerciales, con las que se obtiene las constantes de permeabilidad de las membranas tanto para el agua como para el soluto.

Constante de Permeabilidad del Agua.

La permeabilidad es una propiedad de la membrana a dejar atravesar el agua, su magnitud está dada por la constante de permeabilidad la cual nos indica la cantidad de agua que atraviesa la membrana por unidad de tiempo, por unidad de área y por unidad de presión, de la Ec. 2.20 tenemos:

$$k_1 = \frac{F_w}{\Delta p - \Delta P_0} = \frac{C_{wm} D_{wm} v_w}{RT \Delta y} \quad (2.25)$$

Donde: k_1 = Constante de permeabilidad de la membrana para el flujo de agua, sus unidades son; $[g / s \cdot cm^2 \cdot atm]$.

Constante de Permeabilidad del Solute.

Se define como la cantidad de soluto que atraviesa la membrana por unidad de tiempo, por unidad de área y por unidad de gradiente de concentración, de la Ec. 2.24 tenemos:

$$k_2 = \frac{F_s}{C_s / \Delta y} = D_{sm} k \quad (2.26)$$

Donde: k_2 = Constante de permeabilidad de la membrana para el flujo del soluto, sus unidades son $[\text{cm}^2 / \text{s}]$.

F_s = Flujo de masa de soluto por unidad de área, sus unidades son $[\text{gr} / \text{s} - \text{cm}^2]$.

Luego:

$$F_w = k_1 (\Delta p - \Delta P_0) \quad (2.27)$$

$$F_s = k_2 C_s / \Delta y \quad (2.28)$$

Eficiencia de rechazo de sal.

Es el porcentaje de la concentración de soluto que la membrana no deja pasar o que rechaza, matemáticamente

$$RS = (C_{s1} - C_{s2}) / C_{s1} \quad (2.29)$$

Donde: RS = Eficiencia de rechazo de sal de la membrana.

C_{s1} = Concentración de soluto en el lado de la membrana de mayor concentración.

C_{s2} = Concentración de soluto en el lado de la membrana de menor concentración.

Factor de reducción de concentración (FRC).

Es la reducción de concentración de soluto que se produce en el proceso de ósmosis inversa. Luego

$$FRC = C_{s1} / C_{s2} = 1 / (1 - RS) \quad (2.30)$$

Durante los últimos años se ha sintetizado membranas muy finas a partir del acetato de celulosa, las cuales presentan combinaciones de propiedades como, permeabilidad, eficiencia de rechazo de sal, tiempo de duración, estos datos son presentados en las siguientes figuras y tablas, las mismas que son utilizadas en el diseño.

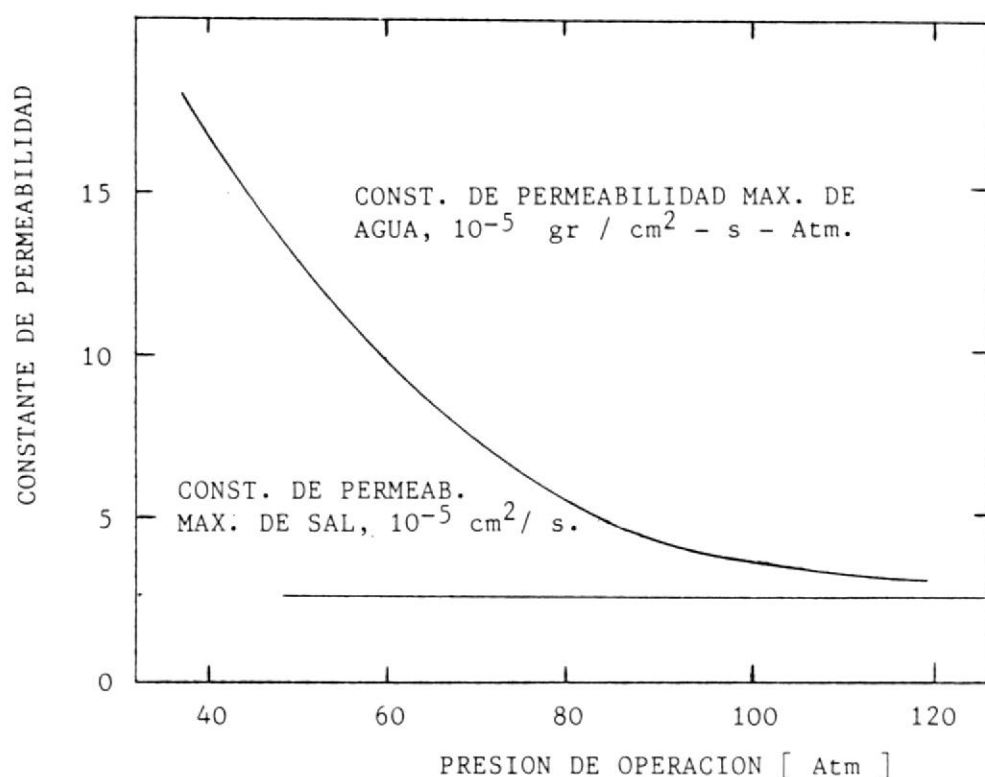


Fig. 2.2. Permeabilidades máximas del agua y de soluto calculadas según las ecuaciones 2.25 y 2.26, se considera una concentración de alimentación de 50000 PPM, y un FRC de 100. El flujo de desalinizado es constante a 2 m³ por día y por m². (5)

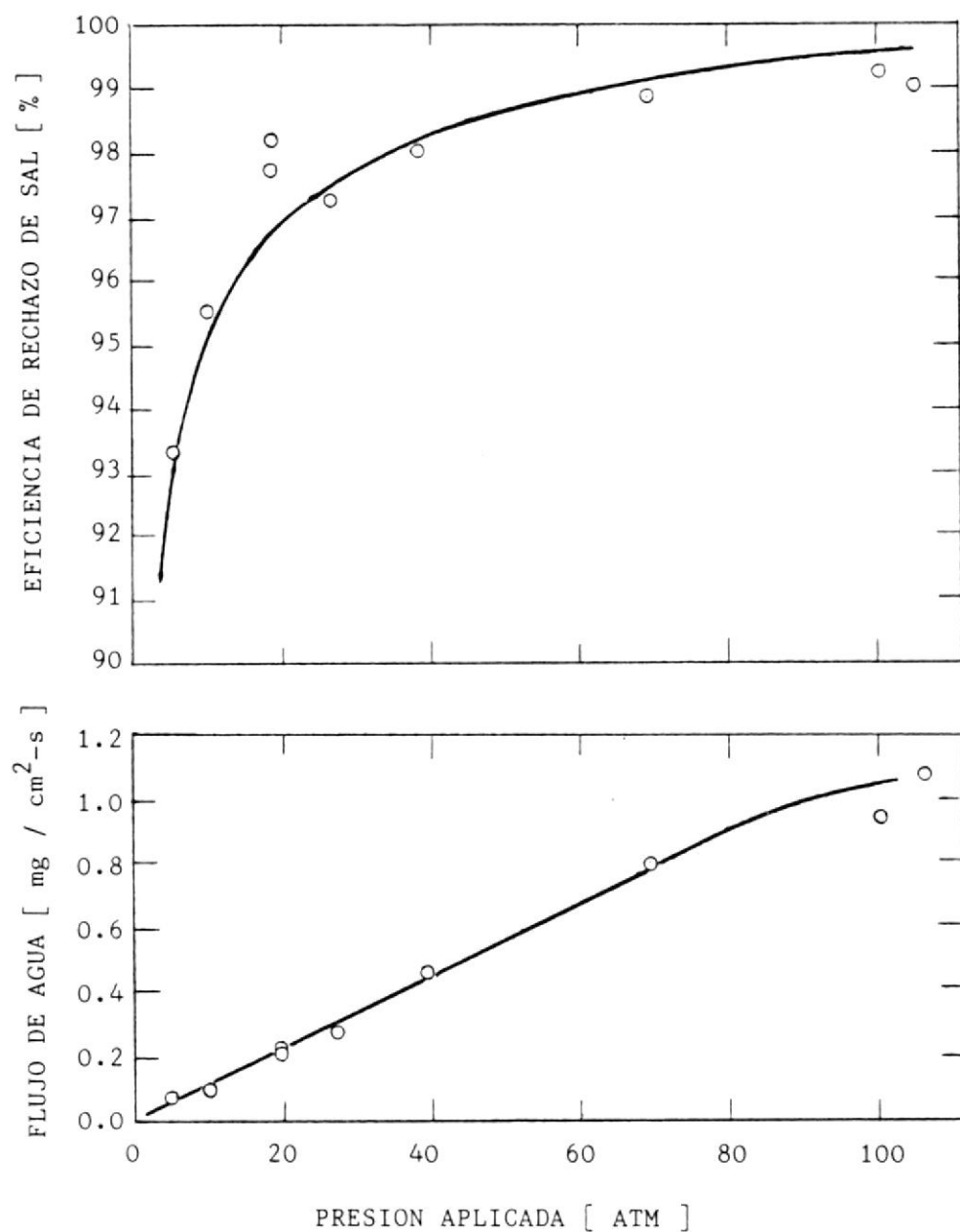


Fig. 2.3. Eficiencia de rechazo de sal y flujo de agua versus la presión aplicada en Atm. para membranas de acetato de celulosa con un espesor de 0.1 m.m. Ref. 4.

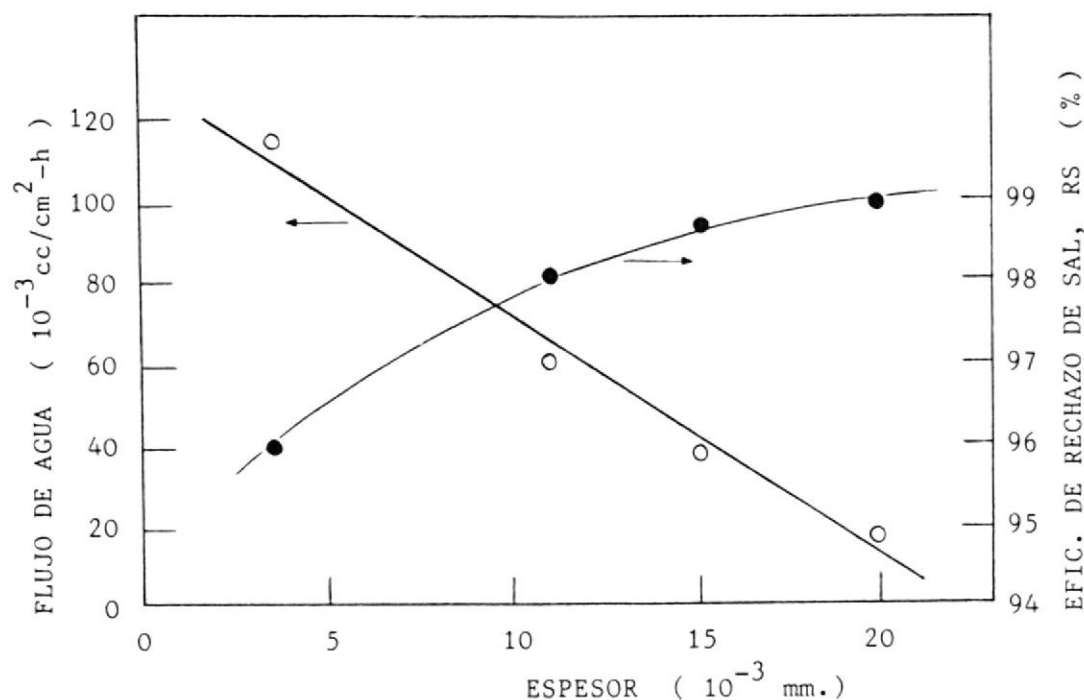


Fig. 2.4. Efecto del espesor de la membrana de acetato de celulosa en el flujo de agua y la eficiencia de rechazo de sal. La presión aplicada es 40.8 Atm, concentración del agua de alimentación 0.1 M NaCl. Datos de Reid y Breton, Ref. 5.

La Fig. 2.4. nos presenta resultados experimentales de Reid y Breton, se comprueba de que el flujo de agua en O.I. es inversamente proporcional al espesor de la membrana según la ley de difusión. Así mismo la eficiencia de rechazo de sal (RS) es directamente proporcional al espesor de la membrana de acetato de celulosa.

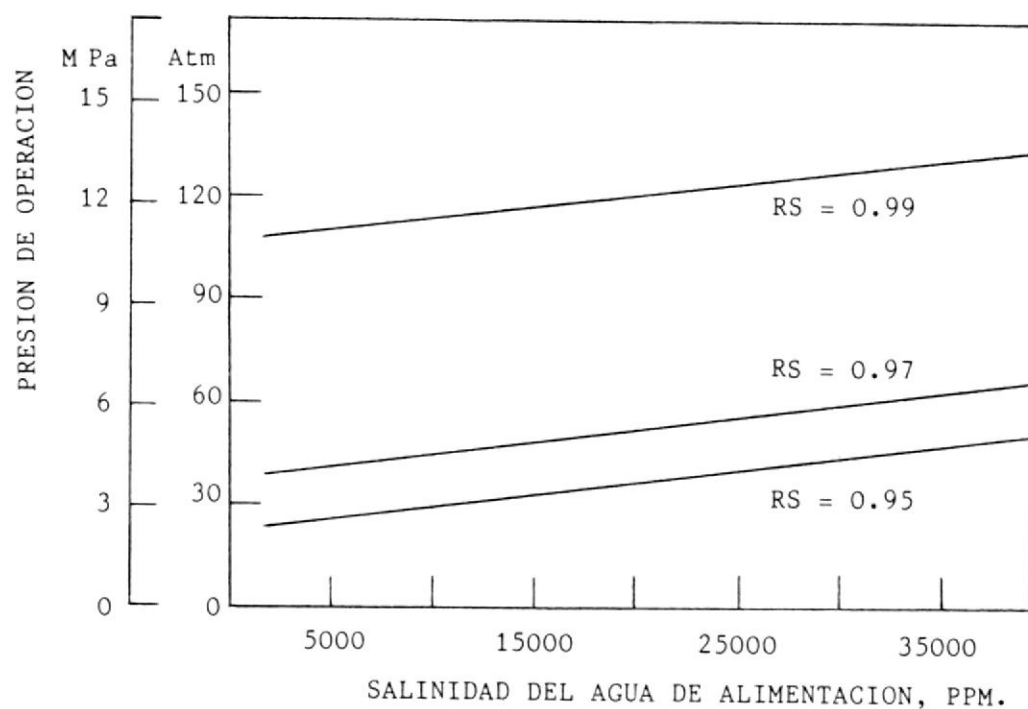


Fig. 2.5. Presión de operación recomendada para desalinizar por ósmosis inversa en función de la salinidad en PPM del agua de alimentación y de la eficiencia de rechazo de sal (RS) de la membrana. Ref. 8.

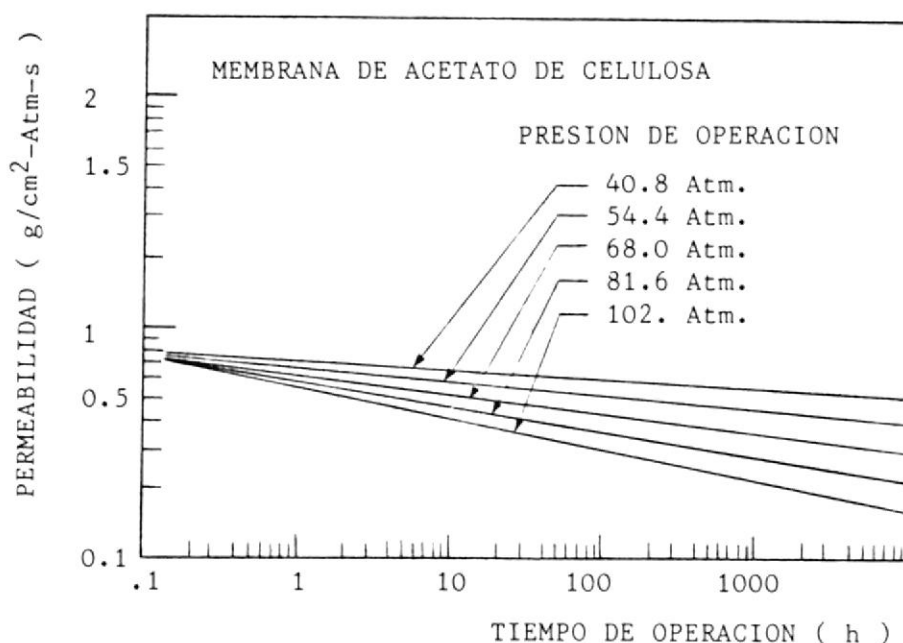


Fig. 2.5. Constante de permeabilidad de la membrana (k_1) versus el tiempo de operación en función de la presión de operación. Datos de U. Merten, Ref. 3.

La permeabilidad de la membrana varía con el tiempo de operación, luego la corrección debe hacerse debido al efecto llamado de compactación. El efecto de compactación de la membrana es definido como el constante cambio de la membrana, esto causa una estable reducción del flujo de agua desalinizada con respecto al tiempo de operación de la membrana. Los cambios en las membranas según algunos investigadores son debido a: Reducción del espesor de la membrana, acumulación de sólidos formados en la superficie de la membrana, por efecto de hidrólisis y cambio en la porosidad de la membrana. La Fig. 2.5. presenta los resultados de la investigación de U. Merten con respecto a la compactación de la membrana de acetato de celulosa para cinco presiones de operación.

TABLA V

DESARROLLO DEL MODULO DE MEMBRANA EN ESPIRAL Y PERFORMANCIA DEL SISTEMA.

Longitud del módulo [cm]	Area efectiva de membrana** [m ²]	Día. del módulo. [cm]	Producción de agua. [m ³ / Día]	Presión de trabajo. [Atm]	m ² de membrana por m ³ de recipiente de presión. ***	Constante de permeabilidad. [g / cm ² -Atm-s]
30.5	0.93	9.52	0.32	40.8	374	8.88×10^{-6}
91.5	2.62	7.00	1.21	40.8	560	1.31×10^{-5}
91.5	4.67	9.52	2.40	40.8	564	1.43×10^{-5}
91.5	9.35	14.50	4.55	40.8	492	1.38×10^{-5}
94.5	7.00	9.65	4.55	27.2	846	2.76×10^{-5}
94.5	28.00	19.81	18.20	27.2	846	2.76×10^{-5}

* Eficiencia de rechazo de sal es de 93 - 98 % , a 25°C.

** El espesor de la membrana es de 0.1 m.m.

*** Basado sobre 6.1 m. lineal de tubo SCHEDULE 40, para cada diámetro.

**** Datos tomados de la Ref. 3.

2.3. CALCULOS DE FLUJOS

En esta parte se enfocará el problema de como determinar el flujo de agua salobre de alimentación al sistema de ósmosis inversa para satisfacer las especificaciones de diseño, tanto en producción de agua desalinizada como en su calidad en la salinidad final.

En la figura 2.7 se aprecian los flujos en un módulo básico de O.I. cuyas características de construcción se conocen, así como las propiedades de las membranas que contiene.

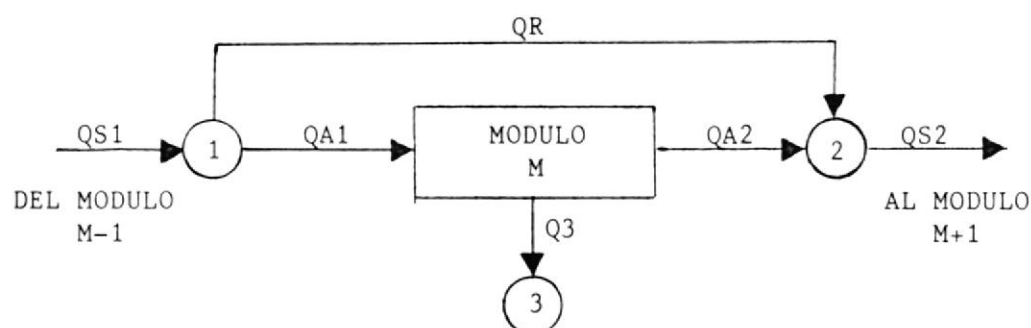


Fig. 2.7 Esquema con nomenclatura de los flujos en un módulo de OI que es utilizado en el cálculo de flujos.

Donde los términos utilizados son:

OI = Ósmosis inversa.

QS1 = Es el flujo de agua salobre que entra al sistema de OI. o de agua de mar, cuyas características de salinidad S_1 , densidad D_1 , concentración de ClNa C_1 y viscosidad U_1 son conocidas.

QA1 = Flujo de agua salobre que entra a las membranas y cuya masa de solvente es forzada a cruzar las membranas de OI, luego la concentración de ClNa aumenta a la salida hacia el punto 2.

- QA2 = Flujo de agua salobre que sale de las membranas con una alta salinidad y es preciso disminuirla con el flujo de reposición con el cual se mezcla en el punto 2.
- QR = Flujo de agua salobre de reposición cuya función es disminuir la concentración del agua salobre en el punto 2, con el fin de disminuir la presión osmótica del agua salobre que va al siguiente módulo.
- Q3 = Flujo de agua desalinizada, la cual tiene una pequeña parte de masa de cloruro de sodio, para agua potable debe ser menor que 500 PPM para satisfacer la condición de diseño al finalizar el proceso de desalinización.

La concentración de agua salobre de alimentación a lo largo del proceso aumentará y por lo tanto la presión osmótica también, por otro lado para que exista un flujo salobre sobre las membranas de los módulos es necesario que exista un gradiente de presión. Luego la condición limitante del proceso de desalinización es que la presión de trabajo $P(x)$ en cada punto del proceso debe ser mayor que la presión osmótica del agua de alimentación $PO(x)$, luego

$$P(x) > PO(x) + P_3 \quad (2.31)$$

Esta condición necesaria se debe cumplir para que exista permeación del solvente a través de la membrana, según la ecuación 2.27,

$$Q_3 = \frac{A P_w}{D_3 T} [P(x) - PO(x) - P_3] \quad (2.32)$$

En la Fig. 2.8 se visualiza gráficamente el proceso por todo el sistema de OI. en dirección en que fluye el agua de alimentación x , tenemos que $P(x)$ disminuye por las caídas de presión que tiene el flujo para vencer la fricción del sistema y $PO(x)$ aumenta por el aumento de la salinidad en el agua de alimentación, por lo que gráficamente tenemos:

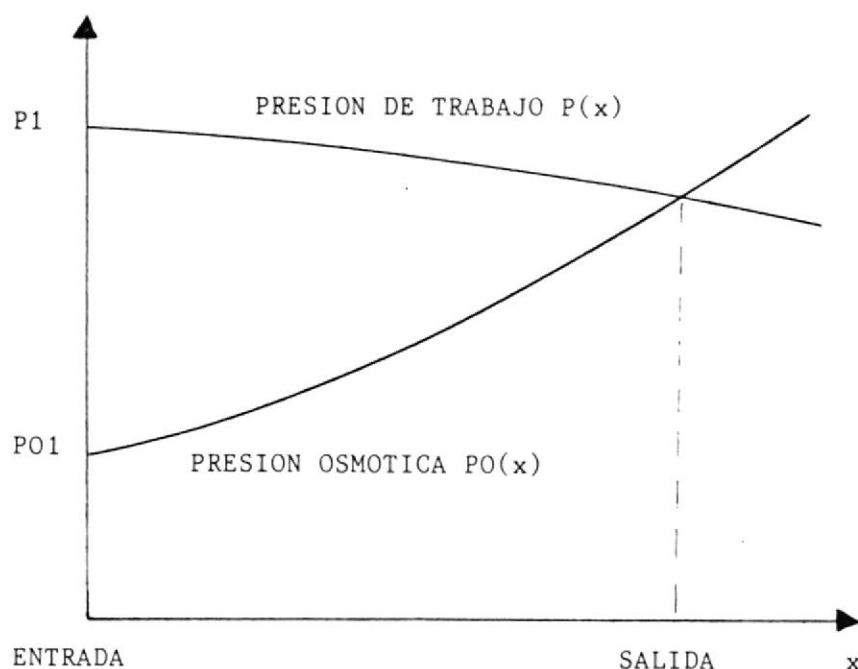


Fig. 2.8 Gráfico del comportamiento de la presión de trabajo $P(x)$, y la presión osmótica $PO(x)$ a lo largo del módulo M .

De la ecuación 2.32 simplificamos con:

$$K_1 = A P_w / D_3 T \quad (2.33)$$

Donde: K_1 = Permeabilidad del agua $[m^3 / s - Pa]$
 P_w = Permeabilidad específica $[kg-m / m^2 - s - Pa]$
 A = Area modular de membrana $[m^2]$
 D_3 = Densidad del agua.
 T = Espesor de la membrana.

Por lo tanto conociendo las dimensiones de los módulos y las características de transporte de sus membranas podemos calcular las caídas de presión y el aumento de la presión osmótica. La presión de operación de entrada al sistema de OI. es tomada de la Fig. 2. en que se toma en cuenta la salinidad versus la presión recomendada de operación. El caudal de alimentación al recipiente de presión es asumido iterativamente en el programa de cálculos hasta que su valor produzca condiciones óptimas de operación.

2.3.1. CALCULO DE FLUJO DEL SOLVENTE

Durante el proceso de producción de agua desalinizada Q_3 disminuirá, módulo por módulo, ya que la presión de trabajo $P(x)$ disminuye y la presión osmótica $PO(x)$ aumenta durante el proceso, por lo tanto concluimos que el caudal de agua desalinizada en cada módulo será menor, matemáticamente tenemos

$$Q_{3_1} > Q_{3_2} > Q_{3_3} \dots Q_{3_{M=N}}$$

el caudal desalinizado al finalizar el proceso será:

$$SQ_3 = \sum_{M=1}^N Q_{3_M} \quad (2.34)$$

Donde: SQ_3 = Sumatoria del flujo desalinizado en cada módulo en un recipiente de presión. $[m^3 / s]$

Q_{3_M} = Flujo desalinizado en el módulo M .

N = Número de módulo donde termina el proceso.

El caudal de agua desalinizada en un módulo cualquiera M está dado por:

$$Q_{3_M} = K_1 [P(x) - PO(x) - P_3] \quad (2.35)$$

donde la forma de variar de $P(x)$ y $PO(x)$ en el módulo es desconocida, asumimos que son el promedio de sus valores extremos, entre la entrada y la salida del módulo de OI, así el problema se reduce a encontrar la presión de trabajo y la presión osmótica a la salida del módulo, P_2 y PO_2 respectivamente. La Fig. 2.9 nos visualiza la presión promedio de trabajo $\bar{P}_M$ y la presión osmótica promedio $\bar{PO}_M$.

que cumpla con las condiciones limitantes del proceso de OI, las cuales son :

a) $P_2 > P_{O2}$

La presión de trabajo en el punto 2 (P_2) debe ser mayor que la presión osmótica en el mismo punto, (P_{O2}).

b) $P_2 > P_{OP}$

La presión de trabajo en el punto 2, (P_2), debe ser mayor que la presión osmótica de polarización*, en el punto 2.

c) $W_1 \geq W_2$

La potencia consumida entre la entrada y la salida de las membranas del módulo M, W_1 , debe ser mayor o igual a la potencia requerida para desalinizar**, W_2 .

d) $Q_{S1} > Q_R$

El flujo de agua salobre que entra al sistema, Q_{S1} , debe ser mayor que el flujo que pasa por el ducto de reposición, Q_R , ya que debe existir el flujo de alimentación a las membranas, Q_{A1} , para que se produzca el proceso de OI.

Estas condiciones que limitan el proceso son introducidas en el programa de computación para el cálculo del banco de módulos de ósmosis inversa, el cual está en el Apéndice C de la tesis.

* Este tema se trata en el punto 2.4. de la tesis.

** Este tema se trata en el punto 2.5. de la tesis.

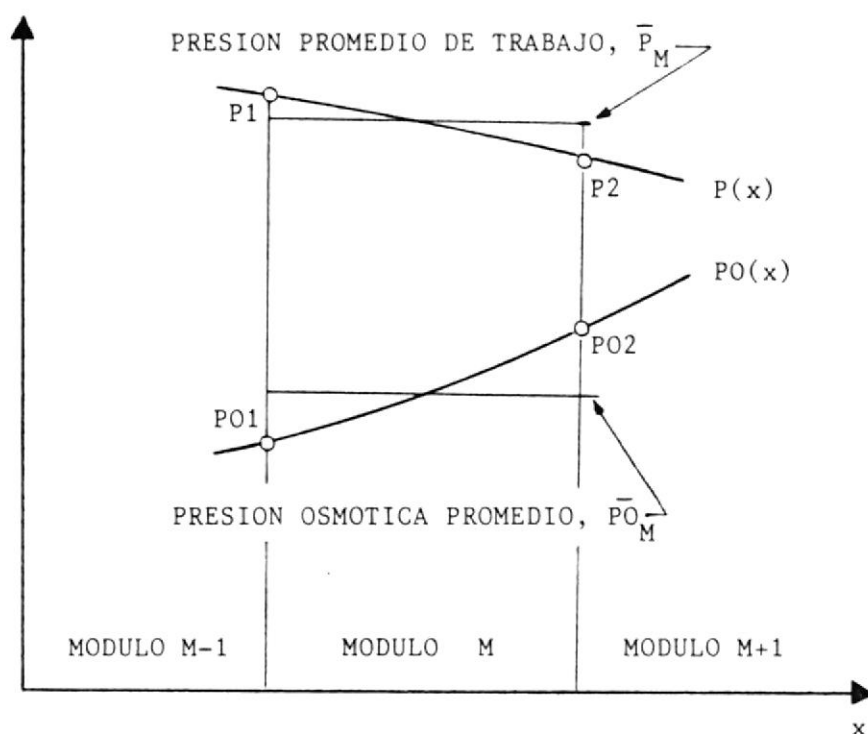


Fig. 2.9. Presión promedio de trabajo ($\bar{P}_M$) y presión osmótica promedio ($\bar{PO}_M$) a lo largo del módulo M.

La ecuación de OI. modificada por los conceptos de $\bar{P}_M$ y $\bar{PO}_M$ está dada por:

$$Q3 = K1 [\bar{P}_M - \bar{PO}_M - P3] \quad (2.36)$$

Cálculo de la presión promedio de trabajo.

La presión de trabajo tiene la función de movilizar el agua salobre por los módulos y también producir el proceso de desalinización, su disminución se debe a las pérdidas de presión por la fricción que opone el sistema y por el proceso de desalinización en sí mismo.

Nos interesa conocer la presión de trabajo en el punto 2 ($P2$)

Asunciones.

- 1) Asumimos que los flujos de reposición, QR, y el de alimentación a las membranas son en paralelo, por lo que P2 debe ser igual a la salida tanto del ducto de reposición como a la salida de las membranas.
- 2) El flujo entre membranas se asume como flujo entre placas planas.
- 3) El flujo entre membranas se asume como flujo en ducto anular con paredes lisas.
- 4) Las propiedades del fluido, como la viscosidad absoluta U1, la densidad D1, se asume que permanecen constantes en un sólo módulo. (En el programa de cálculos se encuentra la nueva viscosidad y densidad en función de la salinidad que entra al módulo M+1 .)

Nos interesa conocer los flujos de reposición QR y el de alimentación a las membranas QA1, al ir disminuyendo P2, hasta que se cumpla una de las condiciones que limitan al proceso.

Cálculos para el flujo de reposición.

Se investiga las ecuaciones de flujo en ducto anular, que se cumplan en los regímenes laminar y en el turbulento, en función de la presión de salida de los módulos, P2.

La caída de presión, P1 - P2, está dada por la ecuación de Darcy:

$$P1 - P2 = F \frac{L}{DH} \frac{VR^2}{2} D1 \quad (2.37)$$

Donde: F = Factor de fricción, el cual es determinado experimentalmente según el diagrama de la Fig.2.10.

L = Longitud del ducto anular.

VR = Velocidad media del flujo de reposición.

$D1$ = Densidad del agua salobre.

DH = Diámetro hidráulico del ducto anular.

El diámetro hidráulico del ducto anular está dado por:

$$DH = 2 (R2 - R1) \quad (2.38)$$

Donde: $R2$ = Radio exterior del ducto de reposición.

$R1$ = Radio interior del ducto de reposición.

Luego el caudal de reposición, QR , en el ducto anular es:

$$QR = \pi (R2^2 - R1^2) VR \quad (2.39)$$

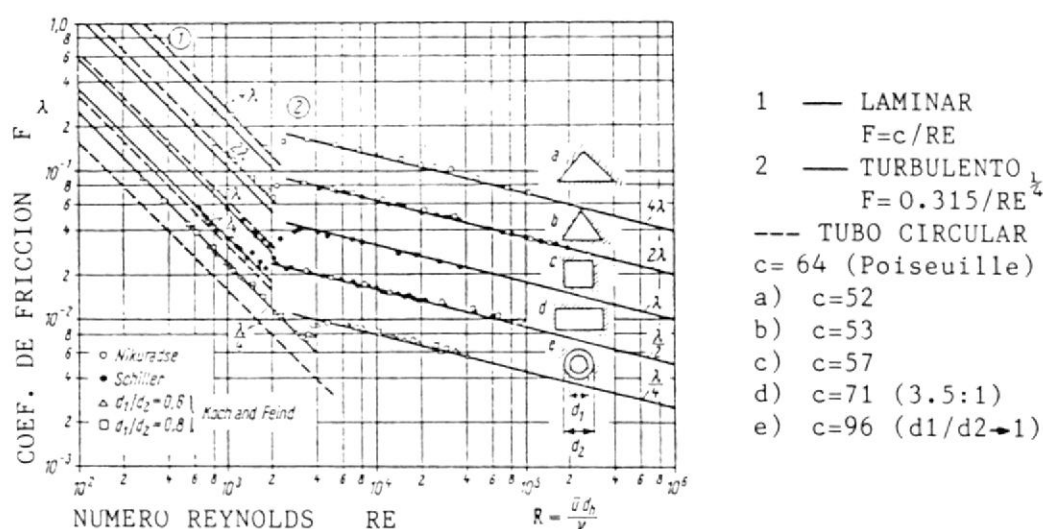


Fig. 2.10. Diagrama del factor de fricción, F , para ducto anular versus el número Reynolds RE , el cual está en términos del diámetro hidráulico DH , cuando $R1 \rightarrow R2$. (11)

Caso laminar: $RE < 2100$

El factor de fricción experimental es:

$$F = c / RE \quad (2.40)$$

Donde el número Reynolds RE está dado por:

$$RE = VR DH D1 / U1 \quad (2.41)$$

$$Si \ R1 / R2 \longrightarrow 1 \quad \therefore \quad c = 96 \quad (2.42)$$

Reemplazando las ecuaciones 2.42, 2.41, 2.40, 2.39 y 2.38 en la ecuación 2.37 y simplificando tenemos:

$$QR = \frac{\pi (R1 + R2) (R2 - R1)^3}{12 U1 L} (P1 - P2) \quad (2.43)$$

Esta ecuación se cumple para el caso laminar o sea $RE < 2100$.

Caso turbulento: $RE > 2100$.

El factor de fricción experimental, para ducto anular con paredes lisas en régimen turbulento, se aproxima a la siguiente ecuación:

$$F = 0.136 / RE^{\frac{1}{4}} \quad (2.44)$$

Reemplazando esta última ecuación con la Ec. 2.41 en la Ec.2.37 tenemos:

$$VR = \left[\frac{2 DH^{5/4} (P1 - P2)}{0.136 L D1^{3/4} U1^{1/4}} \right]^{4/7} \quad (2.45)$$

Donde el flujo de reposición está dado por la Ec. 2.39 ,

$$QR = \pi (R2^2 - R1^2) VR$$

Se conoce P1 y QS1, luego en el programa de computación se itera P2 hasta que se cumpla una de las condiciones que limitan el proceso, entonces se obtiene el caudal de alimentación a las membranas, QA1, con la siguiente ecuación:

$$QA1 = QS1 - QR \quad (2.46)$$

La presión promedio de trabajo en el módulo M es:

$$\bar{P}_M = (P1 - P2) / 2 \quad (2.47)$$

Luego nos queda por determinar la presión osmótica promedio del módulo M, $\bar{P}O_M$, para lo cual tenemos que determinar la concentración de salida de las membranas, CA2, y esto se lo consigue por medio del siguiente cálculo de flujo del soluto.

2.3.2. CALCULO DEL FLUJO DEL SOLUTO

En esta parte de la tesis se calculará la concentración del soluto a la salida de las membranas CA2, la cual es de importancia para conocer la presión osmótica en el punto 2 y luego calcular la presión osmótica promedio en el módulo M, $\bar{P}O_M$.

Balance de masa del soluto en el módulo M.

Asunciones:

- 1) El flujo de masa es estable.
- 2) El proceso es isotérmico.
- 3) El fluido es incompresible.

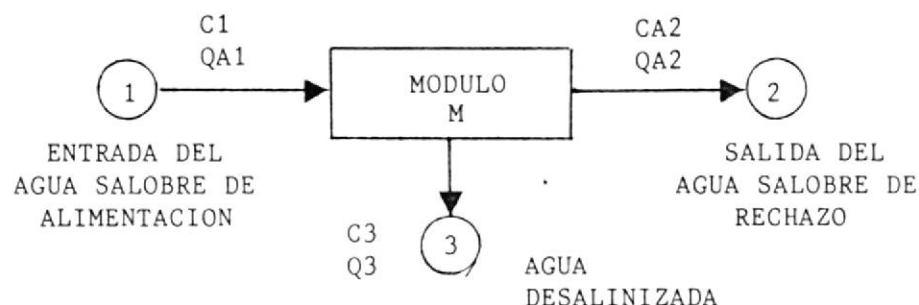


Fig. 2.11. Esquema del balance de masa en el módulo M.

Del balance de masa del soluto tenemos:

$$QA1 C1 = QA2 CA2 + Q3 C3 \quad (2.48)$$

Del balance de caudales tenemos:

$$QA1 = QA2 + Q3 \quad (2.49)$$

Aplicando la eficiencia de rechazo de sal de la membrana RS, tenemos:

$$C_3 = \frac{C_1 + CA_2}{2} (1 - RS) \quad (2.50)$$

El caudal de agua desalinizada Q3, está dado por la Ecu. 2.36 y la presión osmótica promedio del módulo M se define como:

$$\bar{P}_{O_M} = (P_{O1} + P_{O2}) / 2 \quad (2.51)$$

P02 es función de CA2, según la Ecu. 2.52, que representa matemáticamente a las curvas experimentales de la Tabla IV, así tenemos:

$$P_O = M C + B \quad (2.52)$$

Luego P02 es:

$$P_{O2} = M CA_2 + B \quad (2.53)$$

Donde: M = Pendiente de las curvas de presión osmótica de la Tabla IV.

B = Ordenada en el origen de la curva P0 vs. C de la Tabla IV.

Reemplazando 2.53 en la Ecu. 2.36 tenemos:

$$Q_3 = K_1 \left[\bar{P}_M - P_{O1}/2 - P_3 - \frac{1}{2} (M CA_2 - B) \right] \quad (2.54)$$

Tenemos un sistema de 4 ecuaciones: 2.48, 2.49, 2.50 y 2.54 con igual número de incógnitas, por lo tanto despejamos CA2, cuya solución al sistema está en el Apéndice A, la solución de CA2 es:

$$CA2 = \frac{-Y + \sqrt{Y^2 - 4XZ}}{2X} \quad (2.55)$$

Donde:

$$X = K1 M (RS+1) / 4$$

$$Y = QA1 - K1 M C1 (1-RS) / 4 - \frac{1}{2} K1 (1+RS) \left(\frac{P1+P2-PO1-B}{2} - P3 \right)$$

$$Z = -C1 QA1 + \frac{1}{2} C1 K1 (1-RS) \left(\frac{P1+P2-PO1-B}{2} - P3 \right)$$

Con este valor de CA2 y tabulando la Ec. 2.52 obtenemos la presión osmótica a la salida de las membranas PO2, luego la presión osmótica promedio del módulo M, según la Ec. 2.51

$$\bar{PO}_M = (PO1 + PO2) / 2$$

Hemos obtenido todas las variables para determinar el flujo de agua desalinizada con la Ec. 2.36.

Cálculo de la salinidad del agua desalinizada.

En cada módulo existe una parte desoluto que pasa a través de la membrana y su acumulación en el agua desalinizada total debe satisfacer la condición de salinidad de diseño (SD1). El balance de masa del soluto (ClNa) en el agua desalinizada por los N módulos en el recipiente de presión es:

$$CFD \sum_{M=1}^N Q3_M = \sum_{M=1}^N C3_M Q3_M \quad (2.56)$$

Despejando la concentración final del agua desalinizada (CFD) y recordando la Ec. 2.34 tenemos:

$$CFD = \frac{\sum_{M=1}^N C3_M Q3_M}{SQ3} \quad (2.57)$$

Donde: CFD = Concentración final del agua desalinizada en Kg ClNa/m³ de agua desalinizada.

C3_M = Concentración del soluto en el agua desalinizada en el módulo M, dada por la Ec. 2.50.

SQ3 = Sumatoria de los flujos desalinizados Q3_M en un recipiente de presión.

Este valor de CFD debe cumplir la condición de diseño SD1 para obtener una salinidad aceptable, esto es:

$$SD2 \leq SD1$$

Donde: SD1 = Salinidad requerida en el diseño.

SD2 = Salinidad obtenida en los cálculos, por medio de CFD

Determinación de la concentración de salida del agua salobre.

Al salir de las membranas el agua de alimentación (QA2), tiene una concentración de soluto mayor que la de entrada, por lo que tenemos que disminuirla con el flujo de reposición QR, el cual tiene una concentración C1, al mezclarse con el agua de salida de las membranas (QA2) con una concentración CA2, for-

ma el agua salobre de salida del sistema (QS2) con una concentración C2; la Fig. 2.12 presenta el esquema de flujos.

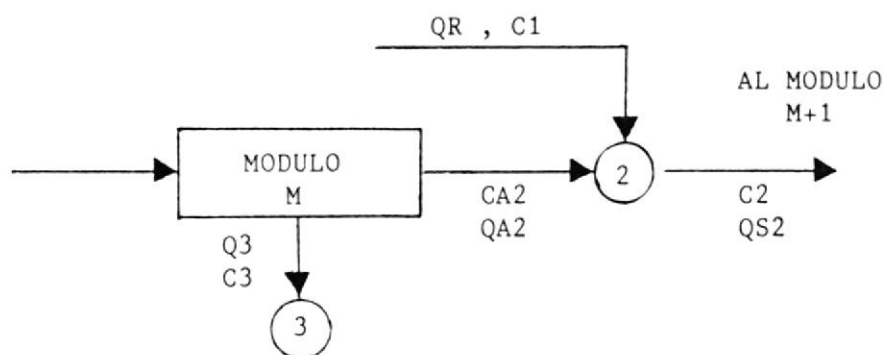


Fig. 2.12. Esquema de flujos en el punto 2.

Del balance de masa del soluto (ClNa) en el punto 2 tenemos:

$$C1 \text{ QR} + \text{QA2 CA2} = \text{QS2 C2}$$

Del balance de flujos tenemos:

$$\text{QR} + \text{QA2} = \text{QS2}$$

despejando C2 y reemplazando ésta última ecuación tenemos:

$$C2 = (C1 \text{ QR} + \text{QA2 CA2}) / (\text{QR} + \text{QA2}) \quad (2.58)$$

Luego, para el módulo M+1 todas las variables del agua salobre del punto 2 se cambian a las variables con subíndice 1, para el uso del programa de cálculos del banco de módulos del Apéndice B.

2.4. CONCENTRACION DE POLARIZACION.

Se define como la concentración que existe en la superficie de la membrana (CP) y es una de las causas para que disminuya el flujo de solvente en el proceso de ósmosis inversa.

La explicación de este factor que limita el proceso de O.I. es que cuando el agua es transferida a través de la membrana, el soluto deja en la superficie de la membrana una capa de concentración mayor que la del flujo de alimentación. Luego se produce un gradiente de concentración entre la membrana y el flujo de alimentación a la misma.

La capa de soluto construida cerca de la superficie de la membrana puede alcanzar un espesor constante como resultado de dos factores:

- 1) El transporte convectivo de soluto hacia la membrana por el movimiento volumétrico del agua.
- 2) La difusión hacia atrás del soluto, que se aucenta desde la superficie de la membrana, debido al gradiente de concentra-ción establecido cercano a la fase límite.

2.4.1. CONCENTRACION DE POLARIZACION EN FLUJO LAMINAR

El flujo salobre de alimentación de las membranas es asumido bidimensional y simétrico, esto nos implica que el flujo es laminar entre las membranas. Para este análisis se tiene las siguientes consideraciones:

- 1) Se considera un canal entre dos placas paralelas en que el ancho (W) es muy grande respecto al espacio entre las membranas (H), o sea $W \gg H$
- 2) El flujo salobre tiene un coeficiente de difusión (Ds) que es independiente de la concentración.
- 3) La alimentación de las membranas es con un flujo constante (QA1) y con una concentración C1.
- 4) Al aumentar la concentración de soluto en el flujo de a limentación debe desarrollarse un perfil de concentración.
- 5) La concentración de polarización (CP) en la superficie de la membrana debe incrementarse con el incremento de la distancia aguas abajo del canal.

Un balance de masa de soluto, sobre un elemento diferencial de volumen de control, produce la siguiente ecuación diferencial:

$$\frac{\partial}{\partial x} (u c) + \frac{\partial}{\partial y} (v c - Ds \frac{\partial c}{\partial y}) = 0 \quad (2.59)$$

Donde: u = Velocidad en sentido de las x.
 v = Velocidad en sentido de las y.
 Ds = Coeficiente de difusión del soluto [m² / s.]
 c = Concentración del soluto. [Kg ClNa / m³ de a gua salobre de alimentación.]

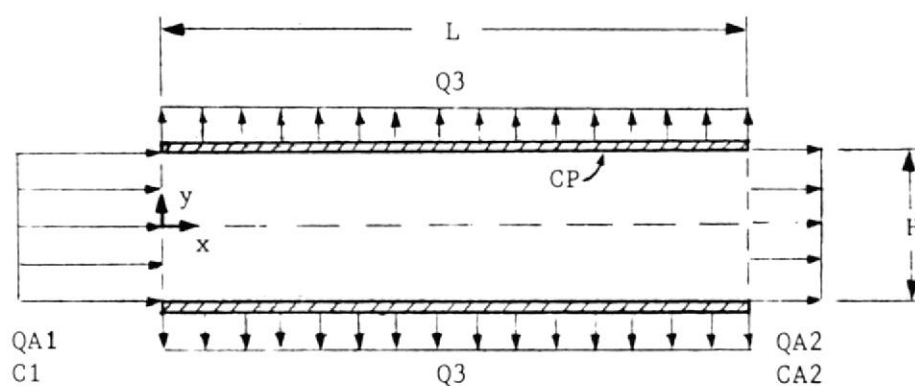


Fig. 2.13. Esquema del flujo entre membranas (Placas paralelas)

La difusión y convección de soluto en la dirección de las \$y\$ son incluidas, la difusión en la dirección de las \$x\$ es asumida despreciable. Las condiciones de borde para este sistema son:

$$\text{En } x = 0 \quad ; \quad y = y \quad \therefore \quad c = CA_1 \quad (2.60)$$

$$\text{En } x = x \quad ; \quad y = 0 \quad \therefore \quad \partial c / \partial y = 0 \quad (2.61)$$

$$\text{En } y = H/2 \quad ; \quad y > 0 \quad \therefore \quad v c - D_s \partial c / \partial y = F_s \quad (2.62)$$

Donde la Ec. 2.61 expresa el hecho de la permeación del soluto (\$F_s\$) a través de la membrana. Introduciendo el concepto de eficiencia de rechazo de sal de la membrana tenemos:

$$R_S = 1 - F_s / v c \quad \text{en} \quad y = H / 2 \quad (2.63)$$

Luego combinando las Ec. 2.62 y 2.63 tenemos en \$y = H/2\$ y cuando \$x > 0\$,

$$D_s \partial c / \partial y = R_S v c \quad (2.64)$$

Para resolver la Ec. 2.59, el campo de velocidades debe ser especificado. Se ha obtenido una solución para el campo de velocidades (5), así tenemos:

$$u = (3/2) \bar{u} (1 - 4y^2/H^2) [1 - (NF/420)(2 - 28y^2/H^2 - 112y^4/H^4)]$$

$$v = v' [(y/H)(3 - 4y^2/H^2) - (NF y/140H)(2 - 12y^2/H^2 + 64y^6/H^6)]$$

Donde: v' = Velocidad en dirección de las y , es esencial -
mente igual al caudal volumétrico permeado Q_3
por unidad de superficie de membrana (A).

NF = Número Reynolds de permeación, basado en la al
tura media del canal ($H/2$), así tenemos:

$$NF = H v' D_1 / 2 U_1 = H Q_3 D_1 / 2 U_1 A$$

Para efecto de ósmosis inversa, NF puede ser despreciado, por la razón de que las velocidades de permeación son pequeñas, de esta forma simplificamos y el campo de velocidades es:

$$u = (3/2) \bar{u} (1 - 4y^2/H^2) \quad (2.65)$$

$$v = (Q_3 y / A H) (3 - 4y^2/H^2) \quad (2.66)$$

Estas ecuaciones son aplicadas en el presente análisis para el caso de permeación constante, independiente de la posición longitudinal. Usamos las Ec. 2.59, 2.60, 2.61, 2.62, 2.65 y 2.66 en forma adimensional.

$$\frac{\partial}{\partial X} (U C) + \frac{\partial}{\partial Y} (V C - a \frac{\partial C}{\partial Y}) = 0 \quad (2.67)$$

Las ecuaciones de borde son:

$$X = 0 ; \quad Y = Y \quad \therefore \quad C = 1$$

$$Y = 0 ; \quad X = X \quad \therefore \quad \partial C / \partial X = 0$$

$$Y = 1 ; \quad X > 0 \quad \therefore \quad a(\partial C / \partial Y) = RS \vee C \quad (2.68)$$

El campo de velocidades está dado por:

$$U = (3/2) (1 - b) (1 - Y^2)$$

$$V = V' (Y / 2) (3 - Y^2) \quad (2.69)$$

Las cantidades adimensionales son definidas como sigue:

$$U = u / \bar{u} ; \quad V = v / v' ; \quad X = (v' / \bar{u}) (2x / H)$$

$$Y = 2y / H ; \quad C = c / C1 ; \quad a = 2Ds / v' H$$

Donde:

$$\bar{u} = QA1 / W H ; \quad v' = Q3 / A ; \quad b = Q3 / QA1 \quad (2.70)$$

Donde: b = Fracción del agua de alimentación que es removida a través de las membranas hasta un punto x determinado.

V' = Relación entre la permeación en un lugar x con respecto a la permeación al iniciar el proceso.

La relación entre V' y b está dado por la siguiente ecuación de balance de masa,

$$b = \int_0^X V' dX \quad (2.71)$$

Solución para el caso de velocidad de permeación constante.

En este caso: $V' = 1$ y $b = X$; con esta simplificación tenemos que $RS = 1$, el resultado de la concentración de polarización en la superficie de la membrana (CP) es determinada en función de la fracción de agua removida (b) y del coeficiente de difusión normalizado del soluto (a).

La solución a la ecuación diferencial 2.67 es resuelto por el método de diferencias finitas para una gran cantidad de valores de a y cuyos resultados son presentados en las figuras 2.14, 1.15, 2.16, 2.17 (5).

RELACION DE POLARIZACION: Se define como el porcentaje de aumento de la concentración del soluto, en la superficie de la membrana, con respecto a la concentración del flujo de alimentación a las membranas (c) en un punto determinado, matemáticamente:

$$r = (CP - c) / c \quad (2.72)$$

Donde: r = Relacion de polarización (Por 100 para %).

CP = Concentración de polarización [$Kg\ ClNa/m^3$ de agua de mar].

c = Concentración del flujo en un punto determinado.

La solución para puntos cercanos a la entrada del canal de las membranas es:

$$r = \frac{b}{3 a^2} + 5 \left[1 - \exp \left[- (b / 9 a^2)^{\frac{1}{2}} \right] \right] ;$$

para cuando: $b / 3 a^2 > 0.02$ (2.74)

$$r = 1.536 (b / 3 a^2)^{1/3} ; \quad b / 3 a^2 \leq 0.02 \quad (2.75)$$

También se obtiene una solución aproximada para la relación de polarización en puntos lejanos, aguas abajo, en las membranas:

$$r = 1 / 3 a^2 ; \quad 0.4 > a > 0.067 \quad (2.76)$$

Despejando CP de la Ec. 2.73 y reemplazando la solución de la relación de polarización para puntos lejanos de la entrada a las membranas en flujo laminar, cuando $c = CA^2$ tenemos:

$$CP = CA^2 \left[1 + (1/3 a^2) \right]$$

De las ecuaciones 2.70 tenemos:

$$a = 2 D_s A / H Q^3 \quad (2.77)$$

por lo tanto, reemplazando la Ec. 2.77 y simplificando tenemos:

$$CP = CA^2 \left[1 + (1/12) (Q^3 H / A D_s)^2 \right] \quad (2.78)$$

Con este valor de concentración de polarización calculamos la presión osmótica de polarización (POP) y comparamos con P2 para determinar si el proceso debe o no continuar, si POP es mayor que P2 el proceso termina.

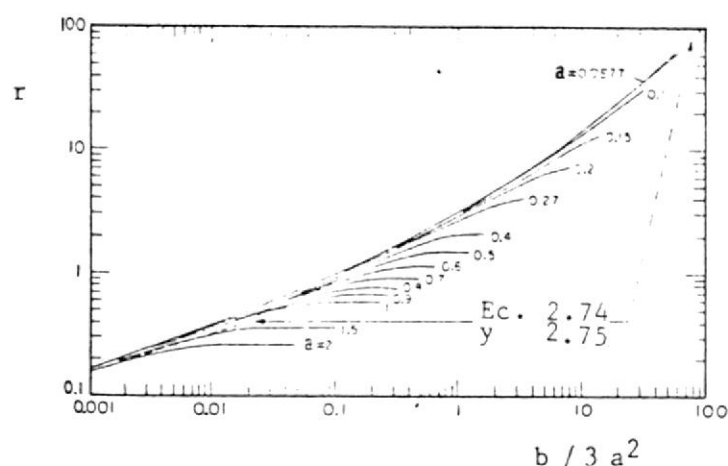


Fig. 2.14. Gráfico de la relación de polarización (r) Vs. $b/3a^2$, cuando $RS=1$. Solución para flujo de permeación constante en membranas de placas paralelas.

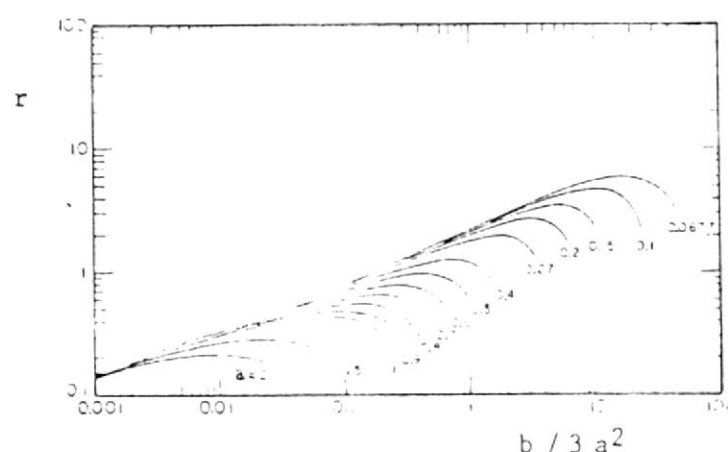


Fig. 2.15. Gráfico de la relación de polarización (r) Vs. $b/3a^2$, cuando $RS=0.9$. Solución para flujo laminar en membranas de placas paralelas.

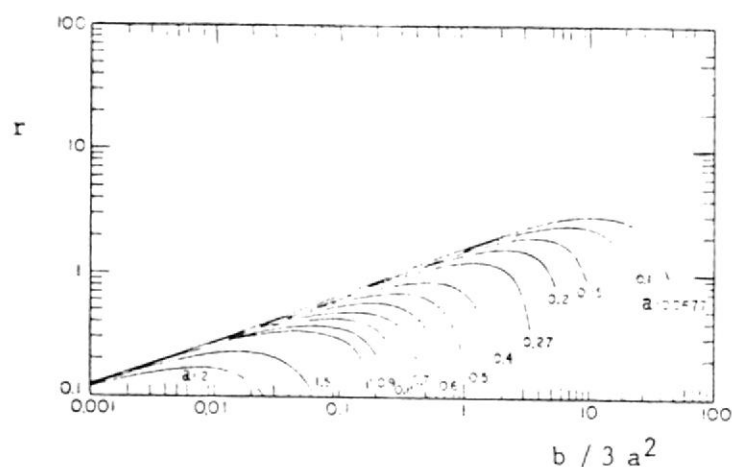


Fig. 2.16. Gráfico de la relación de polarización (r) Vs. $b/3a^2$, cuando $RS= 0.8$. Solución para flujo laminar en membranas de placas paralelas.

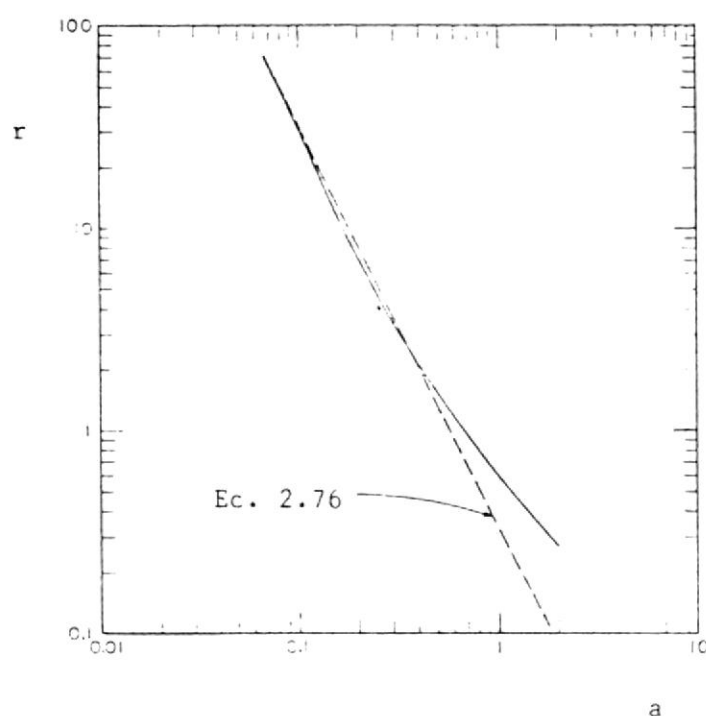


Fig. 2.17. Gráfico de la relación de polarización (r) vs. a . Solución aproximada para puntos lejanos de la entrada a las membranas de placas paralelas, en flujo laminar.

2.4.2. CONCENTRACION DE POLARIZACION EN FLUJO TURBULENTO.

Asunciones:

1) La capa límite en flujo turbulento es idealizada como una película de líquido, en que el transporte de masa toma lugar por difusión molecular en dirección y .

2) El flujo salobre de alimentación es asumido que debe ser turbulento y que el gradiente de concentración, en la dirección x , debe ser cero. ($dc/dx = 0$)

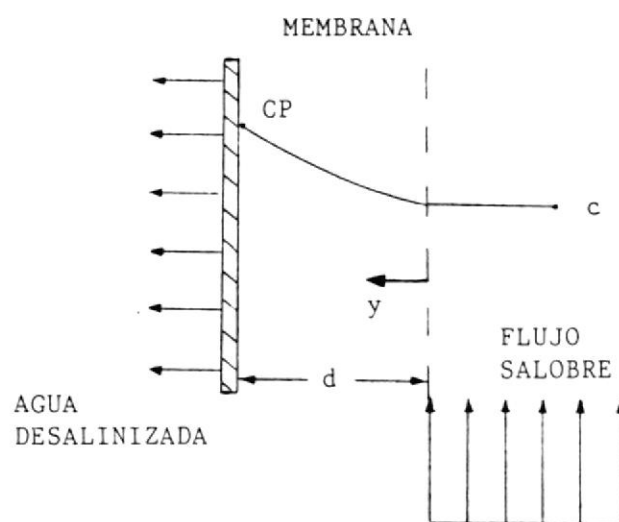


Fig. 2.18. Modelo teórico para flujo turbulento.

Con estas asunciones la ecuación diferencial que describe el transporte de soluto hacia la membrana es:

$$F_s = - D_s \frac{dc}{dy} + v c \quad (2.79)$$

Usando la eficiencia de rechazo de sal de la membrana (RS), tenemos:

$$F_s = (1 - RS) v' C_P \quad \text{donde:} \quad v' = Q_3 / A$$

La velocidad transversal (v') es esencialmente constante e igual a la velocidad de permeación (v'), combinando las dos últimas ecuaciones tenemos:

$$- D_s \frac{dc}{dy} + v' c = (1 - RS) v' C_P$$

luego, integrando esta ecuación diferencial entre los siguientes límites,

$$\begin{array}{ll} \text{cuando} & y = 0 \quad ; \quad c = c \quad \therefore \\ \text{cuando} & y = d \quad ; \quad c = C_P \quad . \end{array}$$

por lo tanto tenemos:

$$C_P = c \frac{\exp(v' d / D_s)}{RS + (1 - RS) \exp(v' d / D_s)}$$

Donde: C_P = Concentración de polarización en la superficie de la membrana.

d = Espesor de la película, o de la capa límite.

c = Concentración del soluto en un punto determinado del flujo.

Es acostumbrado, en el análisis de capa límite, eliminar el espesor de la capa límite (d) de la respuesta para introducir

cir el coeficiente de transferencia de masa, entre la membrana y el flujo salobre de alimentación, que debe existir para el mismo sistema y el mismo número Reynolds pero en ausencia de la velocidad v a través de la capa límite. El coeficiente de transferencia de masa (K^0) es el que modifica los términos del modelo teórico.

$$K^0 = D_s / d$$

también es conveniente expresar K^0 en función del factor Chilton - Coulburn (J), que se define como

$$J = (K^0 / \bar{u}) N_{sc}^{2/3} \quad (2.80)$$

Donde: $N_{sc} = U_1 / D_s D_1$; Es el número Schmidt y que caracteriza la transferencia de masa.

$\bar{u}$ = Velocidad del flujo de alimentación.

U_1 = Viscosidad del flujo de alimentación.

D_1 = Densidad del flujo salobre de alimentación.

Reemplazando en la ecuación de la concentración de polarización tenemos:

$$CP = c \frac{\exp [(v' / J \bar{u}) N_{sc}^{2/3}]}{RS + (1 - RS) \exp [(v' / J \bar{u}) N_{sc}^{2/3}]}$$

De los datos experimentales muestra que $J = f / 2$ dentro de la precisión de datos. Luego el factor de Chilton - Coulburn relativo al número Reynolds es:

$$J = f / 2 = 0.023 Re^{-0.17} \quad (2.81)$$

Donde: f = Factor de fricción.

$Re = D1 \bar{u} H / U1$, es el número Reynolds para flujo entre placas.

La ecuación de la concentración de polarización se simplifica si tomamos para $RS = 1$, luego para flujo turbulento y tabulando en puntos lejanos de la entrada a las membranas del módulo, o sea cuando $c = CA2$, tenemos:

$$CP = CA2 \exp \left[\left(v' / J \bar{u} \right) Nsc^{2/3} \right] \quad (2.82)$$

Para efecto del cálculo se toma el promedio del coeficiente de difusión de sal y el número Re debe ser mayor de 1400 para flujo turbulento entre las membranas.

2.5. DETERMINACION TEORICA DE LA POTENCIA MINIMA REQUERIDA PARA EL PROCESO DE OSMOSIS INVERSA.

En esta parte se optimiza el sistema al determinar el máximo de desalinizado con la mínima potencia posible, para lo cual trataremos los siguientes temas.

Potencia mínima para desalinizar.

Consideramos un sistema, como el de la Fig. 2.17, en el que existen dos compartimentos separados por una membrana semipermeable, en un lado existe agua pura y en el otro agua de mar.

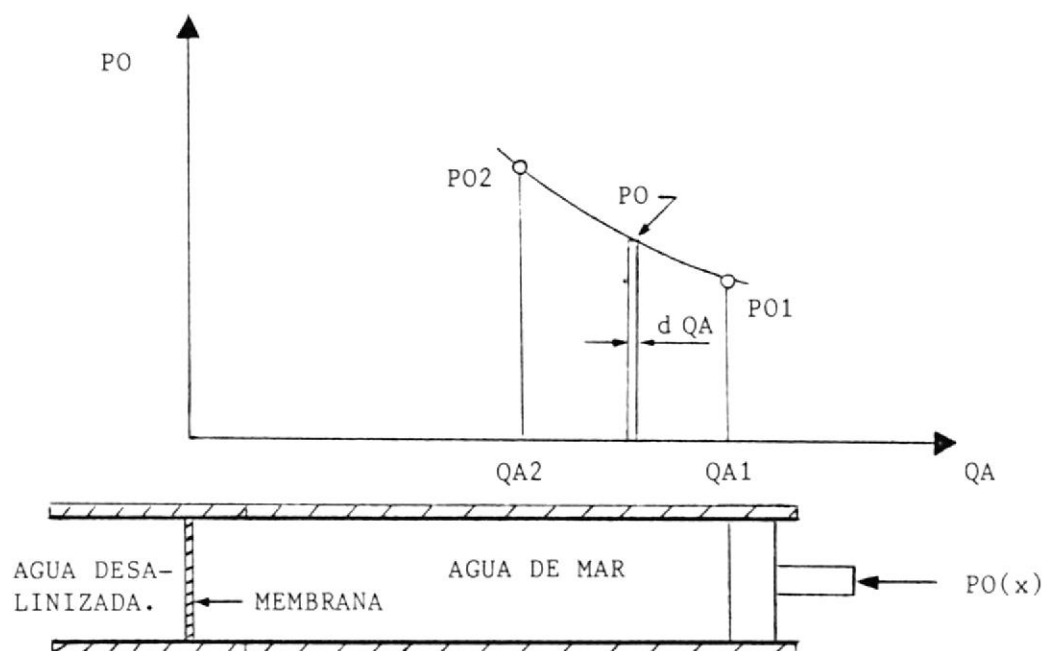


Fig. 2.17. Esquema del sistema desalinizador y gráfico de la presión osmótica versus el caudal de alimentación.

El proceso ideal se realiza a temperatura constante (T_o) y consiste en desalinizar un caudal Q_3 de agua, usando una presión variable e igual a la presión osmótica.

En el gráfico de la Fig. 2.17 la potencia mínima ($W_{\min}$) es el área bajo la curva $PO(x)$, entre los límites de integración QA_2 y QA_1 , matemáticamente:

$$W_{\min} = \int_{QA_2}^{QA_1} PO \, dQA \quad (2.83)$$

Donde la presión osmótica (PO) está dada por la Ec. 2.8

$$PO = - (R T_o / v_w) \ln a_w \quad (2.8)$$

La actividad del agua en solución (a_w) está dada por la Ec.2.9

$$a_w = P_w / P_w^* \quad (2.9)$$

De acuerdo a los experimentos, la presión parcial del vapor de agua en solución de agua de mar (P_w) decrece al incrementarse la salinidad (S). El resultado es expresado en la siguiente ecuación,

$$P_w = P_w^* (1 - A S) \quad (2.84)$$

Donde: A = Constante (0.537 Kg a.m. / Kg ClNa)

S = Salinidad del agua de mar (a.m.) [Kg ClNa/Kg a.m.]

Luego, reemplazando la Ec. 2.84 y 2.9 en la Ec. 2.8 tenemos:

$$PO = - (R T_o / v_w) \ln (1 - A S) \quad (2.85)$$

Por lo tanto, la Ec. 2.83 queda:

$$W_{\min} = \int_{QA2}^{QA1} - (R T_o / v_w) \ln (1 - A S) d QA$$

ya que AS es pequeño comparado con 1, podemos simplificar con $\ln (1 - AS) = -AS$, luego

$$W_{\min} = (A R T_o / v_w) \int_{QA2}^{QA1} S d QA$$

es necesario dejar la salinidad (S) en términos de QA , para lo cual usamos el balance de masa de soluto en las membranas, o sea:

$$D1 S1 QA1 = D S QA$$

donde las densidades D y $D1$ son aproximadamente iguales, luego:

$$S = S1 QA1 / QA \quad \therefore$$

$$W_{\min} = (A R T_o S1 QA1 / v_w) \int_{QA2}^{QA1} d QA / QA$$

integrando y recordando que el caudal desalinizado es $Q3 = QA1 - QA2$

$$W_{\min} = (A R T_o S1 QA1 / v_w) \ln [QA1 / (QA1 - Q3)]$$

Donde:

$$\begin{aligned} v_w &= \text{Volumen molar del agua. (} 0.000018 \text{ m}^3 / \text{mol} \text{)} \\ R &= \text{Constante de los gases. [} 8.31 \text{ Pa-m}^3 / \text{mol-}^\circ\text{K} \text{]} \\ A R / v_w &= 247915 \text{ Pa-Kg a.m. / Kg ClNa-}^\circ\text{K} . \end{aligned}$$

Unificando las constantes en $K2$ tenemos:

$$K2 = 247915 (273 + T_o) S1 \quad (2.86)$$

Luego, la ecuación de potencia mínima es:

$$W_{\min} = K_2 Q_{A1} \ln [Q_{A1} / (Q_{A1} - Q_3)] \quad (2.87)$$

Potencia requerida para desalinizar (W_2).

En el caso anterior se trataba de un proceso ideal, en el cual la presión ejercida, para desalinizar, era variable e igual a la presión osmótica. Pero en la realidad se ejerce una presión de trabajo ($P(x)$), que varía de P_1 a P_2 en el módulo desalinizador, en la Fig. 2.18 se aprecia esto y también se introduce el concepto de presión promedio de trabajo ($\bar{P}_M$) y el de presión osmótica promedio ($\bar{P}O_M$) en el módulo M.

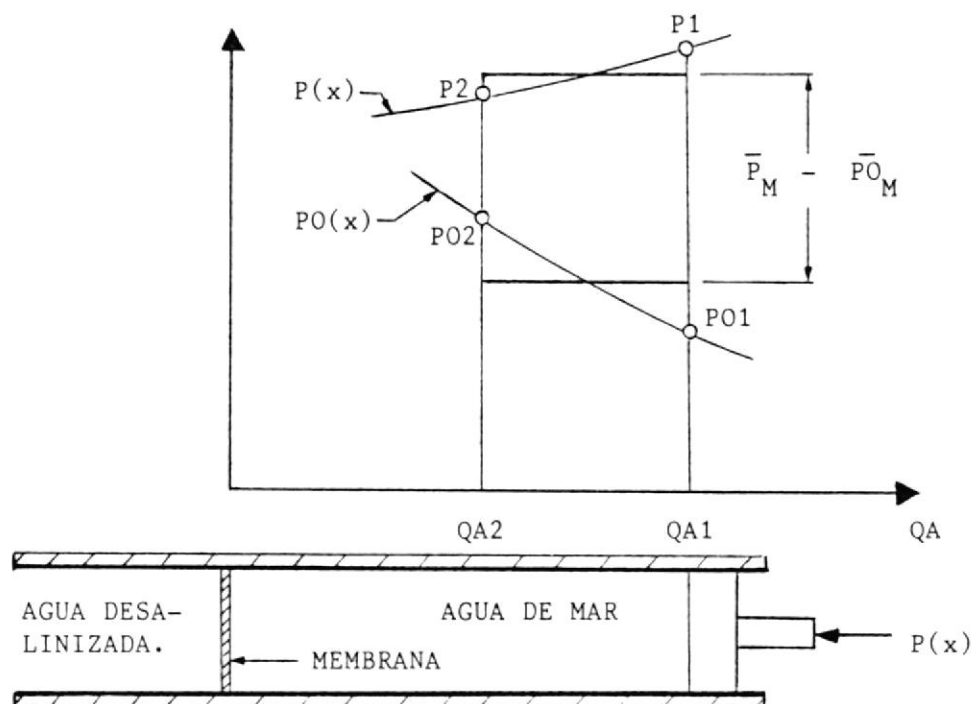


Fig. 2.18. Esquema del sistema desalinizador y gráfico de la presión de trabajo $P(x)$ versus el caudal de alimentación de la membrana (Q_A).

Luego, la potencia requerida para desalinizar (W_2) es el área bajo la curva $P(x)$, entre los límites de integración QA_1 y QA_2 :

$$W_2 = \int_{QA_2}^{QA_1} P(x) d QA \quad \therefore$$

$$W_2 = W_{min} + (\bar{P}_M - \bar{P}O_M) Q_3 \quad (2.88)$$

tomando en cuenta la ecuación 2.37

$$Q_3 = K_1 (\bar{P}_M - \bar{P}O_M - P_3) \quad (2.37)$$

de donde tenemos que:

$$\bar{P}_M - \bar{P}O_M = Q_3 / K_1 + P_3$$

reemplazando esta ecuación y la 2.87 en la Ec. 2.88 tenemos:

$$W_2 = K_2 QA_1 \ln [QA_1 / (QA_1 - Q_3)] + Q_3^2 / K_1 + P_3 Q_3 \quad (2.89)$$

Hemos determinado la potencia requerida para desalinizar (W_2), cuando el caudal desalinizado en el módulo es Q_3 y el caudal de alimentación a las membranas es QA_1 .

En la Ec. 2.89 se desprecia la potencia requerida para vencer la fricción en las membranas, la razón para ésto es que los valores de potencia de la Ec. 2.89 son del orden de los cientos de Watts, mientras que los valores de potencia de fricción son mucho más pequeños que la unidad de Watt.

Mínima potencia para máxima desalinización.

Ya que la caída de presión ($P_1 - P_2$) en el ducto de reposición debe ser igual a la que existe en las membranas, debemos conseguir al iterar P_2 que la potencia requerida para desalinizar W_2 sea igual a la potencia consumida en las membranas W_1 , esto es:

$$W_1 = P_1 Q_{A1} - P_2 Q_{A2} \quad (2.90)$$

Donde: W_1 = Potencia consumida en las membranas del módulo M.

$P_1 Q_{A1}$ = Potencia que entra en las membranas.

$P_2 Q_{A2}$ = Potencia que sale de las membranas.

Luego, en el programa de cálculos, al iterar P_2 , se debe cumplir que $W_1 = W_2$.

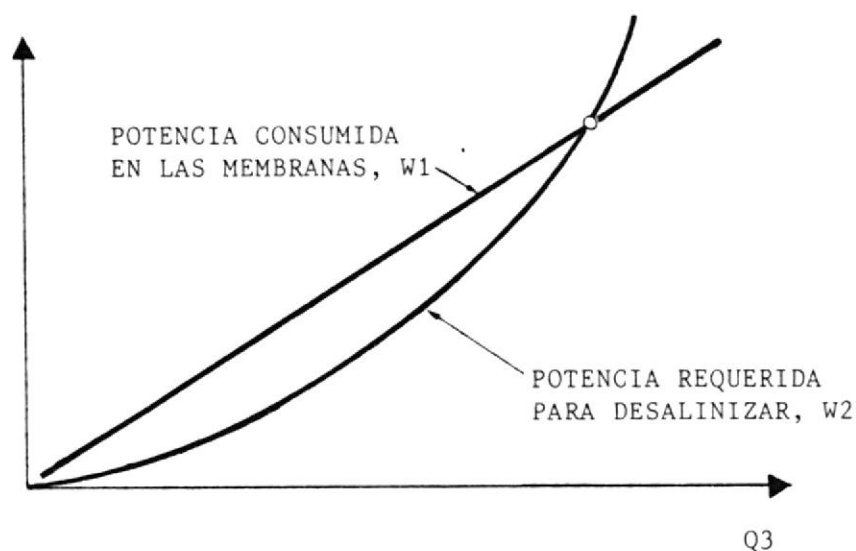


Fig. 2.19. Gráfico de la potencia requerida para desalinizar y de la potencia consumida en el módulo M versus el caudal desalinizado (Q_3).

La Fig. 2.19. nos presenta el comportamiento de la potencia requerida para desalinizar (W_2) y de la potencia consumida (W_1) en las membranas del módulo M, donde el punto en que se interceptan estas dos curvas, para una determinada presión P_2 , nos da el máximo desalinizado con la potencia mínima disponible.

2.6. CALCULO DEL AREA DE MEMBRANA.

En esta parte se calcula el área total de membrana que es necesaria para satisfacer la producción de agua requerida en el diseño, en metros cúbicos por día (TD_1).

Los metros cuadrados de membrana por módulo, o sea el área modular (A), es un dato conocido y que es dado por el fabricante de los módulos. (Tabla V)

Primeramente se calcula la cantidad de módulos (N) que pueden trabajar en un recipiente de presión, para esto usamos el programa de cálculos del Apéndice B, los cálculos finalizan en el módulo N cuando una de las condiciones que limitan el proceso de ósmosis inversa se cumpla.

Luego, en el programa de cálculos se realiza la suma de los caudales desalinizados por los N módulos de un recipiente de presión, en metros cúbicos por día (TD_2).

El número de recipientes requeridos, en un banco de ósmosis inversa, está dado por la siguiente ecuación:

$$NR = TD_1 / TD_2 \quad (2.91)$$

Donde: NR = Número de recipientes de presión requeridos en el banco de módulos.

TD1 = Producción de agua desalinizada requerida por día.

TD2 = Caudal desalinizado en un recipiente de presión en metros cúbicos por día.

Luego, el área total de membrana (AT) en todo el sistema del banco de ósmosis inversa es:

$$AT = NR N A \quad (2.92)$$

Donde: N = Número de módulos en un recipiente de presión.

A = Área modular de membrana.

2.7. DETERMINACION DEL NUMERO DE MODULOS DE OSMOSIS INVERSA.

Conocemos el número de recipientes (NR) requeridos en el banco de O.I. y el número de módulos por recipiente (N), podemos calcular el número total de módulos necesarios (TM) en el banco de O.I. para desalinizar el caudal requerido, esto es:

$$TM = NR N \quad (2.93)$$

Es necesario dejar en claro que estos cálculos son para una etapa de desalinización, en el programa de cálculos por computadora nos indica si es o no necesario una segunda etapa de desalinización, la decisión se la toma en base a si se ha llegado o no a la salinidad requerida en el diseño.

C A P I T U L O I I I

D I S E Ñ O D E L O S E Q U I P O S

C O M P L E M E N T A R I O S D E L A P L A N T A

3.1. CALCULO DE LAS PERDIDAS DE CABEZAL

El método de diseño de los diferentes ductos que transportan el fluido en la planta desalinizadora es de lo que se trata en esta parte de la tesis. Esto nos servirá para determinar las características técnicas para la selección de tamaño de tuberías a instalarse en la planta.

Uno de los principales problemas que se resuelven con este método es el referente al diseño de la tubería de succión del agua de mar para alimentación de la planta. Los datos de entrada para este diseño son el caudal de alimentación al banco de módulos y la longitud de la tubería de succión. Los datos para este diseño se los obtiene de:

- De los cálculos del banco de módulos se obtiene el caudal necesario de alimentación que se requiere para la planta.
- La longitud de la tubería se la obtiene dependiendo del lugar a instalarse la planta, tanto las distancias horizontales como las verticales.

Para tuberías puertas afuera de la planta se recomienda la instalación de tuberías de PVC, que se fabrican en el país, por ser resistentes a la corrosión y por su bajo costo.

A continuación se calcula las pérdidas de cabezal en la línea de succión de agua de mar para alimentación de la planta, cuya representación esquemática del sistema está en la Fig. 3.1.

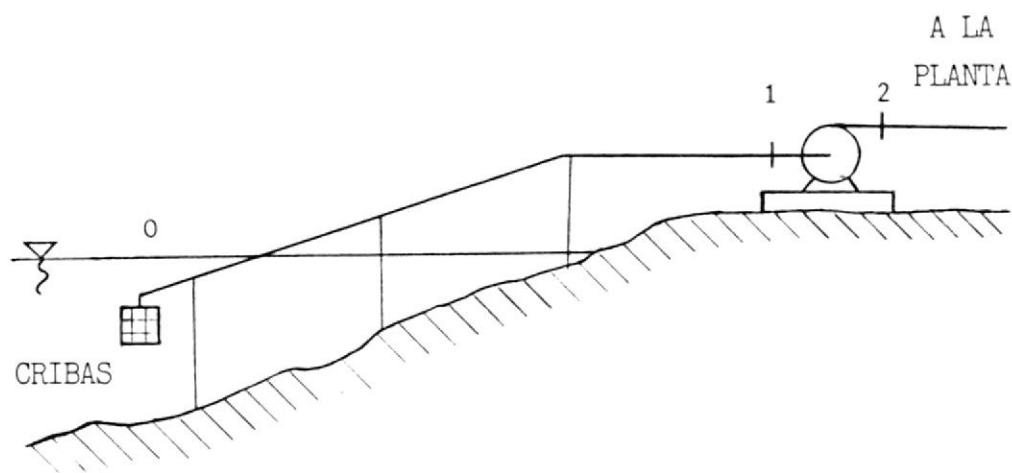


Fig. 3.1. Representación esquemática del sistema de succión de agua de mar para la planta.

Asunciones:

- El punto 1 es a la entrada de la bomba.
- El punto 0 es en la superficie del mar. ($p_0 = 0$)
- La velocidad del fluido en el punto 0 es cero. ($V_0 = 0$)
- La referencia de altura en el punto 0. ($z_0 = 0$)

Solución:

Aplicando la ecuación de la energía entre los puntos 0 y 1 tenemos:

$$\frac{p_o}{D1} + \frac{v_o^2}{2} + g Z_o = \frac{p_1}{D1} + \frac{v_1^2}{2} + g Z_1 + h_t$$

Reemplazando las asunciones y despejando p_1 tenemos:

$$p_1 = - D1 [Z_1 g - v_1^2 / 2 - h_t] \quad (3.1)$$

Donde: p_1 = Presión de succión de la bomba. [Pa]
 $D1$ = Densidad del agua de alimentación. [Kg/m³]
 $Z1$ = Altura a la que se eleva el fluido. [m]
 v_1 = Velocidad media del fluido en la tubería. [m/s]
 h_t = Pérdida total de cabezal en la tubería de succión [J/Kg].

La pérdida de cabezal total en la tubería de succión del agua de mar es debida a dos factores: Las pérdidas mayores y a las pérdidas menores. Estas pérdidas son tratadas en los siguientes puntos.

3.1.1. PERDIDAS DE CABEZAL EN TUBERIAS.

Las pérdidas de presión en la tuberías son debidas a las fricciones existentes entre el fluido y las paredes del

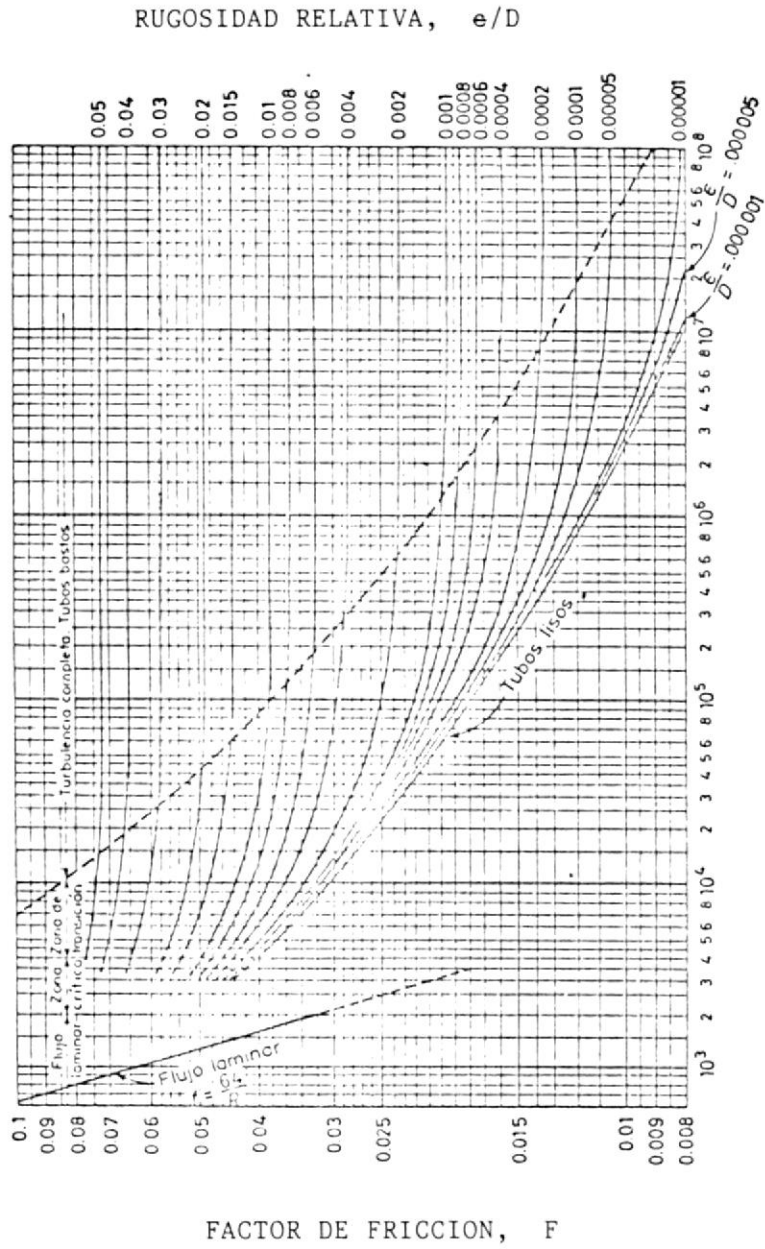


Fig. 3.2. Diagrama de Moody.

del ducto, son llamadas también pérdidas mayores (h_M) y están dadas por:

$$h_M = f \frac{L}{D} \frac{V_1^2}{2} \quad (3.2)$$

Donde: h_M = Pérdidas mayores de cabezal. [J/Kg]
 f = Factor de fricción.
 L = Longitud total de la tubería. [m]
 D = Diámetro de la tubería [m].

El factor de fricción se lo obtiene del diagrama de Moody de la Fig. 3.2. Donde f es función del número Re y de la rugosidad relativa e/D .

El criterio de diseño para seleccionar diámetros de tuberías en sistemas de lazo abierto se basa en la velocidad del fluido. En sistemas de lazo abierto la velocidad debe ser de 1.5 a 3 m/s. Para velocidades mayores de 3 m/s se presentan grandes pérdidas de cabezal, aumento del tamaño de la bomba y aumento de los costos. (1)

3.1.2. CALCULOS DE LAS PERDIDAS EN VALVULAS Y CONEXIONES.

Estas pérdidas son llamadas pérdidas menores (h_m) y ocurren por la disminución de presión que ocasionan las resistencias de los accesorios al paso del fluido y se expresa por la longitud de tubería que tiene la misma resis

tencia. Esta longitud se llama longitud equivalente de tubería, luego:

$$h_m = f \frac{L_e}{D} \frac{V^2}{2} \quad (3.3)$$

También puede ser expresado como:

$$h_m = K V^2 / 2 \quad (3.4)$$

Donde: L_e = Longitud equivalente de tubería recta.

K = Coeficiente de pérdida.

h_m = Pérdidas menores de cabezal. [J/Kg]

La Tabla VI nos presenta las longitudes equivalentes L_e y los coeficientes de pérdidas K , tanto para válvulas y conexiones.

La pérdida total de cabezal está dada por:

$$h_t = h_m + h_M \quad (3.5)$$

El número Reynolds (Re) está dado por:

$$Re = 4 D_1 Q_S / (\pi U_1 D^2) \quad (3.6)$$

Donde Q_S es el caudal de agua de mar, la viscosidad (U_1) como la densidad (D_1) se las obtiene del gráfico y de la Tabla respectivamente. Luego iterando los diferentes diámetros nominales (D) se obtiene, con la Ec. 3.1, un cabezal de succión óptimo para la bomba.

TABLA VI LONGITUDES EQUIVALENTES (L_e) Y COEFICIENTES DE PERDIDA (K) PARA VALVULAS Y CONEXIONES.

TIPO DE ACCESORIO	DESCRIPCION	L_e/D *	K **
Válvula globo	Complt. abierta	350	
Válvula de retención		50-100	
Válvula de compuerta	Complt. abierta	13	
	3/4 abierta	35	
	1/2 abierta	160	
	1/4 abierta	900	
Codos	A 90°	30	
	A 45°	16	
	De retorno	50	
Conexión T	Flujo por ramal	60	
	Flujo directo	20	
Entrada a tubería	Con reentrante		0.78
	Borde cuadrado		0.34
	Borde redondo		0.2-0.25
Contracción gradual de tubería	Contracción a 30°		0.02
	Contracción a 45°		0.04
	Contracción a 60°		0.07
* Basado en $h_m = f (L_e / D) (V^2 / 2)$ ** Basado en $h_m = K V^2 / 2$			

3.2. CALCULOS DE LAS POTENCIAS DE LAS BOMBAS DE ALTA PRESION.

En esta parte primeramente nos introduciremos en la teoría para determinar los parámetros técnicos para la selección de las bombas que sean adecuadas en la planta desalinizadora por ósmosis inversa.

Potencia Hidráulica: Es la potencia impuesta en el fluido por la bomba, matemáticamente:

$$\dot{W} = \dot{m} g H_p \quad (3.7)$$

Donde: $\dot{W}$ = Potencia hidráulica.

$\dot{m}$ = Masa de líquido bombeado por unidad de tiempo.

g = Gravedad. [9.81 m/s^2]

H_p = Cabezal dinámico total de la bomba. [m]

Cabezal Dinámico Total de la Bomba: Es la suma de los cambios de cabezal de velocidad, de presión y de altura del fluido, entre la la entrada y la salida de la bomba. Las pérdidas son tomadas en cuenta en la eficiencia, así el cabezal dinámico total es:

$$H_p = (p_1 - p_2) / D_1 g + (v_1^2 - v_2^2) / 2 g + (Z_1 - Z_2) \quad (3.8)$$

En otras palabras, H_p es proporcional a el trabajo total entregado por la bomba al fluido en la unidad de tiempo.

Eficiencia de la Bomba: Es definida como la relación entre la potencia entregada por la bomba al fluido ($\dot{W}$) a la potencia entregada al eje de la bomba. Así las pérdidas son tomadas en cuenta por la eficiencia, luego:

$$n_p = \frac{\dot{W}}{\dot{W}_s} = \frac{\dot{m} g H_p}{\dot{W}_s} \quad (3.9)$$

Donde la potencia al eje es también llamada potencia de la bomba, ésta es definida matemáticamente en la siguiente ecuación:

$$\dot{W}_s = \frac{\dot{m} g H_p}{n_p} \quad (3.10)$$

Donde: $\dot{W}_s$ = Potencia al eje de la bomba.
 n_p = Eficiencia de la bomba.

Cabezal de Succión Positivo Neto Requerido (NPSHR): Es la cantidad de presión en exceso de la de presión de vapor del líquido bombeado, requerida para prevenir la cavitación. El NPSHR es una característica de la bomba y varía considerablemente con la velocidad y la capacidad. El NPSHR es determinado por el fabricante en las pruebas de cada modelo de bomba.

Así como cada bomba tiene su propio NPSHR cada sistema tiene su propio Cabezal de Succión Positivo Disponible (NPSHA) y que es definido matemáticamente en la siguiente ecuación:

$$\text{NPSHA} = \frac{p_1}{D_1 g} + \frac{v_1^2}{2 g} - \frac{p_w}{D_1 g} \quad (3.11)$$

Donde: $p_1/D_1 g$ = Cabezal de presión absoluta.

$p_w/D_1 g$ = Cabezal de presión de vapor del líquido que es bombeado a una determinada temperatura.

$v_1^2/2 g$ = Cabezal de velocidad a la entrada de la bomba.

Para que no exista cavitación se tiene que cumplir que:

$$\text{NPSHR} < \text{NPSHA}$$

Las curvas características de las bombas son presentadas en la figura 3.3 y son dadas por los fabricantes.

La bomba de alta presión es parte importante para el proceso de ósmosis inversa en la desalinización del agua de mar, ésta tiene la función de aumentar la presión estática del fluido y que entre a los recipientes de presión a bajas velocidades para que se produzca el proceso de desalinización en las membranas de los módulos.

Del cálculo de banco de ósmosis inversa se obtiene el caudal de alimentación de agua de mar al banco de ósmosis (QS) y la presión de entrada al banco de ósmosis (P1), luego la potencia de entrada al banco de ósmosis (POT) está dada por:

$$\text{POT} = P1 \text{ QS} \quad (3.12)$$

ésta es la potencia que debe imponer la bomba al fluido, o sea la potencia hidráulica. La potencia al eje de la bomba (Potencia de la bomba) es la potencia hidráulica más la potencia para vencer las pérdidas de la bomba y está dada por:

$$\dot{W}_s = P_1 Q_S / n_p \quad (3.12)$$

El consumo de potencia eléctrica necesario para mover el motor de la bomba es:

$$\text{POTENCIA ELECTRICA} = P_1 Q_S / (n_p n_a n_m) \quad (3.13)$$

Donde: n_p = Eficiencia de la bomba de alta presión.
 n_a = Eficiencia de acople entre el motor eléctrico y la bomba de alta presión.
 n_m = Eficiencia del motor eléctrico que mueve la bomba.

El criterio para la selección de una bomba es que su punto de operación, es decir la cantidad de líquido a bombearse a una presión determinada, coincida con el punto de máxima eficiencia.

Las curvas características de las bombas de alta presión (Bombas multietapas) son presentadas en la Fig. 3.4. y las especificaciones para la selección del tipo de bomba de alta presión para el proceso de ósmosis inversa, dependiendo del caudal y la presión requeridos, están dadas en el punto 4.3 de la tesis.

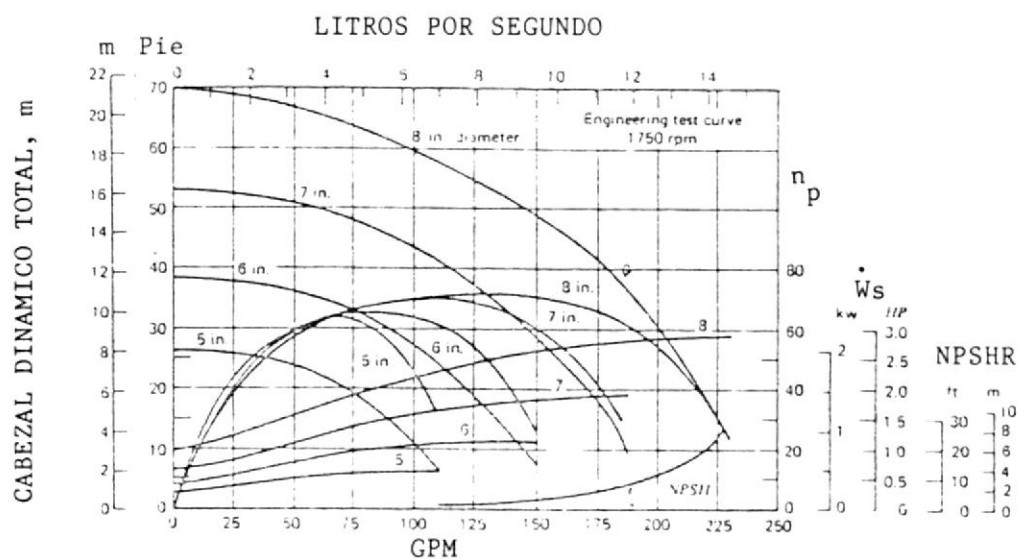
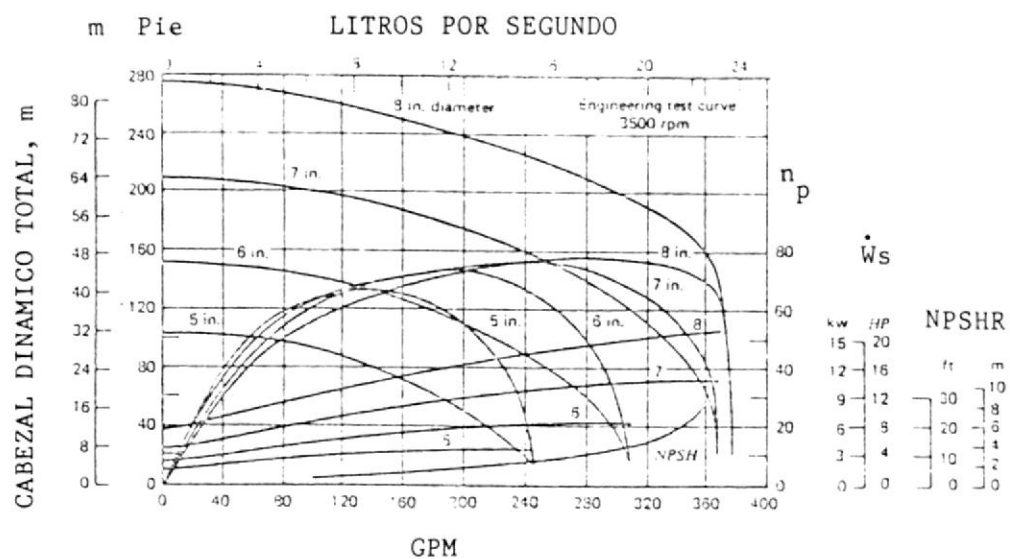
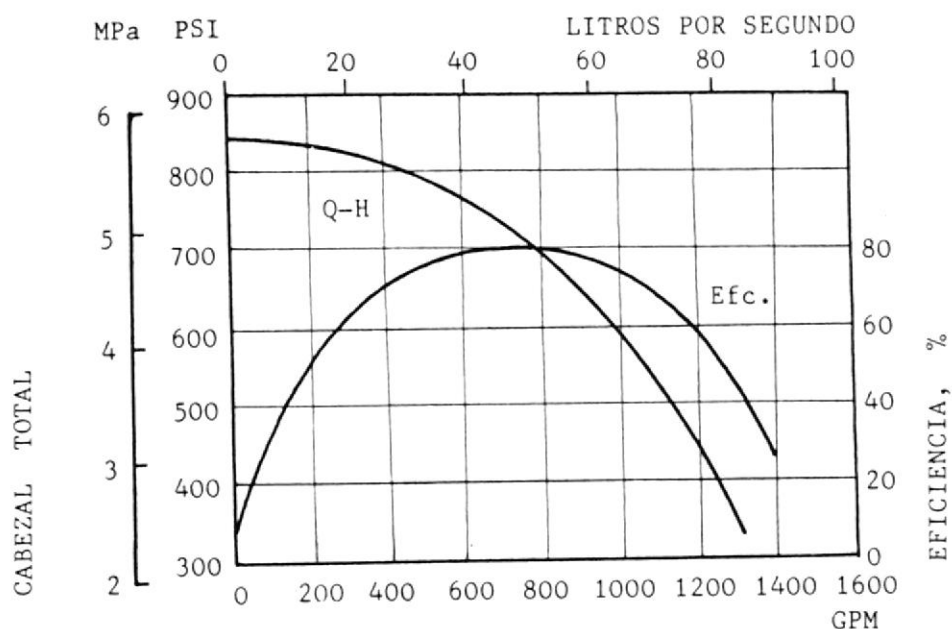
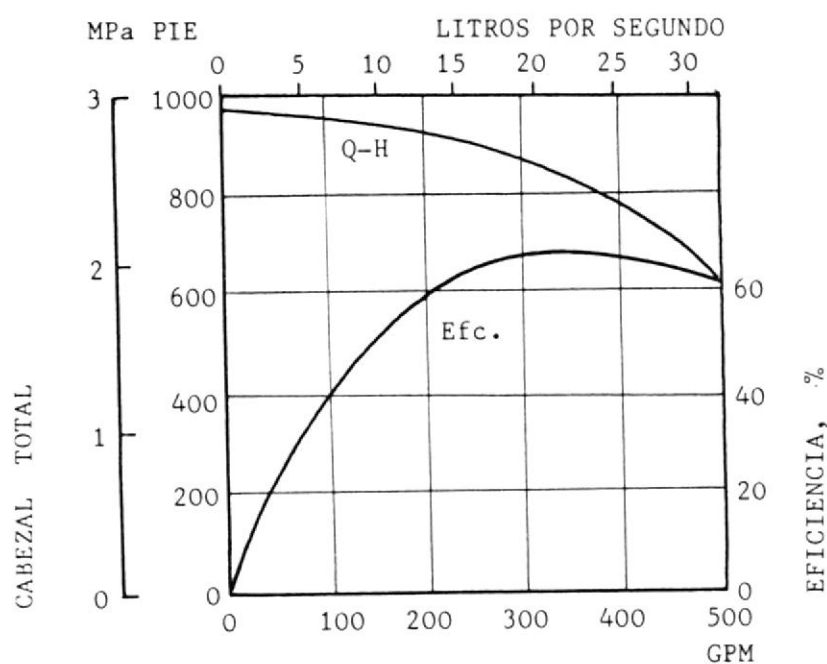


Fig. 3.3. Curvas características de las bombas centrífugas.



Bomba de 4 etapas, 4 pul, 3560 RPM, presión de succión es 60 PSI.



Bomba de 2 etapas; 2 pul, 3560 RPM, claro entre carcasa y rodetes es de 0.060".

Fig. 3.4. Curvas características de las bombas multietapas. Ref. 13.

3.3. PRETRATAMIENTO

El agua de mar requiere de cambios para entrar al sistema de ósmosis inversa, esto incluye las condiciones de que sea ésta garantizada en su uniformidad y que sea liberada continuamente. El proceso de pretratamiento está representado en el esquema de la Fig. 3.5.

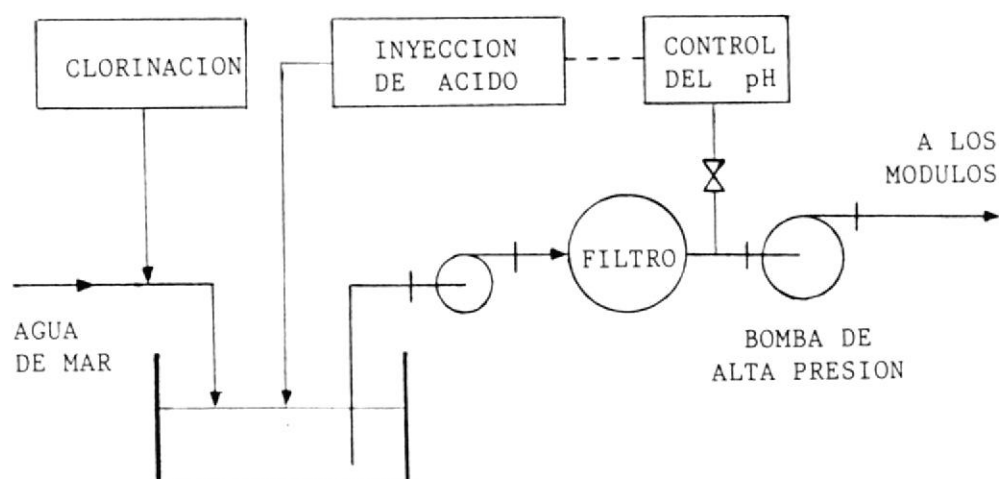


Fig. 3.5. Esquema del proceso de pretratamiento en el sistema de ósmosis inversa.

La explicación al esquema de la Fig. 3.5 es la siguiente, primeramente la clorinación que es periódica y que es inyectada a la salida de la línea de succión de agua de mar. Luego la bomba de alimentación a los filtros de arena, que debe tener

la suficiente presión para que el agua de mar pase a través del medio filtrante y con el caudal requerido. A la entrada de los filtros se inyecta ácido sulfúrico para el control del pH, las razones para el control del pH son dadas a continuación.

Control del pH

El control del pH es lo más importante en el pretratamiento, ya que de esto depende la vida de las membranas. Las membranas de acetato de celulosa se deterioran, en un tiempo determinado, en presencia del cloruro de sodio de las aguas de alimentación, pero éstas no se afectan en presencia del cloruro de magnesio o no presentan cambios de los flujos permeados en 8 a 9 meses de operación continua a una presión de 41 Atm. O sea que la membrana de acetato de celulosa en un medio básico de operación tiende a una disminución de su propiedad de permeación, por fallo de su estructura.

Se ha demostrado que la falla en el acetato de celulosa está asociada con el cambio de orientación molecular al producirse la hidrólisis de la membrana*, ya que este material es un éster y son inestables.

* La hidrólisis de un éster es una reacción que se llama saponificación, que catalizada por una base da sus componentes, un alcohol y un ácido.

Luego se ha comprobado que un pH no menor que 4.5 ni mayor de 6.5 en el agua de alimentación preserva la vida de la membrana, para lo cual se rebaja el pH alcalino con la adición de ácido sulfúrico.

La otra razón para el control del pH es para prevenir la precipitación del carbonato de calcio o hidróxido de magnesio, la forma de prevenir ésta precipitación es con la adición de ácido sulfúrico.

Los dos requerimientos anteriores son en la misma dirección, así tenemos que un pH de 5 a 6 es un buen compromiso entre el costo económico, la vida de la membrana, la precipitación de carbonato de calcio y la corrosión. La cantidad de ácido necesario depende del grado de alcalinidad del agua de alimentación.

Clorinación.

La periódica clorinación del agua de alimentación es importante, la acción bactericida (También se puede utilizar otros bactericidas) del cloro sirve para reducir el crecimiento de microorganismos en la planta.

La cantidad y frecuencia del tratamiento depende del agua de alimentación, es decir de la fuente de abastecimiento hacia la planta, pero en ningún caso su factor económico es un problema.

El clorado en pequeñas dosis no causa daño a las membranas, se ha demostrado que operando con cloro residual en niveles no meno

res entre un rango de 1 a 50 PPM no presenta efectos en las membranas, tanto en el flujo de agua desalinizada como en la eficiencia de rechazo de sal.

Protección de las Bombas de Alta Presión.

Para proteger las bombas de alta presión es necesario que el límite del tamaño de sólidos suspendidos sea establecido en el agua de alimentación.

Uno de los factores que limitan, al hacer uso de bombas multietapas, es que debemos proteger el claro que existe entre los rodetes de la bomba y la carcaza, por esta razón debemos controlar el paso de sólidos suspendidos no mayores de 5 a 25 micrones para proteger la bomba.

La protección de las bombas de alta presión se la realiza con el uso de filtros de cartuchos, se ha comprobado que usando estos filtros con tamaño de poros de hasta 5 micrones son convenientes por dar buenos resultados y con bajo costo para cualquier tipo de planta.

Turbides.

Para la desalinización de agua de mar por el método de osmosis inversa se ha comprobado que el agua de alimentación a los módulos debe tener una turbides menor que una unidad Jackson de turbides (UJ).

Los mejores resultados son obtenidos con el uso de filtros de cartuchos, pero esto también es usualmente obtenido con los filtros de arena u otro tipo de medio filtrante granular.

Filtración.

El tipo de filtro seleccionado depende del tamaño de la planta y del tamaño de partícula máxima permitida.

La forma de los sólidos suspendidos es importante, las partículas en formas alargadas son las que tienden a dar mayor problema que las partículas granulares, ya que se fijan al cruzar espacios largos y son las que promueven la turbulencia.

Las partículas finas, emulsiones de grasas pesadas o de cera en el agua de alimentación presentan un problema especial, ya que estos materiales tienden a ser pegajosos a las membranas y en algunos sitios del lado de los flujos salobres. Los depósitos gelatinosos, así como los de óxido de hierro, son otros problemas todavía.

En general el problema del taponamiento mecánico de los canales de flujo salobre está relacionado con el criterio relativo al tamaño de los pequeños pasajes del agua salobre. La experiencia nos dice que se puede esperar buenos resultados con la filtración de partículas hasta de un tamaño de un quinto de la mínima dimensión del pasaje del flujo salobre.

3.4. CALCULOS DE LOS FILTROS DE ARENA.

Las aguas salobres presentan contenidos muy fuertes de carbonatos de calcio, bicarbonatos o sulfatos de calcio que deben eliminarse con el fin de evitar las incrustaciones sobre las membranas. Luego el objetivo de esta fase es remover los sólidos en suspensión.

La succión del agua de mar, para la alimentación de la planta, se la realiza con un caudal Q_S y pasa a los filtros de arena que tienen las siguientes características.

- Razón de flujo.
- Presión de diseño.
- Tamaño del tanque.
- Tipo del medio filtrante.
- Tamaño del grano del medio filtrante.
- Duración de la carrera de filtración.

Los modelos matemáticos para el proceso de filtración nos ayudan únicamente para comprender mejor el proceso y a cuantificar en forma aproximada el comportamiento de un filtro. Las características técnicas que deben tener los filtros, para el proceso de desalinización por ósmosis inversa, son obtenidas en estos cálculos y nos facilitan la obtención de cotizaciones de los filtros, ya sea de los constructores de filtros nacionales como de los importados.

Filtración Superficial.

Es un tipo de filtración que ocurre cuando las materias en suspensión tienen una dimensión superior a la de los poros del medio filtrante, luego éstas quedan retenidas en la superficie libre del filtro.

Filtración en Profundidad.

Ocurre cuando las materias en suspensión quedan retenidas en el interior de la masa porosa del filtro.

En uno y otro caso los fenómenos de paso de un líquido a través de un medio poroso se rige por la Ley de Darcy. Esta ley indica que la pérdida de presión Δp es proporcional a la velocidad de filtración V (Relación de caudal instantáneo Q a la unidad de superficie A), siendo el coeficiente de proporcionalidad K función de la viscosidad dinámica (U_1) y de la resistencia del medio al paso del fluido (R). Matemáticamente:

$$V = \frac{\Delta p}{U_1 R} = K \Delta p \quad (3.14)$$

En esta tesis nos interesa la filtración en profundidad, ya que las materias a retener son pequeñas y no se quedan retenidas en la superficie.

El flujo de un líquido a través de un medio poroso, según la ley de Darcy, es directamente proporcional a la carga de presión, inversamente proporcional a la longitud de la trayectoria recorrida por el flujo y directamente proporcional a la conductividad hidráulica, matemáticamente:

$$Q = k A H / L \quad (3.15)$$

Donde: Q = Caudal filtrado. [m³/Día]
 A = Sección transversal del filtro. [m²]
 H = Carga de presión. [m de agua]
 L = Longitud de la trayectoria de filtrado. [m]
 k = Conductividad hidráulica. [m/Día]

La conductividad hidráulica es una propiedad entre el medio poroso del filtro y del fluido. La Tabla VII presenta el orden de magnitud de la conductividad hidráulica (k) para diferentes tipos de medio filtantes.

Darcy encontro una relación empírica entre la conductividad hidráulica de la arena en función con el tamaño de grano (d), esta relación es:

$$k = 3.7 d^2 \quad (3.16)$$

Donde: k = Conductividad hidráulica. [m/Día]
 d = Tamaño del grano de arena. [m.m.]

TABLA VII CONDUCTIVIDAD HIDRAULICA (k) PARA
DIFERENTES TIPOS DE MEDIOS FILTRANTES.*

MEDIO FILTRANTE	k [m/Día]		
ARCILLA	10^{-5}	a	10^{-7}
LIMO	10^{-1}		
ARENA FINA	10^{-1}	a	10
ARENA GRUESA	1	a	2×10^2
GRAVA	1	a	10^3
* Ref. Análisis y Evaluación de Ensayos por Bombeo Kruseman G. P.			

Por el volumen de agua que se requiere filtrar en el diseño, nos decidimos por la filtración rápida en que las velocidades de filtración están en el rango de 120 a 300 metros por día, lo cual se consigue en filtros cerrados o de presión.

Para pruebas de laboratorio y en plantas pequeñas de demostración es conveniente y con bajo costo un criterio de uso de filtros de cartucho, éstos retienen las partículas de hasta 5 micrones. Para plantas grandes es económico el uso de filtros de arena que retienen partículas de 10 a 25 micrones. (7)

3.5. SISTEMA DE POSTRATAMIENTO

Del proceso de ósmosis inversa se logra la reducción considerable del total de sólidos disueltos, de 36000 PPM a menos de 500 PPM. En general para la producción de agua potable se ha establecido normas de calidad química dadas por la Organización Mundial de la Salud (O.M.S.). Estas normas están dadas en la Tabla VIII y nos presenta los límites de concentración de las sustancias químicas toleradas en el agua potable. El límite indicado en la tabla como deseable define un agua generalmente aceptable para el consumidor.

El agua desalinizada al salir del banco de ósmosis inversa tiene generalmente un potencial de hidrógeno (pH) entre 5 y menos de 7, por lo que es necesario neutralizar este pH y cumplir con las normas de la O.M.S.

Neutralización del pH.

Las razones para neutralizar el pH del agua ácida que sale de los módulos de ósmosis inversa son:

- a) Para disminuir la acción corrosiva que ésta tiene sobre las conducciones metálicas.
- b) Favorecer la precipitación de sales metálicas unidas a los elementos tóxicos y producir la clarificación del agua.

El método para obtener un aumento del pH es con la adición de un reactivo alcalino como el hidróxido de sodio o sosa cáustica (NaOH).

La cantidad de masa de hidróxido de sodio (NaOH) que se debe adicionar al agua desalinizada es proporcional al número de moles de iones H^+ que se debe neutralizar con el NaOH en una relación uno a uno.

Si el agua que sale de los módulos de ósmosis inversa tiene una concentración de 10^{-pH} moles de iones hidrógeno por litro, el número de moles de H^+ por litro que se tiene que neutralizar a un pH igual a 7 es:

$$[H^+] = 10^{-pH} - 10^{-7}$$

Luego la cantidad de iones OH^- en moles por litro que se deben agregar para neutralizar el pH es:

$$[OH^-] = 10^{-pH} - 10^{-7}$$

Esta cantidad de moles de OH^- debe ser igual a la cantidad de moles de NaOH necesarios para neutralizar, recordando que la relación para el número de moles es $n=m/M$, o sea:

$$[OH^-] = m_{NaOH} / M_{NaOH}$$

Despejando la masa de NaOH (m_{NaOH}) y si el total de desalinizado por día es TD1 obtenemos la cantidad de masa de NaOH nece-

sarios por día para neutralizar el pH del agua desalinizada, es
to es:

$$m_{\text{NaOH}} = (10^{-\text{pH}} - 10^{-7}) M_{\text{NaOH}} \text{TD1} \quad (3.17)$$

Donde: m_{NaOH} = Masa de NaOH por día. [g/Día]
 pH = Potencial de hidrógeno del agua a la salida
 de los módulos de ósmosis inversa.
 M_{NaOH} = Masa fórmula del NaOH. [40 g/mol]
 TD1 = Total de desalinizado. [l/Día]

El hidróxido de sodio se lo vende generalmente en estado sólido (Soda caústica en escamas) por lo que es necesario diluirlo en suficiente agua para obtener una concentración 2 Molar (grado industrial).

El pH se mide con indicadores coloreados o, mejor, mediante un método electrométrico (pHmetro con electrodo de vidrio).

La cantidad de hidróxido de sodio (NaOH) necesario para neutrali
zar el pH del agua es pequeña, no afecta a la calidad del agua producida y económicamente incide muy poco en el costo del agua, ésto se demuestra en el punto 6.4 de la tesis.

TABLA VIII LIMITES PARA LAS SUSTANCIAS QUIMICAS Y
PROPIEDADES TOLERADAS EN EL AGUA POTABLE*

SUSTANCIA O PROPIEDADES	CONCENTRACION MAXIMA DESEABLE	CONCENTRACION MAXIMA ADMISIBLE
Total de sólidos disueltos	500 mg/l	1500 mg/l
Color	5 Unidades**	50 Unidades
Turbiedad	5 Unidades***	25 Unidades
Hierro (Fe)	0.1 mg/l	1.0 mg/l
Manganeso (Mn)	0.05 mg/l	0.5 mg/l
Cobre (Cu)	0.05 mg/l	1.5 mg/l
Zinc (Zn)	5 mg/l	15 mg/l
Calcio (Ca)	75 mg/l	200 mg/l
Magnesio (Mg)	30 mg/l	150 mg/l
Sulfatos (SO ₄)	200 mg/l	400 mg/l
Cloruros (Cl)	200 mg/l	600 mg/l
pH	7 a 8.5	6.5 a 9
Aceites minerales	0.01 mg/l	0.3 mg/l
Dureza total	100 mg/l CaCO ₃	500 mg/l CaCO ₃
Fluor (F)	0.7 mg/l	1 mg/l

* Ref. de la O.M.S. de 1972

** Escala colorimétrica al platino cobalto.

*** Unidades turbidimétricas.

CAPITULO IV

CONSIDERACIONES TECNICAS

4.1. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL PROCESO

En esta tesis se estudia el proceso de desalinización por el método de ósmosis inversa usando módulos que contienen las membranas de acetato de celulosa, dentro del módulo las membranas tienen una configuración de rollo en espiral, así como se presenta en la Fig. 4.1. Se ha demostrado que esta configuración es más eficiente, por lo que su desarrollo se ha extendido hacia su utilización y comercialización.

Entre las ventajas tenemos:

- Sencilles en cuanto a su concepto básico.
- No requieren transferencia de calor.
- Las membranas de acetato de celulosa son baratas, actualmente su precio está por los 250 sucres el metro cuadrado.
- Los módulos en espiral que se venden tienen diámetros entre 9.52 y 20 centímetros, con longitudes desde 30 a 100 centímetros de largo y con áreas de membrana desde 1 a 28 metros cuadrados. (Tabla V)

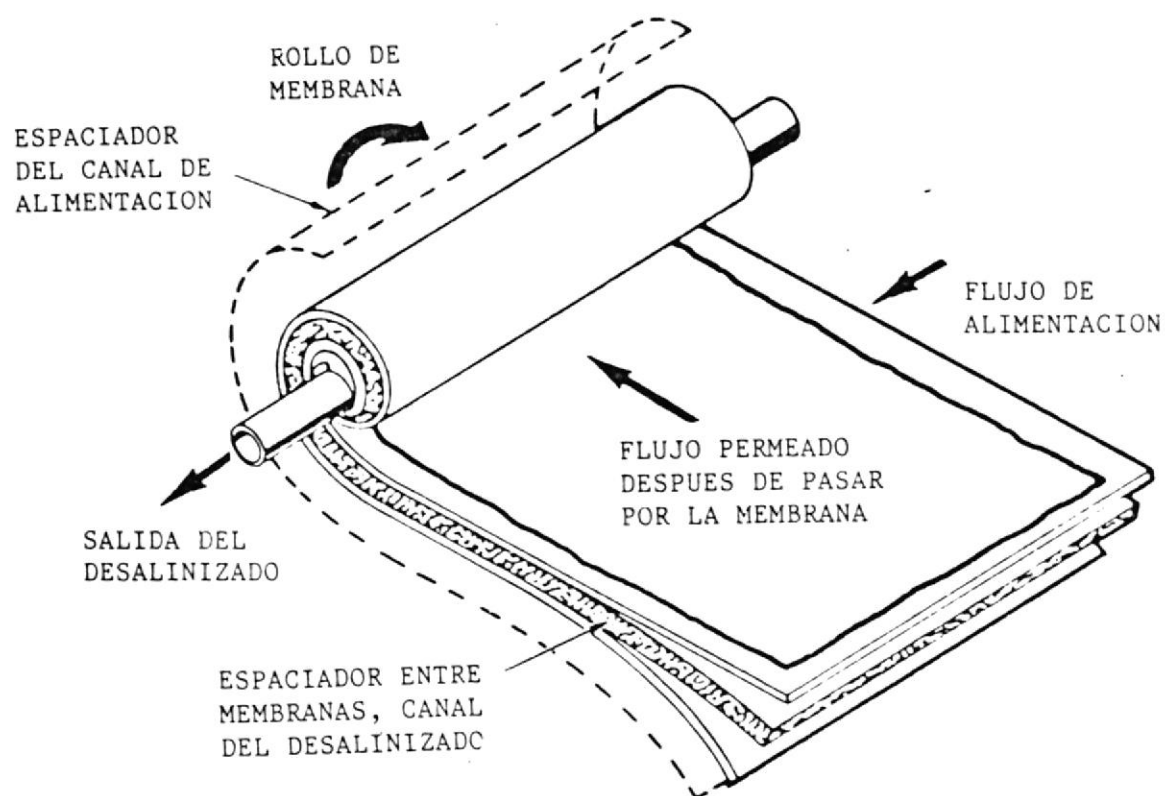


Fig. 4.1. Configuración del módulo de ósmosis inversa en espiral.

La construcción del recipiente de presión es factible actualmente en el país, su costo depende de las dimensiones y de la presión de operación. Su estructura principal es de tubo de acero para alta presión Schedule 40.

- Al recipiente de presión se adaptan repuestos y materiales comunes, que son fáciles de conseguir y tienen bajos costos de compra, entre éstos tenemos:
 - Los soportes de las membranas pueden ser de fibra de vidrio reforzada u otras variedades de materiales como el P.V.C.
 - Las tuberías de alimentación a los recipientes de presión son de mangueras flexibles Gold Master(Gates) resistentes a las altas presiones y a las altas salinidades.
 - Las conexiones son de acero inoxidable (Gates), entre las que se tiene conexiones de enclavamiento, de unión rectificadas, niples y otros. En el punto 4.3 de la tesis se especifica con más datos técnicos y de detalle esta parte.
- Para las líneas de flujo de baja presión se usan tubos de material P.V.C.
- Los sellos son los convencionales tipo "O" y los sellos de copa tipo "U".

- Otra ventaja es que las pérdidas de presión en los canales de alimentación a las membranas son pequeñas comparadas con la presión de operación.
- El costo de labor y tiempo de reemplazo de los módulos son pequeños, si se tiene en cuenta que los reemplazos de éstos son efectuados en el propio sitio de operación de la planta.
- La posibilidad de combinar los recipientes de presión en los siguientes casos:
 - Para obtener un adecuado porcentaje de recuperación de agua.
 - Para obtener un rango adecuado en la concentración de salida de los recipientes de presión.
 - También por previsión en la pérdida de presión de operación por falla de un recipiente de presión.
 - Se combina también los recipientes de presión cuando hay una disminución de la presión osmótica por la disminución de la salinidad del agua salobre de alimentación.
- La posibilidad de operar a niveles razonables de pretratamiento que concurre en los efectivos intervalos de limpieza.

Entre las desventajas se tiene:

El problema más crítico en ósmosis inversa es la vida de las membranas desalinizadoras. Si bien su costo es pequeño, éste se incrementa por los problemas de montaje, soporte y detección de fallos, tanto en lo que se refiere a la planta como a la reposición de los módulos gastados.

Las membranas son sensibles a los materiales de tipo partícular como el hierro, el manganeso y otras impurezas que se incrustan en las membranas, por lo que el pretratamiento es importante.

Otra de las desventajas es que las membranas pierden su propiedad de permeabilidad cuando el agua salobre de alimentación tiene un pH alcalino, por lo que la neutralización del pH es importante en el pretratamiento.

Las elevadas presiones en el proceso son del rango de 28 a 75 Atm., por lo que se requiere el empleo de equipos de bombeo, tuberías y elementos auxiliares relativamente caros, eficaces y confiables.

Luego el desarrollo de los módulos en espiral está basado en la posibilidad de reducir los costos de esta lista, cuyas características son la base económica de los módulos.

4.2. OTRAS APLICACIONES DE LA OSMOSIS INVERSA

El proceso de ósmosis inversa tiene un gran potencial de uso en la industria, sus varias aplicaciones dan grandes ventajas económicas y hacen posible lo que antes era imposible.

Industria Farmacéutica.

La concentración y purificación de productos de fermentación, antibióticos, etc, son un campo grande para la ósmosis inversa en la industria farmacéutica. Actualmente existen plantas que operan en la purificación y concentración de muchas diferentes enzimas.

En la industria farmacéutica una operación típica es producir concentrados de fermentación con 20 a 30% de sustancias sólidas disueltas, se producen 700 litros por cada metro cuadrado de membrana en 24 horas, bajo una presión de operación de 20 Atm.

Industria Alimenticia.

El suero de leche puede ser concentrado por el método de ósmosis inversa sin mucha dificultad.

La ultrafiltración del suero da un concentrado que contiene un 40 a 60% de proteínas del total de materia seca, el contenido de sal se reduce a un rango de 5 a 15% calculado en base a las proteínas. Esto se obtiene con una planta de ósmosis inversa que contiene 28 metros cuadrados de membranas, una presión de operación de 50 Atm., una eficiencia de rechazo de sales del 90% y una vida de membranas de 6 meses con un promedio de producción de 5 toneladas métricas de concentrado por cada 20 horas de operación.

Leche en Polvo: La leche puede ser concentrada desde un 12% a un 28% del total de materia seca. Las capacidades son menores que para el suero de leche y es un pretratamiento para producir la leche en polvo. El producto del tratamiento por ósmosis inversa es un concentrado enriquecido en vitaminas donde el concentrado es aumentado en una relación de 2 a 1.

El problema de desinfección y limpieza de las plantas son un problema que es fácilmente resuelto con el uso de sistemas de ósmosis inversa, ya que son estudiados en el diseño y satisfactoriamente resueltos.

Otra de las aplicaciones de la ósmosis inversa en la industria de los alimentos son: En la producción de jugos de frutas, café, cerveza, en la elaboración de vinos y en la industria de las levaduras.

Pretratamiento de aguas.

La purificación y producción de aguas para equipos de enfriamiento, alimentación de calderas, intercambiadores de calor y otros equipos para hospitales y laboratorios son de competencia de la ósmosis inversa, así se ha obtenido altas eficiencias de funcionamiento y ahorro económico.

La vida de las membranas son de 1 a 3 años y los costos de producción tienden a reducirse considerablemente con las nuevas membranas más eficientes.

Las aguas no purificadas, con altos contenidos de sólidos disueltos, son tratadas con el método de ósmosis inversa para obtener agua potable. La mayor parte de los sólidos son removidos, con lo que se obtiene una agua potable, estéril y libre de organismos.

Otra de las aplicaciones de la ósmosis inversa es el tratamiento de aguas residuales y que en un futuro tendrá una de las mayores aplicaciones. Los experimentos en años recientes nos demuestran que se puede económicamente producir concentrados que son usados en la industria de los fertilizantes. Finalmente el proceso de ósmosis inversa tiene muchas aplicaciones y está todavía en desarrollo y en un futuro será un proceso común en muchas industrias.

4.3. ESPECIFICACIONES DE CONSTRUCCION.

En esta parte de la tesis se selecciona las características técnicas para la construcción de la planta de ósmosis inversa, así como los criterios que se toman en cuenta para esta selección.

Estos datos son usados en el Capítulo V para el dimensionamiento final de la planta diseñada para producir 1700 metros cúbicos de agua desalinizada por día.

Se trata principalmente de la selección de las tuberías para el sistema de alimentación a los recipientes de presión, tuberías para los sistemas de baja presión, las conexiones necesarias, la selección del tipo de bomba de alta presión para el sistema de ósmosis inversa y la construcción de los recipientes de presión.

Tubería de Alimentación de los Recipientes de Presión.

Este sistema está conectado entre la bomba de alta presión y los recipientes de presión. Este sistema es de alta presión o sea para presiones entre 54 y 68 Atm. (800 a 1000 PSI).

Criterio de Selección: Los criterios de selección tiene que

con los siguientes aspectos que se deben satisfacer:

- 1) Resistir los puntos de operación, esto es presiones menores de 68 Atm. (1000 PSI), con un alto coeficiente de seguridad.
- 2) Resistir la alta salinidad del agua de mar, para que no exista corrosión y garantice larga vida de operación.
- 3) Las conexiones deben cumplir también los dos puntos anteriores.
- 4) Las tuberías y conexiones deben estar comercializados y que se puedan conseguir en el mercado nacional.
- 5) Que el costo sea ventajoso.

Decisión: Se selecciona las mangueras Gates cuyas características técnicas satisfacen las especificaciones. Del catálogo de Mangueras Industriales y Conexiones Gates se selecciona el siguiente tipo de manguera.

Manguera Gold Master (Serie 319 MB).

Recomendada para: Manguera de uso multiple de gran resistencia contra el aplastamiento y gran flexibilidad, para sistemas de hasta 68 Atm. (1000 PSI). La Tabla IX nos da las especificaciones técnicas.

Conexiones para el Sistema de Alta Presión.

De acuerdo a la selección tomada de utilizar mangueras industriales para el sistema de alta presión, escogemos del catálogo de Mangueras Industriales y Conexiones Gates el tipo de conexión que satisface los requerimientos técnicos, o sea:

Conexión de Enclavamiento.

Esta conexión es usada en mangueras para alta presión (Presiones menores de 68 Atm.) y temperaturas ambiente. Las piezas de inserción deben de ser sujetas a la manguera solamente con abrazaderas de enclavamiento.

Descripción: Unión giratoria de hierro maleable, las piezas de inserción y adaptadores pueden ser de acero anticorrosivo, hierro maleable y todas las piezas son laminadas de cadmio. Ambas roscas NPT (Rosca de tubería ahusada standar americana) macho y hembra, tienen el mismo tamaño nominal que el D.I. de la manguera. Se encuentra una unión rectificada entre el adaptador y la inserción hembra. En la Fig. 4.6. se presenta este tipo de conexión y en la tabla X se dan las especificaciones técnicas.

Abrazadera de Enclavamiento de Cuatro Pernos.

Descripción: De hierro fundido maleable, laminado de cadmio con cuatro pernos y cuatro tuercas.

Aplicación: Para uso con inserciones del tipo de enclavamiento en sistemas de alta presión. La figura 4.6. nos presenta este tipo de abrazadera y la tabla XI se dan las especificaciones técnicas.

TABLA X ESPECIFICACIONES DE LAS CONEXIONES DE ENCLAVAMIENTO GATES PARA ALTA PRESION*			
D.I. DE LA MANGUERA		NUMEROS DE PRODUCTO	
Pul.	m.m.	MACHO	HEMBRA
1/4	6.35	7311-42	7311-71
3/8	9.53	7311-44	7311-72
1/2	12.70	7311-48	7311-73
3/4	19.00	7311-50	7311-77
1	25.40	7311-52	7311-81
1 1/4	31.75	7311-54	7311-85
1 1/2	38.10	7311-56	7311-89
2	50.80	7311-60	7311-93
2 1/2	63.50	7311-62	7311-95
3	76.20	7311-66	7311-99
4	101.60	7311-68	7311-101
* Ref. Catálogo de Mangueras Industriales Gates.			

TABLA XI ESPECIFICACIONES DE LAS ABRAZADERAS DE
CUATRO PERNOS PARA ALTA PRESION GATES*

SE ADAPTA A D.E. DE MANGUERAS		TAMAÑO DE ABRAZADERA	NUMERO DE PRODUCTO
De Pul.	Hasta m.m.		
1 11/16 - 1 27/32	39.25 - 46.83	1	7365-721
1 7/8 - 2 1/16	47.63 - 52.39	1 1/8	7365-714
2 1/16 - 2 1/4	52.39 - 57.15	1 1/4	7365-716
2 1/4 - 2 7/16	57.15 - 61.91	1 1/2	7365-718
2 15/32 - 2 23/32	62.71 - 69.06	1 5/8	7365-720
2 23/32 - 2 25/32	69.06 - 70.64	2X	7365-721
2 3/4 - 3 1/16	69.85 - 77.79	2	7365-722
3 3/32 - 3 7/16	78.58 - 87.31	2 1/8	7365-724
3 1/2 - 3 15/16	88.90 - 100.00	2 1/2	7365-726
3 13/16 - 4 3/16	96.84 - 106.36	3S	7365-728
4 1/16 - 4 7/16	103.19 - 112.71	3	7365-730
4 7/8 - 5 5/16	123.83 - 134.94	4A	7365-732
* Ref. Catálogo de Mangueras Industriales Gates.			

Tubería de Succión para Alimentación de la Planta.

Este sistema trabaja desde la fuente de agua de mar hacia la bomba succionadora de alimentación de la planta desalinizada - ra. El sistema es de baja presión, o sea para presiones menores de 13.6 Atm. (200 PSI).

Criterio de Selección: La selección del tipo de tubería debe satisfacer los siguientes aspectos:

- 1) Debe resistir tanto las presiones de succión como las de descarga.
- 2) Resistir la alta salinidad del agua de mar, para que no exista rápido deterioro por corrosión y garantice larga vida de operación.
- 3) Debe resistir las condiciones atmosféricas (temperatura, viento, lluvia, humedad, intensidad de las radiaciones, electricidad, composición química), por estar puertas afuera de la planta.
- 4) Tanto las tuberías como las conexiones deben estar comercializadas en el mercado nacional.
- 5) El costo debe ser ventajoso.

Recipientes de Presión.

Los recipientes de presión contienen a los módulos de ósmosis inversa, por lo tanto, este sistema es alimentado con agua de mar a alta presión para que se produzca el proceso de desalinización. El recipiente de presión básicamente es un tubo de acero con unas tapas en los extremos que se cierran herméticamente, está provisto de conexiones para las tuberías de: Alimentación de agua de mar, salida de agua desalinizada y salida del agua salobre de rechazo o concentrado.

En la Fig. 4.2. se presenta un recipiente de presión para ósmosis inversa, en éste los módulos están conectados en serie y se puede apreciar el ducto anular de reposición de agua salobre, cuya función está descrita en el punto 2.3.1. de la tesis.

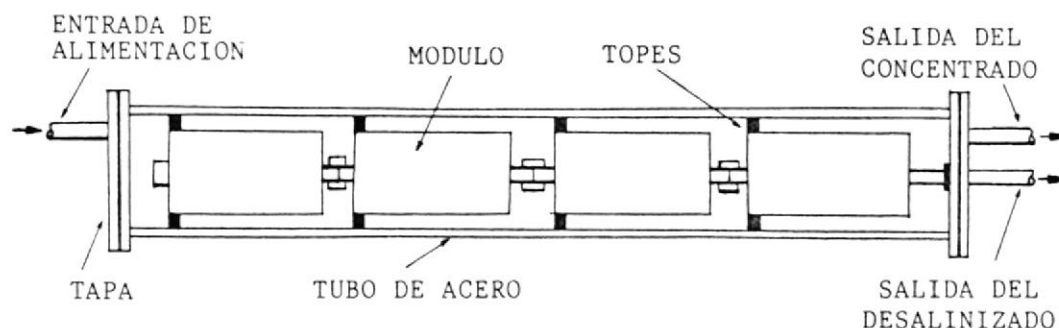


Fig. 4.2. Recipiente de presión.

El conjunto de recipientes de presión que trabajan con la misma bomba de alta presión se llama banco de ósmosis inversa, la Fig. 4.3. es una representación de un banco de O.I.

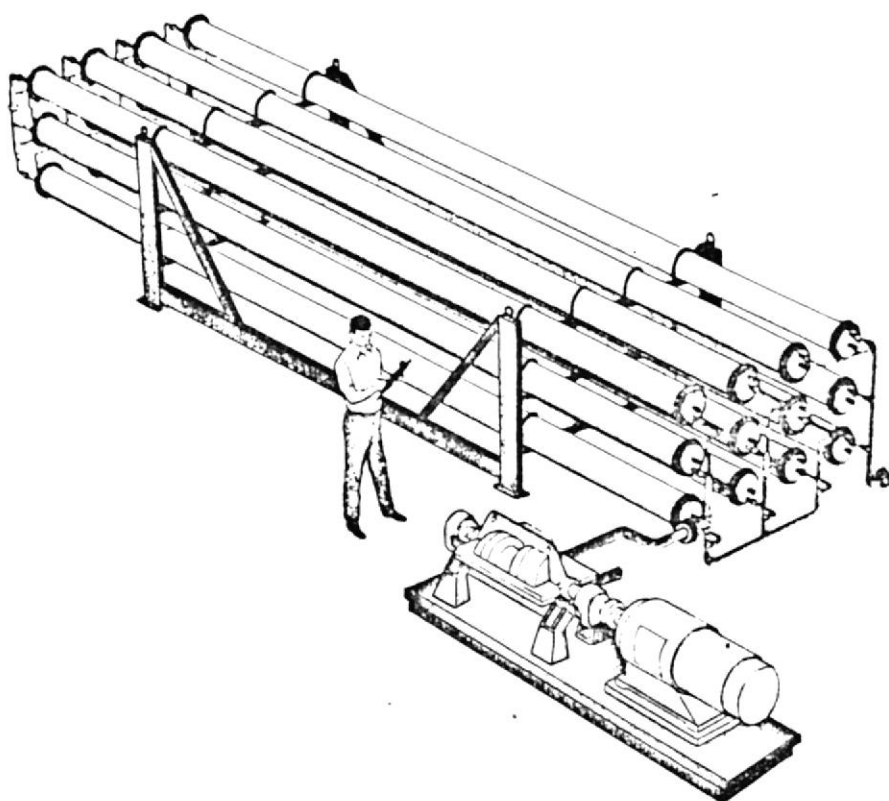


Fig. 4.3. Banco de ósmosis inversa.

El material de construcción de los recipientes de presión debe resistir la alta presión, presiones menores de 68 Atm, así como también debe resistir la corrosión.

TABLA XII ESPECIFICACIONES DE DISEÑO Y PRESIONES
 DE TRABAJO PERMISIBLES EN LAS TUBERIAS
 DE ACERO. *

Dia. NOMINAL	No. Sch.	PESO	D.E.	ESPESOR	D.I.	PRESION PERMISIBLE	
in.		kg/m	m.m.	m.m.	m.m.	PSI	M Pa
$\frac{1}{2}$	S 40	0.12	21.34	2.77	15.80	2258	15.56
$\frac{3}{4}$	S 40	0.16	26.67	2.87	20.93	1933	13.33
	S 80	0.20		3.91	18.85	3451	23.79
1	S 40	0.23	33.40	3.38	26.64	2103	14.49
	X 80	0.30		4.55	24.31	3468	23.90
	160	0.39		6.36	20.70	5720	39.43
	XX	0.51		9.04	15.21	9534	65.73
$1\frac{1}{2}$	S 40	0.38	48.26	3.68	40.89	1672	11.53
	X 80	0.50		5.08	38.10	2777	19.14
	160	0.67		7.14	34.00	4994	34.43
	XX	0.89		10.16	27.94	7228	49.83
2	S 40	0.51	60.33	3.91	52.50	1469	10.13
	X 80	0.70		5.54	49.25	2488	17.15
	160	1.03		8.71	42.85	4617	31.83
	XX	1.25		11.07	38.18	6284	43.32
3	S 40	1.50	88.40	5.49	77.93	1640	11.30
	X 80	2.08		7.62	73.66	2552	17.60
	160	3.13		11.13	66.65	4122	28.42
	XX	3.82		15.24	58.42	6089	41.98
4	S 40	1.50	114.3	6.02	102.26	1434	9.86
	X 80	2.08		8.56	97.18	2275	15.68
	160	3.12		13.49	87.33	3438	27.42
	XX	3.82		17.12	80.06	5307	36.59
6	S 40	2.63	168.3	7.11	154.05	1205	8.31
	X 80	3.96		10.97	146.08	2062	14.22
	160	6.28		18.28	131.75	3754	25.88
	XX	7.37		21.95	124.38	4659	32.12

CONTINUACION DE LA TABLA XII

Dia. NOMINAL	No. Sch.	PESO	D.E.	ESPESOR	D.I.	PRESION PERMISIBLE	
in.		Kg/m	m.m.	m.m.	m.m.	PSI	M Pa
8	S 40	3.96	219.1	8.18	202.8	1098	7.57
	X 80	6.01		12.70	193.7	1864	12.85
	XX	10.03		22.23	179.6	3554	24.50
	160	10.35		23.01	173.1	3699	25.50
10	S 40	5.61	273.1	9.27	254.5	1022	7.05
	X 60	7.58		12.70	247.7	1484	10.23
	160	16.03		28.58	215.9	3736	25.76
12	S	6.18	323.8	9.53	304.8	976	6.73
	X	9.06		12.70	298.5	1245	8.58
	160	22.21		33.32	257.2	3113	21.46

ESFUERZOS DE TENSION PERMISIBLES EN LAS TUBERIAS
SCHEDULE DE ACERO SOLDADO SIN COSTURA.

MATERIAL	ESPECIFIC.	GRADO	ESFUERZO PERMISIBLE DE - 29°C a 38°C	
			PSI	M Pa.
Acero al carbono	ASTM A106	A	16000	110.3
Acero al carbono	ASTM A106	B	20000	137.9
Acero inoxidable	ASTM A312	TP 304	20000	137.9

- * Ref. 1
 ** Estandar (S)
 *** Extra fuerte (X)
 ***** Doble extra fuerte (XX)
 ***** Acero inoxidable (18 Cr - 8 Ni)

Tomando en cuenta la experiencia en la tecnología de desalinización por ósmosis inversa* se recomienda tubos de acero inoxidables o de acero al carbono de buena resistencia para las presiones de operación con protección de pinturas anticorrosivas son aceptables. Así se utilizan tubos de acero SCHEDULE para trabajar a alta presión y temperaturas ambiente.

La tabla XII nos presenta las especificaciones técnicas de las tuberías SCHEDULE. La selección del tubo de acero para el recipiente de presión de la tabla XII depende de la presión a que estará sometido éste y del diámetro del módulo a utilizarse.

Tapa del Recipiente de Presión.

Tiene la función de cerrar herméticamente el recipiente de presión de ósmosis inversa y su construcción está basada en los siguientes cálculos.

Espesor de la Tapa del Recipiente de Presión: La tapa del recipiente de presión es una placa circular de espesor constante sometida a una carga constante de la presión interna (P_1) del

* Ref. 3

recipiente y simplemente apoyada en todo el borde de la tapa, tal como se aprecia en la Fig. 4.4.

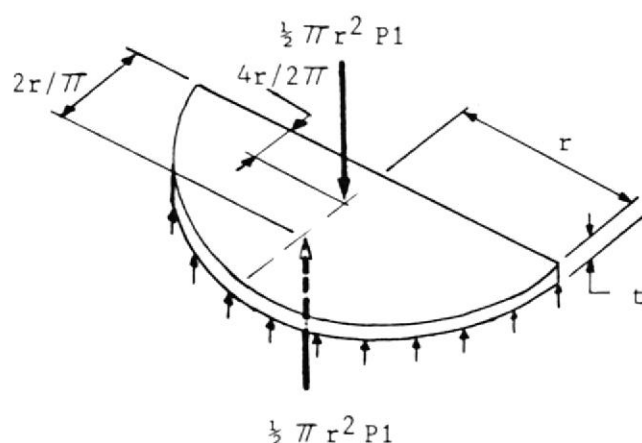


Fig. 4.4. Placa plana circular uniformemente cargada y simplemente apoyada en los bordes.

La tapa está sometida a un momento flector en el plano diametral, lo cual produce una tensión máxima de flexión en la superficie externa de la tapa.

Según la mecánica de sólidos el espesor de la tapa debe ser considerado de acuerdo a la tensión máxima admitida por el coeficiente de seguridad (n).

Para determinar la tensión máxima de flexión en una placa plana circular nos referimos a los estudios de Seely y Smith* cuyo resultado da valores adecuados a la tensión cuando la placa plana está fabricada con un material dúctil lo cual ha sido comprobado experimentalmente, así tenemos:

$$\sigma = P_1 r^2 / t^2 \quad (4.1)$$

Donde: σ = Tensión de flexión máxima en la superficie externa de la tapa.

P_1 = Presión interna del recipiente.

r = Radio de la placa circular.

t = Espesor de la tapa.

Aplicando la teoría de la energía de distorsión, en que el fallo se produce por fluencia del material dúctil cuando la energía de distorsión alcanza un valor igual al que se produce en el ensayo de tracción simple en el momento de fluencia.

Luego, el espesor (t) en función de la presión interna (P_1), la tensión de fluencia del material (S_y), del radio de la tapa (r) y del coeficiente de seguridad (n) es:

$$t = r [n P_1 / S_y]^{\frac{1}{2}} \quad (4.2)$$

* Ref. 12

Número de Pernos de Sujeción de la Tapa del Recipiente: La unión firme y hermética de la tapa al recipiente de presión de ósmosis inversa se la realiza por medio de pernos. La figura 4.5. nos muestra la tapa empernada al recipiente de presión y la junta de cierre hermético.

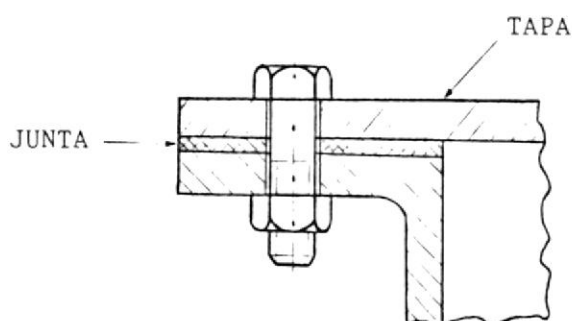


Fig. 4.5. Tapa empernada a tracción.

De la teoría de juntas empernadas a tracción tenemos que la fuerza máxima que resisten los pernos es:

$$F_{\max} = c F_t + F_i \quad (4.3)$$

Donde: $F_{\max}$ = Fuerza máxima que resisten los pernos.
 c = Coeficiente de rigidez de la junta.
 F_t = Fuerza de tracción externa.
 F_i = Fuerza previa inicial sobre los pernos.

La fuerza previa inicial que se requiere sobre los pernos es para producir el sellamiento hermético de la junta, generalmente se usan sellos de asbesto reforzado que requieren una presión mínima de asiento de 280 Kg/cm^2 .

Según Shigley*, para el diseño de uniones empernadas el coeficiente de seguridad (n) para condiciones de funcionamiento moderado es de 1.5 ; luego:

$$S_p / n = F_{\max} / A \quad (4.4)$$

Donde: S_p = Resistencia de prueba del perno $[\text{Kg/cm}^2]$, y está dado por la tabla XIV en que se da las especificaciones SAE para pernos.

A = Area total de pernos.

Luego el número de pernos N está dado por:

$$N = \frac{A}{\frac{\pi}{4} \phi^2} \quad (4.5)$$

Donde ϕ es el diámetro de la sección del perno (Pitch diameter) y que está dado en la tabla XIV.

* Ref. 12

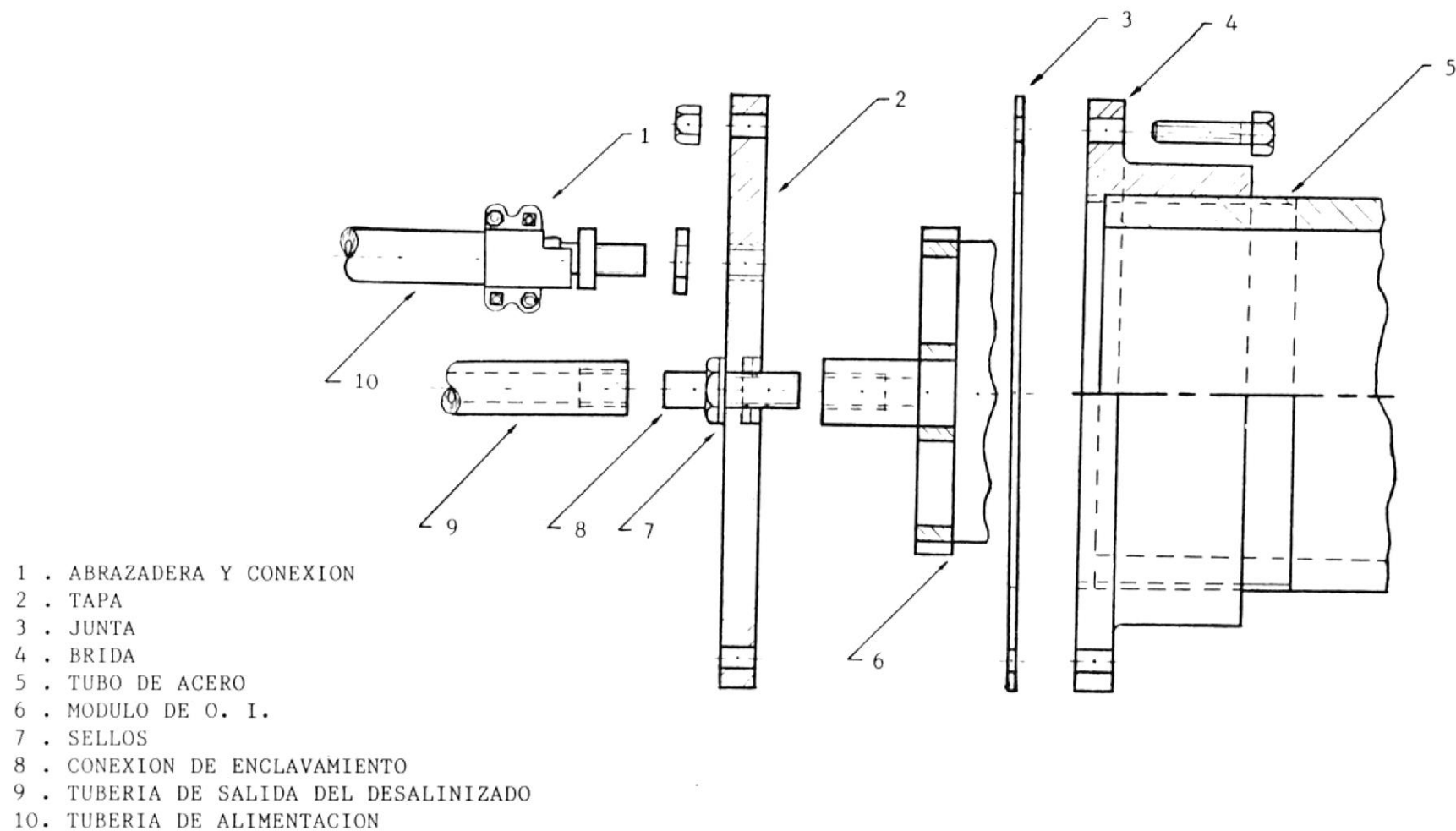


Fig. 4.6. Detalle de construcción del recipiente de presión.

Selección del Tipo de Bomba de Alta Presión.

La selección del tipo de bomba de alta presión es uno de los puntos importantes en el diseño del banco de ósmosis inversa.

Tomando en cuenta la experiencia en desalinización de U. Merten* que recomienda que el tipo de bomba a seleccionarse debe ser de acuerdo al punto de operación de la planta desalinizadora. Así las bombas centrífugas son generalmente preferidas por causa de su poco requerimiento en el mantenimiento. No obstante para caudales pequeños este tipo de bomba no es conveniente por su elevado costo y también por la disminución de su eficiencia. Por lo tanto para este último caso se recomienda las bombas de pistones, que son usadas en plantas pilotos, unidades de laboratorio y de demostración.

La tabla XV nos presenta las recomendaciones prácticas para la selección del tipo de bomba de alta presión a utilizarse dependiendo del punto de operación de la planta (Presión y caudal de alimentación)

Las bombas de alta presión deben resistir la corrosión, por lo que se recomienda bombas de hierro fundido o de material hidronalium para bombear agua salobre, la cual puede contener una salinidad de hasta 40.000 P.P.M.

* Ref. 5

TABLA XIV ESPECIFICACIONES SAE PARA PERNOS, TORNILLERIA Y ESPARRAGOS					
GRADO SAE	RESIST. A LA TRACC. Kg/cm2	CARGA DE PRUEBA Kg/cm2	DUREZA BRINELL Bhn	DIA. Pul.	MATERIAL
3	7 730	5 980	207-269	Hasta ½	Medio carbono, tra ba jado en frio. Medio carbono, tem pl ado y revenido.
	7 030	5 625	241-302	Hasta 5/8	
5	8 430	5 975	241-302	Hasta 3/4	
	8 080	5 480	235-302	3/4 - 1	
	7 380	5 200	233-285	1 - 1½	
6	9 840	7 730	285-331	Hasta 5/8	Aleado, medio car bo no, temp. y rev.
	9 350	7 380	269-331	-	
7	9 140	7 380	269-321	Hasta 1½	
8	10 550	8 440	302-352	Hasta 1½	
* Ref. 12					

TABLA XV TIPO DE BOMBA DE ALTA PRESION RECOMENDABLE*			
PRESION DE OPERACION		CAUDAL DE ALIMENTACION m ³ /Día	TIPO DE BOMBA
M Pa	PSI		
> 6.9	> 1000	> 760	CENTRIFUGA MULTIETAPAS
6.9 - 2.7	1000 - 400	760 - 380	CENTRIFUGA MULTIETAPAS
< 6.9	< 1000	< 380	DE PISTONES
* Ref. 5			

CAPITULO V

VERIFICACION DEL PROYECTO

5.1. OBTENCION DE DATOS DE LA PLANTA EMAPSA

Los datos obtenidos en la planta EMAPSA son la base para la comparación de los resultados teóricos y para la comprobación del método de diseño planteado en la tesis. La tabla XVI presenta las características de operación de la planta EMAPSA.

TABLA XVI		CARACTERISTICAS DE OPERACION DE LA PLANTA EMAPSA	
Producción de agua desalinizada (m3/Día)		1700	
Potencia instalada (Kw)		1230	
Presión de operación (MPa)		<5.9	
Caudal de alimentación de agua salobre (m3/Día)		<5400	
Concentración de alimentación (PPM)		36000	
Concentración del desalinizado (PPM)		< 500	
Número de bancos de O.I.		3	
Número de etapas por banco de O.I.		2	
Número de recipientes de presión.		96	
Número de módulos de O.I.		576	

La planta EMAPSA tiene 3 bancos de ósmosis inversa con dos etapas de desalinización cada uno. La planta tiene como fuente de energía 3 motogeneradores a diesel que producen una potencia máxima de 1430 Kw (410 Kw c/u.). El consumo de energía de toda la planta durante el tiempo de observación de su funcionamiento fue de 13.1 Kw-h por cada metro cúbico de agua desalinizada. La tabla XVII presenta las características de operación de un banco de O.I. de EMAPSA.

TABLA XVII DATOS POR ETAPA DE UN BANCO DE OSMOSIS INVERSA DE EMAPSA			
CARACTERISTICAS DE OPERACION	UNIDADES	1ra. ETAPA	2da. ETAPA
Caudal de alimentación	m3/Día	1663	652
Presión de trabajo	M Pa	5.5	2.5
Caudal de producción	m3/Día	652	566
Potencia Hidráulica	Kw	106	19
# de recipientes de presión		24	8
# de módulos por recipiente		6	6
# de módulos		144	48
Salinidad de alimentación	PPM	36000	2000
Salinidad del desalinizado	PPM	2000	310
% de conversión	%	39	86.8

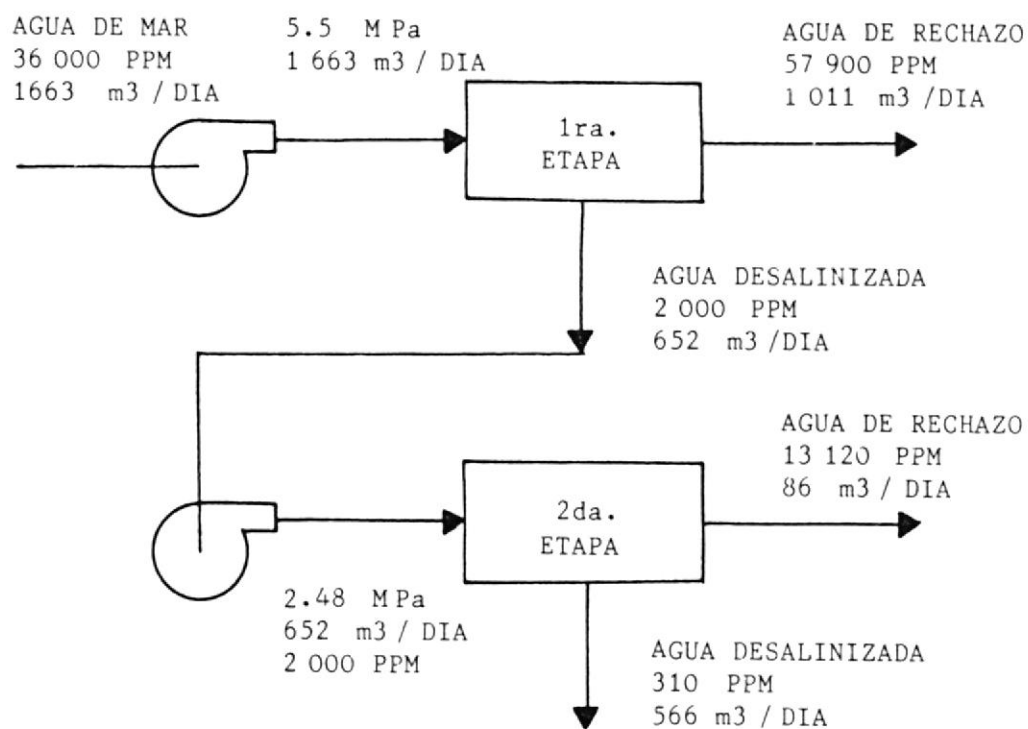


Fig. 5.1. Esquema de un banco de Osmosis Inversa de EMAPSA.

5.2. OBTENCION DE LOS DATOS TEORICOS

En las siguientes tablas son presentados los resultados del procesamiento de datos en el microcomputador, con el programa de diseño del banco desalinizador (Apéndice B) para un requerimiento de producción de 1 700 metros cúbicos de agua desalinizada por día. Las tablas nos dan información del funcionamiento del funcionamiento del banco desalinizador en diferentes circunstancias que ocurren durante la vida de las membranas de ósmosis inversa.

Cada tabla se la obtiene procesando el programa de computación, los datos de entrada son tomados de EMAPSA durante su funcionamiento, los cuales varían de acuerdo a la disminución de la permeabilidad de la membrana y de las condiciones en que esté el agua de alimentación.

Por último se toma una decisión final en el diseño del banco de ósmosis inversa que garantiza la producción diaria de 1700 metros cúbicos de agua desalinizada durante el tiempo de vida de la membrana, esta decisión se la toma analizando los resultados de la tablas de funcionamiento del banco desalinizador, dadas por el microcomputador, una vez analizados todo estos datos se presenta una tabla final del diseño del banco desalinizador de ósmosis inversa. (Tabla XXII)

***** RESULTADOS DE LOS CALCULOS DEL DISEÑO DE UN BANCO
 ***** DE OSMOSIS INVERSA DE LA PLANTA DESALINIZADORA

PRODUCCION DIARIA DE LA PLANTA..	1700 M3/DIA
# DE BANCOS DE OSMOSIS INVERSA..	3

***** RESULTADOS DE LA ETAPA

1

POT. HIDRAULICA REQUERIDA.	102 KW
PRESION DE OPERACION.....	5170000 PASCAL
CAUDAL DE ALIMENTACION....	1713 M3/DIA
CAUDAL DESALINIZADO.....	714 M3/DIA
CAUDAL DE RECHAZO.....	999 M3/DIA
SALINIDAD DE ALIMENTACION.	36000 PPM
SALINIDAD DEL DESALINIZADO	1453 PPM
SALINIDAD DE RECHAZO.....	59944 PPM
# MODULOS POR RECIPIENTE..	5
# DE RECIPIENTES.....	24
# DE MODULOS.....	120
% DE CONVERSION.....	41.68126094
CAIDA DE PRESION.....	3175 PASCAL

***** RESULTADOS DE LA ETAPA

2

POT. HIDRAULICA REQUERIDA.	19 KW
PRESION DE OPERACION.....	2413000 PASCAL
CAUDAL DE ALIMENTACION....	714 M3/DIA
CAUDAL DESALINIZADO.....	619 M3/DIA
CAUDAL DE RECHAZO.....	95 M3/DIA
SALINIDAD DE ALIMENTACION.	1453 PPM
SALINIDAD DEL DESALINIZADO	153 PPM
SALINIDAD DE RECHAZO.....	9743 PPM
# MODULOS POR RECIPIENTE..	6
# DE RECIPIENTES.....	9
# DE MODULOS.....	54
% DE CONVERSION.....	86.69467787
CAIDA DE PRESION.....	3810 PASCAL

% DE CONVERSION TOTAL.....	36.1354349
AREA TOTAL DE MEMBRANA....	14616 M2
TOTAL DE MODULOS.....	522
TOTAL DE RECIPIENTES.....	99

***** DATOS USADOS EN EL DISEÑO

EFIC. DE RECHAZO DE SAL...	97 %
AREA MODULAR DE MEMBRANAS.	28 M2
PERMEABILIDAD DE LA MEMB..	3.4E-13 KG-M/PA-M2-S
TEMPERATURA DE OPERACION..	25 GRAD. C
SALINIDAD DE ALIMENTACION.	36000 PPM

***** RESULTADOS DE LOS CALCULOS DEL DISEÑO DE UN BANCO
 ***** DE OSMOSIS INVERSA DE LA PLANTA DESALINIZADORA

PRODUCCION DIARIA DE LA PLANTA..	1700 M3/DIA
# DE BANCOS DE OSMOSIS INVERSA..	3

***** RESULTADOS DE LA ETAPA

1

POT. HIDRAULICA REQUERIDA.	100 KW
PRESION DE OPERACION.....	5446000 PASCAL
CAUDAL DE ALIMENTACION....	1593 M3/DIA
CAUDAL DESALINIZADO.....	691 M3/DIA
CAUDAL DE RECHAZO.....	902 M3/DIA
SALINIDAD DE ALIMENTACION.	36000 PPM
SALINIDAD DEL DESALINIZADO	1947 PPM
SALINIDAD DE RECHAZO.....	61111 PPM
# MODULOS POR RECIPIENTE..	5
# DE RECIPIENTES.....	22
# DE MODULOS.....	110
% DE CONVERSION.....	43.37727558
CAIDA DE PRESION.....	3175 PASCAL

***** RESULTADOS DE LA ETAPA

2

POT. HIDRAULICA REQUERIDA.	19 KW
PRESION DE OPERACION.....	2480000 PASCAL
CAUDAL DE ALIMENTACION....	691 M3/DIA
CAUDAL DESALINIZADO.....	593 M3/DIA
CAUDAL DE RECHAZO.....	98 M3/DIA
SALINIDAD DE ALIMENTACION.	1947 PPM
SALINIDAD DEL DESALINIZADO	227 PPM
SALINIDAD DE RECHAZO.....	12121 PPM
# MODULOS POR RECIPIENTE..	7
# DE RECIPIENTES.....	9
# DE MODULOS.....	63
% DE CONVERSION.....	85.81765557
CAIDA DE PRESION.....	4445 PASCAL

% DE CONVERSION TOTAL.....	37.22536095
AREA TOTAL DE MEMBRANA....	14532 M2
TOTAL DE MODULOS.....	519
TOTAL DE RECIPIENTES.....	93

***** DATOS USADOS EN EL DISEÑO

EFIC. DE RECHAZO DE SAL....	96 %
AREA MODULAR DE MEMBRANAS.	28 M2
PERMEABILIDAD DE LA MEMB..	2.4E-13 KG-M/PA-M2-S
TEMPERATURA DE OPERACION..	25 GRAD. C
SALINIDAD DE ALIMENTACION.	36000 PPM

***** RESULTADOS DE LOS CALCULOS DEL DISEÑO DE UN BANCO
 ***** DE OSMOSIS INVERSA DE LA PLANTA DESALINIZADORA

PRODUCCION DIARIA DE LA PLANTA..	1700 M3/DIA
# DE BANCOS DE OSMOSIS INVERSA..	3

***** RESULTADOS DE LA ETAPA 1

POT. HIDRAULICA REQUERIDA.	94 KW
PRESION DE OPERACION.....	5722000 PASCAL
CAUDAL DE ALIMENTACION....	1418 M3/DIA
CAUDAL DESALINIZADO.....	676 M3/DIA
CAUDAL DE RECHAZO.....	742 M3/DIA
SALINIDAD DE ALIMENTACION.	36000 PPM
SALINIDAD DEL DESALINIZADO	2517 PPM
SALINIDAD DE RECHAZO.....	65869 PPM
# MODULOS POR RECIPIENTE..	7
# DE RECIPIENTES.....	20
# DE MODULOS.....	140
% DE CONVERSION.....	47.67277856
CAIDA DE PRESION.....	4445 PASCAL

***** RESULTADOS DE LA ETAPA 2

POT. HIDRAULICA REQUERIDA.	20 KW
PRESION DE OPERACION.....	2620000 PASCAL
CAUDAL DE ALIMENTACION....	676 M3/DIA
CAUDAL DESALINIZADO.....	578 M3/DIA
CAUDAL DE RECHAZO.....	98 M3/DIA
SALINIDAD DE ALIMENTACION.	2517 PPM
SALINIDAD DEL DESALINIZADO	340 PPM
SALINIDAD DE RECHAZO.....	15124 PPM
# MODULOS POR RECIPIENTE..	8
# DE RECIPIENTES.....	9
# DE MODULOS.....	72
% DE CONVERSION.....	85.50295857
CAIDA DE PRESION.....	5080 PASCAL

% DE CONVERSION TOTAL.....	40.7616361
AREA TOTAL DE MEMBRANA....	17808 M2
TOTAL DE MODULOS.....	636
TOTAL DE RECIPIENTES.....	87

***** DATOS USADOS EN EL DISEÑO

EFIC. DE RECHAZO DE SAL...	95 %
AREA MODULAR DE MEMBRANAS.	28 M2
PERMEABILIDAD DE LA MEMB..	2.03E-13 KG-M/PA-M2-C
TEMPERATURA DE OPERACION..	25 GRAD. C
SALINIDAD DE ALIMENTACION.	36000 PPM

***** RESULTADOS DE LOS CALCULOS DEL DISEÑO DE UN BANCO
 ***** DE OSMOSIS INVERSA DE LA PLANTA DESALINIZADORA

PRODUCCION DIARIA DE LA PLANTA..	1700 M3/DIA
# DE BANCOS DE OSMOSIS INVERSA..	3

***** RESULTADOS DE LA ETAPA

1

POT. HIDRAULICA REQUERIDA.	98 KW
PRESION DE OPERACION.....	5860000 PASCAL
CAUDAL DE ALIMENTACION....	1447 M3/DIA
CAUDAL DESALINIZADO.....	691 M3/DIA
CAUDAL DE RECHAZO.....	756 M3/DIA
SALINIDAD DE ALIMENTACION.	36000 PPM
SALINIDAD DEL DESALINIZADO	3001 PPM
SALINIDAD DE RECHAZO.....	65007 PPM
# MODULOS POR RECIPIENTE..	6
# DE RECIPIENTES.....	21
# DE MODULOS.....	126
% DE CONVERSION.....	47.75397373
CAIDA DE PRESION.....	3810 PASCAL

***** RESULTADOS DE LA ETAPA

2

POT. HIDRAULICA REQUERIDA.	22 KW
PRESION DE OPERACION.....	2760000 PASCAL
CAUDAL DE ALIMENTACION....	691 M3/DIA
CAUDAL DESALINIZADO.....	580 M3/DIA
CAUDAL DE RECHAZO.....	111 M3/DIA
SALINIDAD DE ALIMENTACION.	3001 PPM
SALINIDAD DEL DESALINIZADO	456 PPM
SALINIDAD DE RECHAZO.....	16095 PPM
# MODULOS POR RECIPIENTE..	8
# DE RECIPIENTES.....	10
# DE MODULOS.....	80
% DE CONVERSION.....	83.93632416
CAIDA DE PRESION.....	5080 PASCAL

% DE CONVERSION TOTAL.....	40.0829302
AREA TOTAL DE MEMBRANA....	17304 M2
TOTAL DE MODULOS.....	618
TOTAL DE RECIPIENTES.....	93

***** DATOS USADOS EN EL DISEÑO

EFIC. DE RECHAZO DE SAL....	94 %
AREA MODULAR DE MEMBRANAS.	28 M2
PERMEABILIDAD DE LA MEMB..	1.7E-13 KG-M/PA-M2-S
TEMPERATURA DE OPERACION..	25 GRAD. C
SALINIDAD DE ALIMENTACION.	36000 PPM

TABLA XXII

DISEÑO FINAL DE UN BANCO DE OSMOSIS INVERSA
DE LA PLANTA DESALINIZADORA DE 1700 m³/DIA

PARAMETROS DE FUNCIONAMIENTO	UNIDADES	ETAPA 1	ETAPA 2
Máxima potencia hidráulica requerida	Kw	102	22
Rango de presiones de operación	M Pa	5.86 - 5.17	2.4 - 3
Rango de caudales de operación	m ³ /Día	1418 - 1713	676 - 714
Rango de caudal desalinizado	m ³ /Día	676 - 714	566
Salinidad de alimentación	PPM	36000	3000
Máxima salinidad del desalinizado	PPM	3000	500
Número de recipientes de presión	-	24	8
Número de Módulos por recipiente	-	6	6
Número de módulos	-	144	48
Porcentaje de conversión	%	40	86

- Total de bancos desalinizadores es 3.

- La conversión total máxima es del 40%.

- El total de módulos requeridos en la planta es 576.

- El total de recipientes de presión es de 96.

- La eficiencia de rechazo de sal de la membrana es $\leq 97\%$.

- La permeabilidad inicial de la membrana es $3.4 \times 10^{-13} \text{ Kg-m/Pa-m}^2\text{-s}$.

5.3. COMPARACION DE RESULTADOS

El objetivo de este punto es comparar los resultados teóricos del diseño del banco desalinizador con los datos reales del funcionamiento de la planta EMAPSA.

En la tabla XXIII se presenta la comparación de resultados entre los obtenidos con el programa de diseño y los de funcionamiento de la planta EMAPSA en diferentes fechas durante el tiempo de operación de las membranas. Los datos de entrada con que se alimenta al microcomputador son los mismo que los de EMAPSA.

Como se puede apreciar los resultados son bastante aproximados siendo su diferencia en un porcentaje muy pequeño en cada uno. La permeabilidad ha sido disminuida de acuerdo al tiempo de operación de las membranas y por lo tanto los demás parámetros también cambian con el finde obtener la producción diaria requerida en el diseño. Así las tablas XVIII a XXI nos dan resultados cuantitativos con los cuales se pueden tomar decisiones que garantizan la producción diaria requerida tomando en cuenta el mínimo costo en base a la optimización de los parámetros de funcionamiento de la planta.

En conclusión, los resultados teóricos son similares a los de funcionamiento de la planta EMAPSA, quedando así demostrado que la teoría expuesta en la tesis para el diseño del banco desalinizador es aceptable y confiable para diseñar plantas desalinizadoras por el método de ósmosis inversa, para cualquier requerimiento de producción diaria y en condiciones diversas del agua de alimentación de la planta.

TABLA XXIII

COMPARACION DE RESULTADOS

PRINCIPALES DATOS DE ENTRADA*			RESULTADOS DEL DISEÑO DE LA PLANTA DESALINIZADORA DE 1700 m ³ /DIA					
REDUCCION**DE PERMEABILIDAD %	EFIC. DE RECHAZO DE SAL %	PRESION DE OPERACION Pa.	CAUDAL DE ALIMENTACION A LA PLANTA m ³ /DIA	CAUDAL DESALINIZADO m ³ /DIA	SALINIDAD FINAL PPM	% DE CONVERSION TOTAL	TOTAL DE RECIPIENTES DE PRESION	POTENCIA HIDRAULICA REQUERIDA Kw.
0	97	5'170 000	5 139	1 857	153	36.1	99	363
30	96	5'446 000	4 779	1 779	227	37.2	93	358
40	95	5'772 000	4 254	1 734	340	40.7	87	342
50	94	5'860 000	4 341	1 740	456	40.0	96	360
EMAPSA ***	—	5'200 000	5 147	1 700	160	33.0	96	371
EMAPSA ****	—	5'515 000	4 990	1 700	310	34.0	96	375

- * La salinidad promedio del agua de mar de alimentación es 36 000 PPM.
 * La temperatura promedio del agua de alimentación es de 25° C.
 ** La permeabilidad inicial de la membrana es 3.4×10^{-13} Kg-m/Pa-m²-s.
 *** Condiciones de operación al 12 mes.
 **** Condiciones de operación a los 13 meses.

C A P I T U L O V I

C O N S I D E R A C I O N E S E C O N O M I C A S

El objetivo de este capítulo es comparar los costos entre una planta completamente importada y otra de construcción nacional, tanto en lo que se refiere a la inversión inicial como al precio de producción del metro cúbico de agua desalinizada.

6.1. COSTO DE IMPORTACION DE LA PLANTA DE 1700 METROS CUBICOS DE AGUA POR DIA.

La compra en los Estados Unidos de los equipos y maquinarias para la planta desalinizadora por O.I., de 1700 m³/Día, es de 95 millones de sucres actualmente (Precio CIF). Con este precio estimamos el costo de la planta totalmente importada.

Maquinarias y Equipos (Precio CIF)	S/.	95'000 000
Derechos Arancelarios (25% del CIF)	"	23'750 000
Estabilización Monetaria (5% del CIF)	"	4'750 000
Tasas de Servicio (1% del CIF)	"	950 000
5% de Transacciones Mercantiles.	"	4'750 000
PRECIO DE LA PLANTA TOTALMENTE IMPORTADA	S/.	129'200 000

Es importante también para la comparación de costos conocer la inversión total de la planta importada totalmente.

Costo de Máquinas y Equipos:	S/. 129'200.000
Costos de Terrenos y Edificios:	" 6'150.000
Costo del Montaje:	" 5'040.000
Costo de la Inversión Inicial:	S/. 140'390.000

Luego, la inversión inicial de la planta totalmente importada es de 140'390.000 sucres.

En el caso de que la planta sea introducida al país con liberación de aranceles de importación el costo de la inversión inicial sería de alrededor de 107 millones de sucres.

6.2. COSTO DE LA PLANTA CON PARTES Y CONSTRUCCION NACIONAL.

A continuación se hace la estimación económica de la inversión inicial de la planta desalinizadora con partes y construcción nacional que produce 1700 metros cúbicos de agua por día, por medio de 3 bancos de ósmosis inversa. La estimación económica se la hace para los dos sistemas de fuentes de energía estudiados para potenciar la planta diseñada, o sea a energía eléctrica y a diesel.

MAQUINAS Y EQUIPOS

ITEM	A ENERGIA ELECTRICA	A DIESEL
Módulos *		
576 @ S/. 16 000 c/u.	S/. 9'216.000	S/. 9'216.000
Recipientes de presión.		
96 @ S/. 50 000 c/u.	" 4'800.000	" 4'800.000
Bombas de Alta Presión con Motor Eléctrico *		
3 @ S/. 2'200.000 c/u.	" 6'600.000	" 6'600.000
Bombas de Mediana Presión. con Motor Eléctrico *		
3 @ S/. 1'150 000 c/u.	" 3'450.000	" 3'450.000
Transformador de 1200 KVA 1 @ S/. 9'500 000	" 9'500.000	
Electrogenerador de 300 Kw *		
3 @ S/. 2'300 000 c/u.		" 6'900.000
Bombas Centrífugas *		
con Motor Eléctrico		
3 @ S/. 350 000 c/u.	" 1'050.000	" 1'050.000
Filtros de Arena		
4 @ S/. 400 000 c/u.	" 1'600.000	" 1'600.000
Tuberías y Válvulas Dif. Diámetros.	" 1'250.000	" 1'250.000
Docificadores	" 360.000	" 360.000
6 @ S/. 60 000 c/u.		
Sistemas de Control *		
6 @ S/. 56 000 c/u.	" 335.000	" 336.000
Accesorios Varios	" 1'000.000	" 1'000.000
Equipos de Laboratorio *	" 400.000	" 400.000
TOTAL DE MAQUINAS Y EQUIPOS:	S/. 39'562.000	S/. 36'962.000

* Item de importación.

INVERSION EN ACTIVOS

	A ENERGIA ELECTRICA	A DIESEL
MAQUINAS Y EQUIPOS:	S/. 39'562.000	S/. 36'962.000
TERRENOS:	" 2'000.000	" 2'000.000
EDIFICIOS:	" 4'150.000	" 4'150.000
Inversión en Activos:	S/. 45'712.000	S/. 43'112.000

6.3. COSTO DE MONTAJE

El costo de montaje de la planta de construcción y de partes nacionales lo tomamos del costo de montaje de la planta EMAPSA esto es 3 millones 600 mil sucres. Para obtener un valor actualizado incrementamos un 40 % por aumento en los precios.

Costo de Montaje: S/. 5'040.000

Luego, al costo de montaje le sumamos el costo de la inversión en activos para obtener el costo de la inversión inicial de la planta de construcción y de partes nacionales, así tenemos,

	A ENERGIA ELECTRICA	A DIESEL
Inversión en Activos:	S/. 45'712.000	S/. 43'112.000
Costo de Montaje:	" 5'040.000	" 5'040.000
COSTO DE LA INVERSION INICIAL:	S/. 50'752.000	S/. 48'152.000

6.4. COSTO TOTAL DE LA PRODUCCION DE AGUA DESALINIZADA

En esta parte se hace una estimación del precio del metro cúbico del agua desalinizada producida por la planta diseñada en esta tesis, para esto tenemos que encontrar el costo de operación por metro cúbico de agua desalinizada en la planta. Las especificaciones de este cálculo se las presenta a continuación, para luego resumir el costo de operación por metro cúbico en una tabla.

COSTO DE OPERACION POR METRO CUBICO

Este cálculo es realizado en base a la capacidad de la planta y al costo de la inversión inicial. Los gastos serán dados al costo diario, para luego obtener el costo parcial del metro cúbico de agua producida.

MATERIAS PRIMAS

Sosa Cáustica: Se vende en el comercio a 22 sucres por Kg en escamas. Para el postratamiento se requiere de 85 litros de hidróxido de sodio en una concentración 2 M de solución acuosa por día. El NaOH disuelto en agua a una concentración 2M tiene un costo de 1.76 sucres por litro.

Costo Diario de Sosa Cáustica: 150 sucres/Día

Costo Parcial por Metro Cúbico: 0.1 sucres/ m³

Acido Sulfúrico: En el pretratamiento se requiere de 2.47 Kg de SO_4H_2 al 99% por día. El precio del ácido sulfúrico al 99% en el comercio es de 36.65 sucres el Kg.

Costo Diario del Acido Sulfúrico	90.53 sucres/Día
Costo Parcial por Metro cúbico:	0.05 sucres/m ³

Cloro: Una intensidad de clorinación de 1 PPM en el agua de mar de alimentación, en el pretratamiento, elimina las bacterias. El precio de venta del cloro al 65% es de 220 sucres el Kg. El consumo diario del cloro al 65% es de 7.81 Kg.

Costo Diario del Cloro al 65% :	1717.70 sucres/Día
Costo Parcial por Metro Cúbico:	1.01 sucres/m ³

SERVICIOS

El consumo de energía está dado en función de la potencia instalada y del factor de servicio de las máquinas instaladas en la planta diseñada. Consideramos un factor de servicio de uno.

CONSUMO DE FUERZA ELECTRICA

Motor de la Bomba de Succión	12 Kw
Motor de la Bomba del Filtro	17 Kw
Motor de la Bomba de la 1ª Etapa	211 Kw
Motor de la Bomba de la 2ª Etapa	50 Kw
3 Motores de los Docificadores	2 Kw
 Potencia Consumida en un Banco de O.I.	 292 Kw

Máxima Potencia Consumida en un Banco de O.I.	292 Kw
Máxima Potencia Consumida en los 3 Bancos de O.I.	876 Kw
MAXIMA ENERGIA CONSUMIDA EN UN DIA:	21 024 Kw-h

Costo Parcial del Metro Cúbico de Agua Usando Energía Eléctrica

Para diciembre de 1983 el precio de la energía eléctrica sufrirá un incremento del 20%, quedando el precio del Kw-h en 2.2 sucres. Luego el costo diario del agua desalinizada usando energía eléctrica de las líneas de transmisión es:

$$21\,024 \frac{\text{Kw-h}}{\text{Día}} \times 2.2 \frac{\text{sucres}}{\text{Kw-h}} = 46\,252.8 \text{ sucres / Día}$$

El costo parcial del metro cúbico de agua producida en la planta de 1 700 m³/Día es:

$$46\,252.8 \text{ sucres / Día} + 1\,700 \text{ m}^3/\text{Día} = 27.21 \text{ sucres / m}^3$$

Costo Diario de la Energía Eléctrica: 46 252.80 sucres /Día

Costo Parcial por Metro Cúbico: 27.21 sucres /m³

Costo Parcial del Metro Cúbico de Agua Usando Diesel

El consumo específico de combustible (cec) usando tresmoto-generadores diesel de 300 Kw cada uno es de 0.230 Kg / kw-h. en la máxima carga. (Datos tomados del Catálogo BBC Brown Boveri).

La masa de diesel en Kg consumidos por día en la planta es

$$0.230 \text{ Kg/Kw-h} \times 21\,024 \text{ Kw-h/Día} = 4\,835.5 \text{ Kg Diesel/Día}$$

Los galones de diesel consumidos por día (GPD) son:

$$4\,835.5 \text{ Kg Diesel/Día} \times 0.33 \text{ gal/Kg Diesel} = 1\,595.7 \text{ gal/Día}$$

El precio del diesel para abril de 1984 será de 21 sucres el galón, a este valor hay que agregarle el costo por transporte de combustible, que es de 40 centavos por galón, por lo que el precio sería de 21.40 sucres por galón de diesel. Luego el costo diario por consumo de combustible es:

$$1\,595.7 \text{ gal/Día} \times 21.40 \text{ sucres/gal} = 34\,147.9 \text{ sucres/Día}$$

El costo parcial del metro cúbico de agua producida es:

$$34\,147.9 \text{ sucres/Día} \div 1\,700 \text{ m}^3/\text{Día} = 20.06 \text{ sucres/m}^3$$

Costo Diario por Consumo de Diesel: 34 147.90 sucres/Día

Costo Parcial del Metro Cúbico de Agua: 20.06 sucres/m³

MANO DE OBRA DIRECTA

El sueldo medio mensual de cada trabajador es de 12 740 sucres; incluyendo los beneficios sociales. Se considera que la planta labora 340 días al año produciendo 1 700 metros cúbicos de agua desalinizada por día.

Total al año:	152 880.00	suces
Números de Días Trabajados:		340 Días
Costo por Día de Trabajo:	449.65	Suces/Día
Número de Obreros:		6
Costo Diario de Mano de Obra Directa:	2 697.88	suces/Día
Costo Parcial del Metro Cúbico de Agua:	1.59	suces/m ³

COSTOS INDIRECTOS Y DE CAPITAL

Supervisión

El sueldo medio mensual de cada supervisor es de 24 500 suces, incluyendo los beneficios sociales.

Total al Año:	294 000.00	suces
Número de Días de Trabajo:		340 Días
Costo por Día de Trabajo:	847.71	suces / Día
Número de Supervisores:		2
Costo Diario de Supervisión:	1 729.41	suces/Día
Costo Parcial por Metro Cúbico de Agua:	1.02	suces / m ³

Mantenimiento

Para objeto de estimar el costo de mantenimiento de la planta diseñada en esta tesis es necesario hacer referencia a una planta similar en operación, una vez hecho esto se asume un porcentaje del costo de operación. Luego de la planta EMAPSA se obtiene el dato de que el costo de mantenimiento es de unos 50 000 suces al mes.

Costo de Mantenimiento al Mes	50 000.00	suces.
Costo Diario de Mantenimiento:	1 764.70	suces/Día
Costo del Metro Cúbico de Agua:	1.04	suces / m ³

Suministros de Operación.

Para este cocepto se incluye suministros de oficina, de limpieza, materiales varios, etc.

Costo al Mes:	10 000.00	suces
Costo Diario:	534.00	suces/Día
Costo por Metro Cúbico:	0.21	suces / m ³

Gastos de Administración

Los gastos de administración incluye el sueldo del gerente, el sueldo de una secretaria y el de un guardián. El sueldo medio mensual del gerente se lo fija en 44 000 suces, incluyendo el costo de los beneficios sociales.

Total al año:	528 000.00	suces
Costo por Día de Trabajo:	1 552.94	suces/Día
Sueldo de secretaria por Día:	449.65	suces/Día
Sueldo del Guardián por Día:	449.65	suces/Día
Costo de Administración por Día:	2 452.24	suces/Día
Costo Parcial del Metro Cúbico de Agua:	1.44	suces / m ³

Costo de Reemplazo de Módulos

Actualmente los módulos tienen un precio de 16 000 sucres cada uno, incluido el transporte y pago de aranceles de importación.

Precio de los 576 Módulos:	9'216 000.00	sucres.
Tiempo de Vida de los Módulos:		2 Años
Costo de Reposición Anual:	4'608 000.00	sucres
Costo Diario de Reemplazo de Módulos:	13 552.94	sucres/Día
Costo Parcial del Metro Cúbico de Agua:	7.97	sucres /m ³

Amortización del Capital

La fuente de financiamiento sería un préstamo otorgado por el Banco Ecuatoriano de Desarrollo, a través de los créditos para actividades no comerciales de beneficio social, con una amortización uniforme de 16 años plazo y con un interés del 14 % anual, éste incluye la tasa de servicio del Banco *. Para los dos sistemas estudiados tenemos:

FUENTE DE ENERGIA	A ENERGIA ELECTRICA	A DIESEL
Inversión Inicial:	S/. 50'752 000	S/. 48'152 000.
Pago del 1º Año:	" 3'172 000	" 3'009 500.
Amortización Diaria del Capital:	" 9 329.41	" 8 851.47
Costo Parcial por Metro Cúbico:	" 5.49	" 5.21

* Según las nuevas tasas de interés dictadas por la Junta Monetaria en marzo de 1983.

Intereses

Los intereses se los calcula sobre lo que se debe al comenzar el periodo anual. Al 14% anual tenemos:

FUENTE DE ENERGIA	A ENER. ELECTRIC.	A DIESEL
Inversión Inicial:	S/. 50'752 000.00	S/. 48'152 000.00
Pago de Interés al 1º Año:	" 7'105 280.00	" 6'741 280.00
Costo Diario del Interés:	" 20 897.88	" 19 827.29
Costo Parcial por m ³ :	" 12.29	" 11.66

Depreciación

La suma a deducir anualmente por cada equipo y máquina se obtiene dividiendo el precio de adquisición correspondiente por el número de años de duración que se debe asignar razonablemente a cada caso que se trate. El deterioro de los equipos y máquinas toma lugar con el tiempo, luego este capital no debe perderse, ya que esta suma retenida es invertida en equipos y máquinas nuevos. Esto es requerido para garantizar el reembolso del capital principal en el tiempo de madurez del préstamo:

CONCEPTO	AÑOS DE VIDA	A ENE. ELECTRICA	A DIESEL
Motores y Bomb.	10-20	S/. 977 500.00	S/. 847 500.00
Docificadores	10-15	" 24 000.00	" 24 000.00
Filtros	20	" 80 000.00	" 80 000.00
Edificios	50	" 83 000.00	" 83 000.00
Rec. de Presión	10-15	" 320 000.00	" 320 000.00
Depreciación anual:		S/. 1'484 500.00	S/. 1'354 500.00

FUENTE DE ENERGIA	A ENER. ELECTR.	A DIESEL
Depreciación anual:	S/. 1'484 500.00	S/. 1'354 500.00
Depreciación diaria:	" 4 366.18	" 3 983.82
Costo Parcial por m ³ :	" 2.57	" 2.34

Impuestos

Se toma en cuenta los impuestos tales como: Impuesto sobre los predios, por uso de calles con equipos y materiales, impuesto de propiedades derivado del capital en equipos, por ingresos, por ganancias, por ventas y por multas. Ya que los impuestos dependen de la magnitud del capital base, se toma el 1 % del capital inicial de inversión. (6)

FUENTE DE ENERGIA	ENER. ELECTRICA	A DIESEL
Inversión Inicial:	S/. 50'752 000.00	S/. 48'152 000.00
Costo Anual de Impues.:	" 507 520.00	" 481 520.00
Costo Diario:	" 1 492.71	" 1 416.24
Costo Parcial por m ³ :	" 0.88	" 0.83

Seguros

Los seguros se los toma por accidentes de personal y de equipo, así tenemos por incendio, tormenta, inundación, explosión, pérdidas, etc. En general un costo estimativo de los seguros es el 1 % del capital de inversión (6)

FUENTE DE ENERGIA	ENER. ELECTRICA	A DIESEL
Costo Diario de Seguros:	S/. 1 492.71	S/. 1 416.24
Costo Parcial por m ³ :	" 0.88	" 0.83

TABLA XXIV

COSTO DE PRODUCCION POR METRO CUBICO DE AGUA
DESALINIZADA EN LA PLANTA DE 1 700 m³/DIA

FUENTE DE ENERGIA:	ENE. ELECTRICA	A DIESEL
INVERSION INICIAL:	S/. 50'752 000	S/. 48'152 000
COSTOS PARCIALES	suces/m ³	suces/m ³
<u>MATERIAS PRIMAS</u>		
Sosa Cáustica:	0.10	0.10
Acido Sulfúrico:	0.05	0.05
Cloro:	1.01	1.01
<u>SERVICIOS</u>		
Diesel:		20.06
Energía Eléctrica:	27.21	
<u>MANO DE OBRA DIRECTA</u>		
6 Empleados:	1.59	1.59
<u>COSTOS INDIRECTOS Y DE CAPITAL</u>		
Supervisión:	1.02	1.02
Mantenimiento:	1.04	1.04
Suministros de Operación:	0.21	0.21
Gastos de Administración:	1.44	1.44
Reemplazo de Módulos:	7.97	7.97
Amortización del Capital:	5.49	5.21
Intereses:	12.36	11.73
Depreciación:	2.57	2.34
Impuestos:	0.88	0.88
Seguros:	0.88	0.88
COSTO DEL METRO CUBICO DE AGUA:	S/. 63.82	S/. 55.43

Resumiendo se tiene: La planta desalinizadora potenciada a diesel produce agua a un costo de 55.43 sucres el metro cúbico y la planta potenciada con energía eléctrica de las líneas de transmisión tiene un costo mayor, su precio es de 63.82 sucres el metro cúbico.

6.5. COMPARACION DE COSTOS

La tabla XXV presenta los resultados del cálculo económico en lo que se refiere a: Inversión de equipos y maquinarias, costo del metro cúbico de agua de cada planta según su procedencia y fuente de energía.

TABLA XXV COMPARACION DE COSTOS				
PROCEDENCIA	FUENTE DE ENERGIA	INVERSION EN ACTIVOS S/.	COSTO DE ENERGIA POR m3	COSTO NETO DEL m3
Importada de USA.	A Diesel	95'000 000	-	60* 65**
Construcción Nacional	Energía Eléctrica	45'712 000	27.21	63.82
Construcción Nacional	A Diesel	43'712 000	20.06	55.43
* Tarifa para consumo doméstico. ** Tarifa para consumo industrial. *** Las tarifas no incluyen transporte.				

Con respecto a la tabla XXV tenemos que la diferencia de precios entre una planta completamente importada y otra de construcción nacional se justifica, ya que existen recargos por costo de investigación en tecnología de ósmosis inversa, por costo del diseño, por altos costos de mano de obra así como por la alta rentabilidad requerida por los fabricantes.

Del análisis de costos de importación se desprende que existe un incremento del 36 % en el costo de inversión en máquinas y equipos debido al pago de costos de importación. Luego, para este tipo de planta de alta capacidad de producción y gran salinidad de alimentación, que es de beneficio social ya que no es una actividad comercial productiva al considerar que su rentabilidad es cero, debe tener permiso de importación con liberación de aranceles.

Actualmente el costo de equipos y máquinas para una planta desalinizadora con fuente de energía a diesel presenta un menor costo de inversión en 9.5 % con respecto a una planta desalinizadora potenciada con energía eléctrica, cuya principal diferencia es el costo del transformador de alta potencia y los costos de instalación del mismo.

Considerando los costos vigentes hasta abril de 1984, se obtiene que el precio parcial del metro cúbico de agua usando energía eléctrica es de 27.21 sucres y usando diesel es 20.06 sucres el metro cúbico de agua, lo que representa uno de los costos de mayor diferencia entre los dos sistemas estudiados. Esto último lleva a la conclusión de que en la actualidad es

conveniente desalinizar con plantas potenciadas con motogeneradores a diesel, ya que usando energía eléctrica de las líneas de transmisión existe un incremento del 36 % en los costos de producción.

Comparando el precio de venta oficial del agua con el costo del agua producida por las plantas de ósmosis inversa en los dos sistemas estudiados para potenciar las plantas (Tabla XXV) se obtiene: Existe un menor costo del agua en un 15 % en la planta potenciada con motogeneradores a diesel y un costo aproximadamente igual al precio de venta oficial a diciembre de 1983 con la planta potenciada corriente eléctrica de las líneas de transmisión

El costo del agua producida en la planta de ósmosis inversa potenciada con motogeneradores a diesel da un margen favorable con respecto al precio de venta actual y que sirve para cubrir cualquier incremento en los costos de producción.

Resumiendo, ambos sistemas estudiados para potenciar la planta desalinizadora por ósmosis inversa son factibles económicamente y ventajoso actualmente en el caso de la planta potenciada con motogeneradores a diesel.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. Esta tesis es un esfuerzo para introducir al país la tecnología de la ósmosis inversa para desalinizar agua de alta salinidad y así cumplir con el objetivo de la tesis de presentar una alternativa para la solución del gran problema del agua en la costa ecuatoriana.
2. La teoría expuesta en la tesis y los resultados con ella, en el capítulo V, en el diseño de la planta que produce 1 700 metros cúbicos de agua desalinizada por día, fueron verificados por comparación y análisis con los de la planta EMAPSA. La teoría da resultados comprobados en cuanto a la cantidad de agua que se produce en la planta al ir disminuyendo la permeabilidad de la membrana con el tiempo y aún cuando las condiciones del agua de alimentación cambien a las normales como son la temperatura y la salinidad.
3. Se ha demostrado también que es factible la construcción de partes de la planta en nuestro país, con lo cual se reducirá el costo de metro cúbico de agua desalinizada. Por lo tanto se tendría que importar los módulos, las bombas y tuberías de alta presión necesarias para la construcción de la planta. La ventaja de poder construir partes de la planta con diseño nacional reducirá en un 50% el costo de la planta con respecto a las plantas completamente importadas, tal como quedo demostrado en la comparación de costos del punto 6.5 de la tesis.

4. El uso del microcomputador nos permite optimizar los parámetros de funcionamiento del banco desalinizador de ósmosis inversa, de esta forma controlamos que no se produzcan concentraciones de polarización elevadas, el aumento de la presión osmótica que no sobrepase la presión de trabajo, control de la potencia hidráulica de entrada y para obtener el mayor porcentaje de la conversión de agua de mar a agua desalinizada.
5. También se ha encontrado que la forma más económica para desalinizar en ósmosis inversa es que el flujo de alimentación a las membranas tenga régimen laminar. Si bien en flujo turbulento se obtiene las mejores condiciones para desalinizar, por la reducción de la concentración de polarización, su costo para producirlo es alto. La razón es que la potencia hidráulica necesaria para producir altos flujos de alimentación a las membranas es grande y afecta al costo del agua desalinizada por la alta cantidad de energía consumida.
6. Las ventajas del sistema de desalinización por ósmosis inversa son indicadas en el punto 4.1 de la tesis y entre las que se destaca es que los recipientes de presión es factible su construcción en el país, su costo depende de las dimensiones y de las presiones de operación. Al sistema se adaptan respuestos, herramientas y materiales comunes que son fáciles de conseguir y que tiene bajos costos de compra.

7. Otra de las ventajas de las plantas de ósmosis inversa, es que éstas pueden ser portátiles y según su capacidad de producción pueden ser trasladadas en barcos, camiones o en aviones para su uso en caso de emergencias como inundaciones, terremotos, guerras, etc.
8. Se optimizan los parámetros de funcionamiento del banco de ósmosis inversa, al predecir matemáticamente la potencia requerida para desalinizar, con lo cual se decide si el proceso es o no el más ventajoso para obtener el máximo de agua desalinizada dependiendo de la potencia disponible y de las condiciones de la membrana.
9. Para el diseño realizado en la tesis la energía consumida para desalinizar por ósmosis inversa con el tipo de módulos en espiral es de 12.4 Kw-h/m^3 de agua desalinizada, este valor está en el rango de la energía consumida en otras plantas y en la de EMAPSA. Es seguro que en el futuro estos valores disminuyan con el descubrimiento de membranas más eficientes y con mayores permeabilidades, haciendo del sistema para desalinizar por ósmosis inversa mucho más rentable.
10. El costo de producción del agua desalinizada por el método de ósmosis inversa depende de la salinidad del agua de alimentación. Los costos que se han encontrado en la investigación económica son para desalinizar agua de mar de la costa ecuatoriana, por lo tanto en aguas de menor salinidad como ríos, lagos, etc. el agua purificada tendrá un menor costo de producción.

11. De la investigación económica para determinar que fuente de energía es la que produce el menor costo del agua desalinizada se encontro que: Las plantas desalinizadoras potenciadas con fuente de energía a diesel produce agua a un costo de 55.43 sucres el metro cúbico y las potenciadas con energía eléctrica de las líneas de transmisión producen agua a un costo de 63.82 sucres por metro cúbico. Por lo que se concluye que ambos sistemas son factibles económicamente, siendo la fuente de energía a diesel la más ventajosa para potenciar la planta desalinizadora en la actualidad.
12. Se recomienda que la planta desalinizadora sea diseñada hasta 1985 con fuente de energía a diesel (Año estimado para la conversión de energía térmica a hidroeléctrica en el país) y después de este año las plantas desalinizadoras por ósmosis inversa sean diseñadas para usar energía eléctrica del sistema interconectado para así obtener los menores costos de producción del agua desalinizada.
13. La política actual de las tarifas del agua potable es que el que gasta más debe pagar más, lo cual afecta a la industria. La tarifa vigente a mayo de 1983 para consumo industrial es de 65 sucres por metro cúbico, con el costo de transpote llega a los 80 sucres el metro cúbico para zonas alejadas. Este costo se incrementa más aún en tiempos de carestía y de emergencia, cuando la industria repaga el precio del agua al competir con la población por la necesidad de obtener agua. Por lo tanto se recomienda que las industrias tengan sus propias

plantas desalinizadoras por ósmosis inversa, siempre y cuando tengan las condiciones señaladas en el punto 2.3 de la tesis.

14. Se recomienda que las plantas desalinizadoras que producen para consumo doméstico estén a cargo de las instituciones públicas como municipios, IEOS, Fuerzas Armadas, INGALA, etc. por las siguientes razones:

- a) La planta desalinizadora es para beneficio social, luego el costo del agua debe ser el mínimo posible, por lo que no es una actividad productiva, luego su rentabilidad es cero.
- b) Para financiar el proyecto es conveniente que el préstamo sea otorgado a una institución pública. Así el BEDE, la Corporación Financiera Nacional, el Banco Central, el FONAPRE, etc. otorgan préstamos a largo plazo para instituciones públicas y actividades no productivas con intereses bajos.
- c) Para que los equipos que sean necesarios importar para la construcción de la planta sea tramitada por la institución pública que esté a cargo de la planta y así obtener la liberación de los impuestos arancelarios, con lo que se reduciría el costo de la inversión inicial de la planta desalinizadora.

A P E N D I C E A

CONCENTRACION DEL AGUA DE ALIMENTACION A LA SALIDA DE LA MEMBRANA (CA2)

El objetivo de este apéndice es encontrar la concentración del agua de alimentación a la salida de la membrana del módulo (CA2) por medio de la solución al sistema de ecuaciones planteadas a continuación.

El flujo de agua desalinizada está dada por la ecuación 2.36, que en términos de la presión de operación y de la presión osmótica es:

$$Q_3 = K_1 [(P_1 + P_2 - P_{O1} - P_{O2}) / 2 - P_3] \quad (A.1)$$

Donde la presión osmótica P_{O2} está dada por:

$$P_O = M C + B \quad (A.2)$$

La Fig. A.1. presenta el gráfico de la presión osmótica versus la concentración del agua de alimentación (C) en función de la temperatura, cuya ecuación es usada como subrutina en el programa de cálculos de diseño del Banco de Ósmosis Inversa.

Reemplazando A.2 en A.1 se obtiene la ecuación A.4 que conjuntamente con las ecuaciones del cálculo de flujo de soluto del punto 2.32 se obtiene el siguiente sistema de ecuaciones:

$$Q_3 = K_1 [(P_1 + P_2 - P_{O1} - M CA_2 - B) / 2 - P_3] \quad (A.3)$$

$$QA_1 C_1 = QA_2 CA_2 + Q_3 C_3 \quad (A.4)$$

$$QA_2 = QA_1 - Q_3 \quad (A.5)$$

$$C_3 = (C_1 + CA_2) (1 - RS) / 2 \quad (A.6)$$

Las incógnitas son CA_2 , QA_2 , C_3 y Q_3 . La solución a este sistema de ecuaciones se la desarrolla a continuación. Reemplazando la ecuación A.6 en A.4 se tiene:

$$QA_1 C_1 = QA_2 CA_2 + (C_1 + CA_2) (1 - RS) Q_3 / 2 \quad (A.7)$$

Reemplazando la ecuación A.5 en A.7 y despejando Q_3 se tiene:

$$Q_3 = \frac{CA_2 QA_1 - QA_1 C_1}{CA_2 - (C_1 + CA_2) (1 - RS) / 2}$$

Luego, reemplazando esta ecuación en A.3 para despejar la incógnita CA_2 tenemos:

$$\frac{CA_2 QA_1 - QA_1 C_1}{CA_2 - (C_1 + CA_2) (1 - RS) / 2} = K_1 [p - \frac{1}{2} M CA_2]; \quad \text{Donde :}$$

$$p = (P_1 + P_2 - P_{O1} - B) / 2 - P_3$$

Luego, simplificando y ordenando la incógnita CA2 se obtiene la siguiente ecuación:

$$\frac{K_1 M (RS+1)}{4} CA_2^2 + \left[QA_1 - \frac{K_1 M C_1 (1-RS)}{4} - \frac{K_1 p (1+RS)}{2} \right] CA_2 - C_1 QA_1 + \frac{1}{2} C_1 (1-RS) K_1 p = 0 \quad (A.8)$$

Por lo tanto tenemos una ecuación cuadrática de la forma:

$$X CA_2^2 + Y CA_2 + Z = 0$$

Cuya solución es:

$$CA_2 = \frac{-Y + \sqrt{Y^2 - 4 X Z}}{2 X} \quad (A.9)$$

Donde:

$$X = K_1 M (RS+1) / 4$$

$$Y = QA_1 - K_1 M C_1 (1-RS) / 4 - \frac{1}{2} K_1 (1+RS) [(P_1 + P_2 - P_{O1} - B) / 2 - P_3]$$

$$Z = -C_1 QA_1 + \frac{1}{2} C_1 K_1 (1-RS) [(P_1 + P_2 - P_{O1} - B) / 2 - P_3]$$

El parámetro Z siempre será negativo por lo que la solución admisible es la ecuación A.9 ya que cumple con la condición de que CA2 sea mayor que C1. En el programa cálculos para el diseño del Banco de Osmosis Inversa consta esta solución de CA2 como una subrutina.

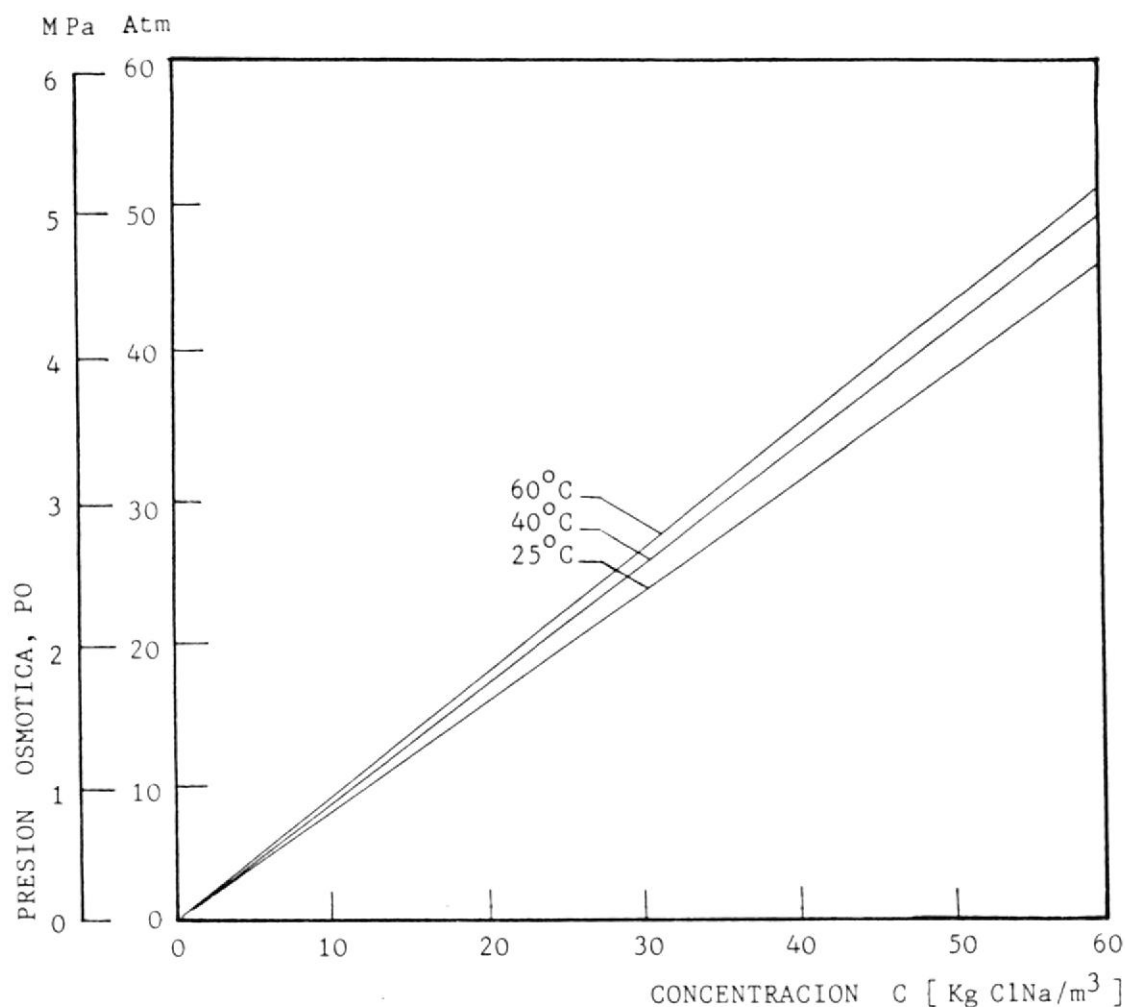


Fig. A.1. Presión osmótica en función de la temperatura y de la concentración del agua de alimentación. Ref. 8.

En la ecuación de la presión osmótica (Ecu. A.2) las constantes M y B son:

$$M = 1733.7 (0.152 T_o + 42.25)$$

$$B = - 22497.5$$

Donde T_o es la temperatura en grados centígrados y la presión osmótica está dada en Pascal.

APENDICE B

PROGRAMA DE COMPUTACION PARA EL DISEÑO DEL BANCO DESALINIZADOR DE OSMOSIS INVERSA

El objetivo de este apéndice es programar el diseño del banco desalinizador de ósmosis inversa de acuerdo a la teoría expuesta en la tesis. Las razones para llevar a cabo este objetivo son:

El sistema de módulos de ósmosis inversa para desalinizar exige un cálculo que es iterativo y del mismo tipo en cada módulo, con el programa de computación se facilita y se gana rapidez en los cálculos.

La segunda razón es la de hacer uso de la teoría de ósmosis inversa expuesta en la tesis para diseñar cualquier tipo de planta, desde una doméstica a una de tipo industrial. Obteniéndose del programa como resultado una tabla con las características técnicas del banco desalinizador, que depende de los datos de entrada y de acuerdo con los requerimientos del diseño.

La Fig. B.1. presenta el recipiente de presión con los módulos e indicando los respectivos parámetros usados en el programa. Luego el diagrama de flujo simplificado del programa y después el programa en lenguaje BASIC para el microcomputador ATARI 800.

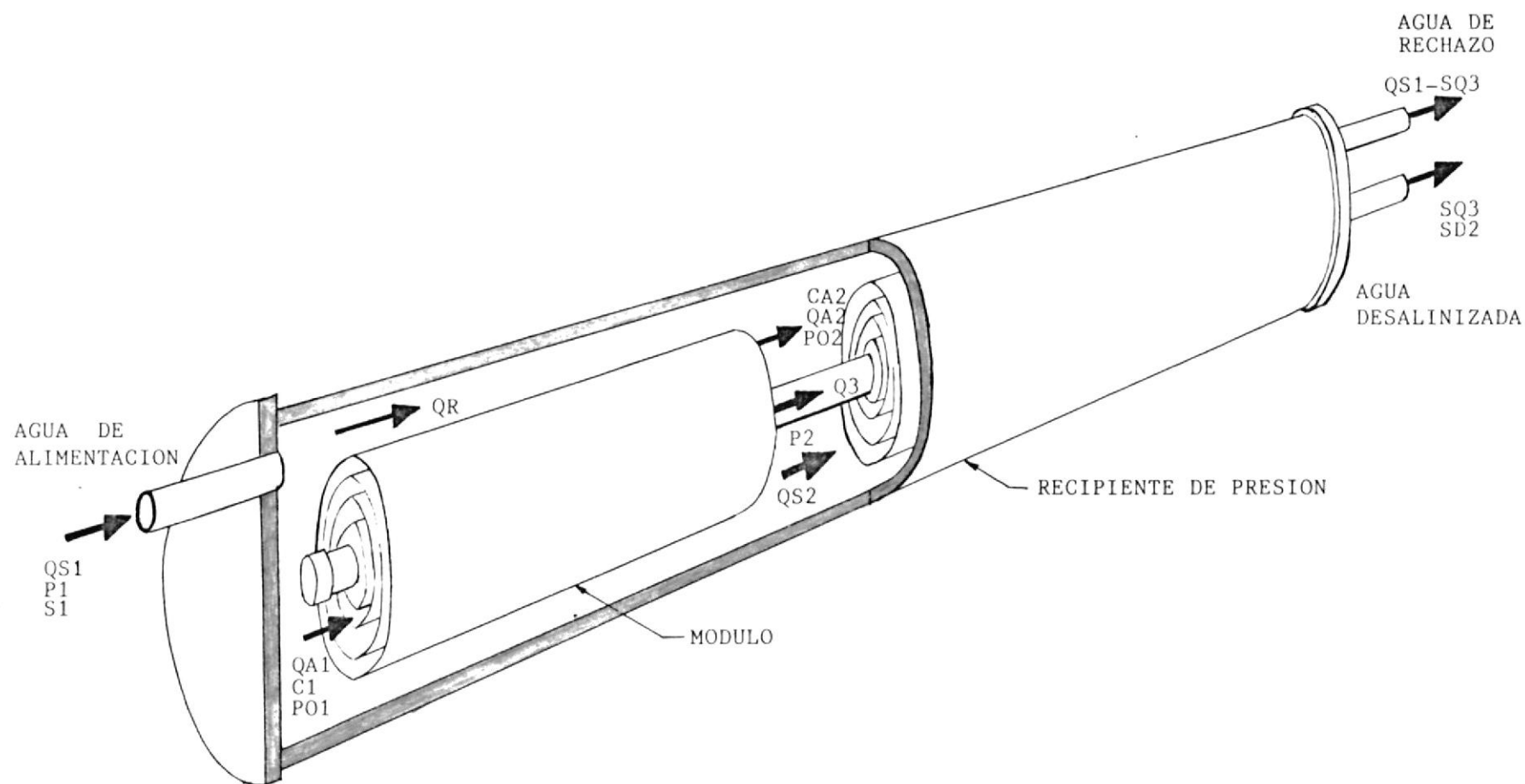


Fig. B.1. Recipiente de presión con los módulos y los respectivos parámetros usados en el programa.

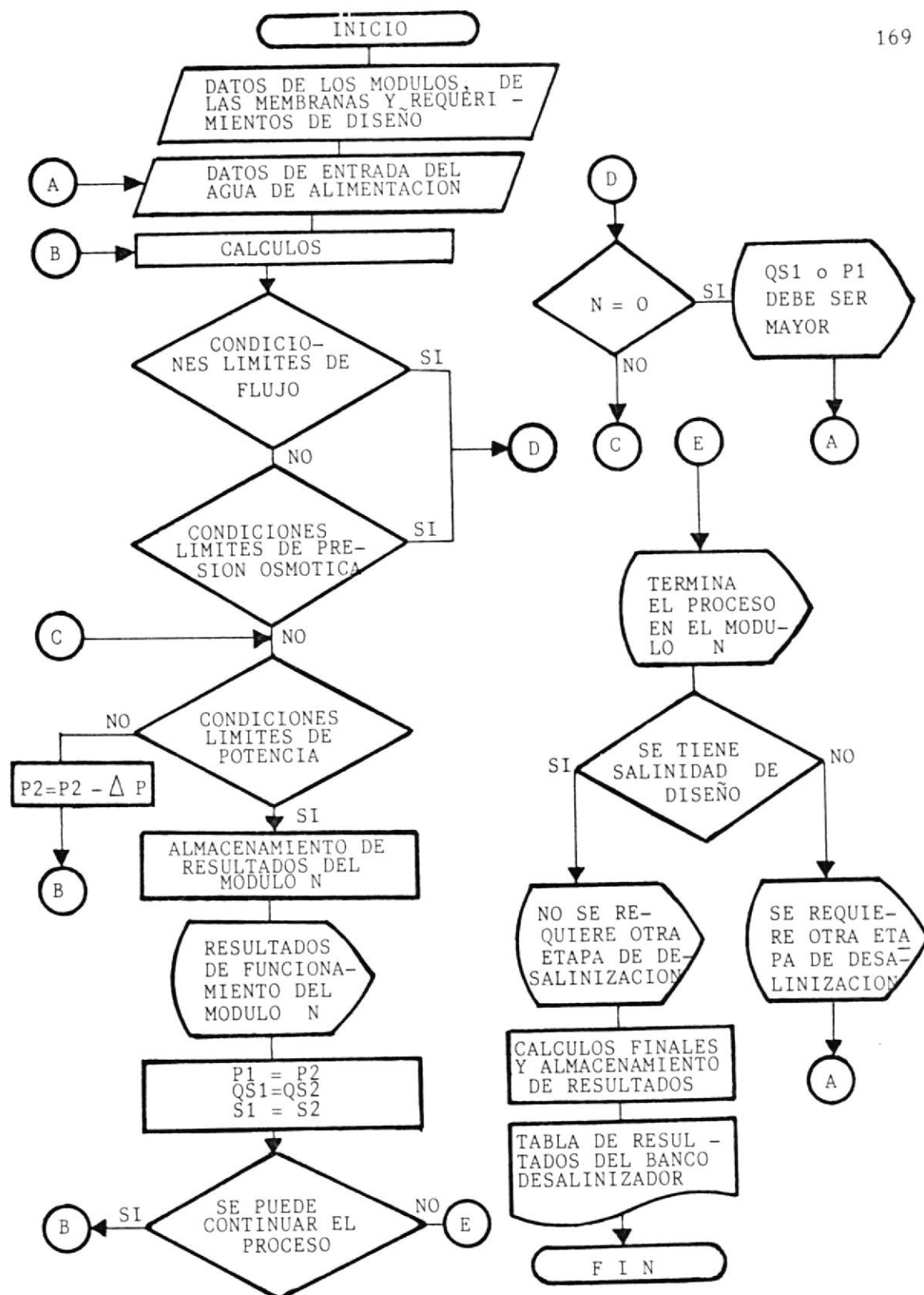


Fig. B.2. Diagrama de flujo simplificado del programa de diseño del banco desalinizador de ósmosis inversa.

```

1 REM ***PROGRAMA PARA EL DISEÑO DEL
2 REM ***BANCO DE MÓDULOS DE ÓSMOSIS
3 REM ***INVERSA (APÉNDICE B)
4 REM ***TESIS DE HERNÁN RÍOS ORELLANA
5 PRINT "*****ENTRADA DE DATOS*****"
6 PRINT "DATOS DE LA MEMBRANA EN SISTEMA S.I."
7 PRINT "ÁREA MODULAR DE LA MEMBRANA.....": INPUT A
8 PRINT "PERMEABILIDAD DE LA MEMBRANA.....": INPUT P
9 PRINT "ESPESOR DE LA MEMBRANA.....": INPUT T
10 PRINT "LONGITUD DEL MÓDULO.....": INPUT L
12 PRINT "EFICIENCIA DE LA MEMBRANA.....": INPUT RS
14 PRINT "DATOS DEL MÓDULO"
16 PRINT "LONGITUD TRANSVERSAL DE LA MEMBRANA.....": INPUT W
18 PRINT "DISTANCIA ENTRE MEMBRANAS.....": INPUT H
20 PRINT "RADIO INTERIOR DEL DUCTO DE REPOSICIÓN.....": INPUT R1
22 PRINT "RADIO EXTERIOR DEL DUCTO DE REPOSICIÓN.....": INPUT R2
24 DIM T(2,10),R(2,14)
25 LET I=0
26 PRINT "# DE BANCOS EN LA PLANTA.....": INPUT NB
28 PRINT "DATOS SOBRE EL AGUA DE ALIMENTACIÓN": I=I+1
30 PRINT "SALINIDAD DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN (PPM)": INPUT XO:S1=XO/1000000
32 PRINT "TEMPERATURA DEL AGUA DE MAR (GRAD.CENT)": INPUT TO
34 PRINT "DATOS SOBRE REQUERIMIENTOS DE DISEÑO"
36 PRINT "PRODUCCIÓN DE AGUA DESALINIZADA POR DÍA": INPUT TD1
38 PRINT "SALINIDAD DEL AGUA DESALINIZADA (PPM)": INPUT XO:SD1=XO/1000000
42 PRINT "PRESIÓN DEL AGUA DESALINIZADA.....": INPUT P3
44 PRINT "CAUDAL DE ENTRADA DEL AGUA DE MAR.....": INPUT QS1
46 PRINT "PRESIÓN DE ENTRADA AL MÓDULO.....": INPUT P1
47 PRINT "*****RESULTADOS*****"
48 PRINT
49 PRINT
50 REM ***INICIALIZACIÓN
52 LET SS3=0:N=0:SQ3=0
54 LET K1=P*A/(1000*T)
55 LET DH=2*(R2-R1)
56 LET S=S1:E2=1000
58 GOSUB 250
60 LET D1=D:C1=C:U1=U
62 GOSUB 270
64 LET P01=P0

```

```

66 IF P01>P1 THEN 368
68 LET P2=P1-635
69 LET QR=3.14*(R2+R1)*(R2-R1)^3*(P1-P2)/(12*U1*L)
71 LET VR=QR/(3.1416*(R2^2-R1^2)):RE=D1*VR*DH/U1
72 IF RE<2300 THEN 80
73 LET VR=(2*DH^1.25*(P1-P2)/(0.316*L*D1^0.75*U1^0.25))^0.57
74 LET QR=3.14*(R2^2-R1^2)*VR
76 LET RE=D1*VR*DH/U1
80 LET QA1=QS1-QR
81 GOSUB 298
82 LET C=CA2
83 GOSUB 270
84 LET P02=P0
85 LET Q3=K1*((P1+P2-P01-P02)/2-P3)
86 IF Q3>QA1 THEN 358
87 IF P02>P2 THEN 368
88 IF Q3<2.3E-05 THEN 358
89 LET CP=CA2*(1+(1/12)*(Q3*H/(2.3E-09*A))^2)
90 LET C=CP
91 GOSUB 270
92 LET POP=P0
93 IF POP>P2 THEN 368
94 LET QA2=QA1-Q3:IF QA1*QA2*Q3<0 THEN 330
95 LET K2=247915*(T0+273)*S1
96 LET W1=P1*QA1-P2*QA2
97 LET W2=K2*QA1*LOG(QA1/QA2)+Q3^2/K1+P3*Q3
98 IF W2>W1 THEN 102
99 LET E1=ABS(W1-W2)
100 IF E2>E1 THEN 124
101 LET E2=E1
102 IF ABS(W1-W2)<10 THEN 124
103 P2=P2-10
104 IF RE>2300 THEN 73
105 GOTO 69
124 LET N=N+1
128 IF N>1 THEN 132
129 LET T(I,1)=P1*QS1/1000
130 LET T(I,2)=P1:T(I,3)=QS1
131 LET T(I,6)=S1

```

```

132 LET CS2=(C1*QR+QA2*CA2)/(QR+QA2)
134 LET C=CS2
136 GOSUB 320
138 LET S2=S
140 LET QS2=QA2+QR
142 LET SQ3=SQ3+Q3
144 LET C3=(1-RS)*(C1+CA2)/2
146 LET SS3=SS3+C3*Q3
148 LET CFD=SS3/SQ3
150 LET C=CFD
152 GOSUB 320
154 LET SD2=S
155 PRINT
156 PRINT "MODULO # ";N
160 PRINT "      PRESION OSMOTICA DE SALIDA....."
162 PRINT "      SALINIDAD DE LA MEZCLA....."
164 PRINT "      POTENCIA CONSUMIDA EN WATT....."
166 PRINT "      CAUDAL DESALINIZADO EN M3/S....."
167 STOP
170 LET P1=P2:S1=S2:QS1=QS2
171 LET S=S1:GOSUB 250
172 LET C=C1:GOSUB 270
173 LET P01=P0
174 IF P01>P1 THEN 330
175 IF Q3>2.3E-05 THEN 56
176 GOTO 330
184 LET T(I,4)=SQ3:T(I,5)=QS2:T(I,10)=P2
185 LET T(I,7)=SD2:T(I,8)=S2:T(I,9)=N
186 IF SD2>SD1 THEN 216
187 LET NE=I:GOTO 230
188 LET R(I,10)=INT(TD1/(T(I,4)*NB*86400)+1)
189 LET R(I,4)=INT(86400*T(I,4)*R(I,10))
190 LET R(I,5)=INT(R(I,10)*T(I,5)*86400)
191 LET R(I,3)=INT(R(I,4)+R(I,5))
192 LET R(I,1)=INT(T(I,1)*R(I,10))
193 LET R(I,2)=T(I,2)
194 LET R(I,6)=INT(1000000*T(I,6))
195 LET R(I,7)=INT(1000000*T(I,7))
196 LET R(I,8)=INT(1000000*T(I,8))

```

```

";PRINT P02,:PRINT "PA"
";PRINT S2*1000000,:PRINT "PPM"
";PRINT W1,:PRINT "WATT"
";PRINT Q3,:PRINT "M3/S"

```



```

197 LET R(I,9)=T(I,9)
198 LET R(I,11)=R(I,9)*R(I,10)
199 LET R(I,12)=100*R(I,4)/R(I,3)
200 LET R(I,13)=INT(T(I,2)-T(I,10))
201 IF I=1 THEN 382
202 LET I=I+1
203 LET R(I,4)=R(I+1,3)
204 LET R(I,10)=INT(R(I,4)/(T(I,4)*86400)+1)
205 GOTO 190
216 PRINT "SE REQUIERE DE UNA SEGUN-"
218 PRINT "DA ETAPA DE DESALINIZA-"
220 PRINT "CION PARA LLEGAR A LA SA-"
222 PRINT "LA SALINIDAD DE DISEÑO"
223 PRINT
224 PRINT "SALINIDAD DEL DESALINI-"
225 PRINT "ZADO ES ";PRINT INT(SD2*1000000);PRINT " PPM"
226 STOP
228 GOTO 28
230 PRINT "NO SE REQUIERE DE OTRA"
232 PRINT "ETAPA PARA DESALINIZAR"
234 PRINT "YA QUE SE HA LLEGADO A"
236 PRINT "LA SALINIDAD DE DISEÑO"
238 STOP
240 GOTO 188
250 IF S>=0.116 THEN 255
251 LET D=723.27*S+996.17
252 LET C=S*D
253 LET U=EXP(1.9576E-03*D-8.9676)
254 RETURN
255 LET D=791.26*S+988.29
256 LET C=S*D
257 LET U=EXP(1.9576E-03*D-8.9676)
258 RETURN
269 REM **ASIGNACIONES DE B,M,PO
270 LET M=1733.7*(0.152*TO+42.25)
272 LET B=-22497.5
274 LET PO=M*C+B
276 RETURN

```

```

297 REM ***CALCULO DE CA2
298 LET X=K1*M*(RS+1)/4
299 LET Y=QA1-K1*M*C1*(1-RS)/4-K1*(RS+1)*((P1+P2-B-P01)/2-P3)/2
300 LET Z=K1*C1*(1-RS)*((P1+P2-P01-B)/2-P3)/2-QA1*C1
301 LET CX2=(-Y+(Y^2-4*X*Z)^0.5)/(2*X)
302 LET CX1=(-Y-(Y^2-4*X*Z)^0.5)/(2*X)
303 IF CX2>C1 THEN 306
304 IF CX1>C1 THEN 308
305 PRINT "ERROR EN EL CALCULO DE CA2":STOP
306 LET CA2=CX2
307 RETURN
308 LET CA2=CX1
309 RETURN
320 IF C>125.28 THEN 326
322 S=-0.68866+SQR(0.47425+C/723.27)
324 RETURN
326 S=-0.6245+SQR(0.38999+C/791.27)
328 RETURN
329 PRINT
330 PRINT "EL PROCESO TERMINA EN"
332 PRINT "EL MODULO #.....";N
334 PRINT

```

```

336 GOTO 184
358 IF N=0 THEN 360
359 GOTO 94
360 PRINT "EL CAUDAL DE ENTRADA"
362 PRINT "DE AGUA DE MAR DEBE"
364 PRINT "SER MAYOR AL DADO."
366 STOP
367 GOTO 44
368 IF N=0 THEN 372
370 GOTO 94
372 PRINT "LA PRESION DE ENTRADA"
374 PRINT "DE AGUA DE MAR DEBE"
376 PRINT "SER MAYOR QUE LA DADA"
378 STOP
380 GOTO 44
382 LPRINT
383 LPRINT "***** RESULTADOS DE LOS CALCULOS DEL DISEÑO DE UN BANCO"
384 LPRINT "***** DE OSMOSIS INVERSA DE LA PLANTA DESALINIZADORA"
385 LPRINT "-----"
386 LPRINT "PRODUCCION DIARIA DE LA PLANTA.. ";;LPRINT TD1;" M3/DIA"
387 LPRINT "# DE BANCOS DE OSMOSIS INVERSA.. ";;LPRINT NB
388 LPRINT "-----"
389 LPRINT
390 LPRINT "***** RESULTADOS DE LA ETAPA ";;LPRINT I
391 LPRINT
392 LPRINT "POT. HIDRAULICA REQUERIDA. ";;LPRINT R(I,1);" KW"
394 LPRINT "PRESION DE OPERACION..... ";;LPRINT R(I,2);" PASCAL"
395 LPRINT "CAUDAL DE ALIMENTACION.... ";;LPRINT R(I,3);" M3/DIA"
396 LPRINT "CAUDAL DESALINIZADO..... ";;LPRINT R(I,4);" M3/DIA"
397 LPRINT "CAUDAL DE RECHAZO..... ";;LPRINT R(I,5);" M3/DIA"
398 LPRINT "SALINIDAD DE ALIMENTACION. ";;LPRINT R(I,6);" PPM"
399 LPRINT "SALINIDAD DEL DESALINIZADO ";;LPRINT R(I,7);" PPM"
400 LPRINT "SALINIDAD DE RECHAZO..... ";;LPRINT R(I,8);" PPM";STOP
401 LPRINT "# MODULOS POR RECIPIENTE.. ";;LPRINT R(I,9)
402 LPRINT "# DE RECIPIENTES..... ";;LPRINT R(I,10)
403 LPRINT "# DE MODULOS..... ";;LPRINT R(I,11)
404 LPRINT "% DE CONVERSION..... ";;LPRINT R(I,12)
405 LPRINT "CAIDA DE PRESION..... ";;LPRINT R(I,13);" PASCAL"

```

```

406 LET I=I+1
407 IF I=NE THEN 389
408 IF NE=1 THEN 419
409 LPRINT "-----"
410 LPRINT
411 LPRINT "% DE CONVERSION TOTAL....."
413 LPRINT "AREA TOTAL DE MEMBRANA....."
414 LPRINT "TOTAL DE MODULOS....."
415 LPRINT "TOTAL DE RECIPIENTES....."
416 STOP
417 GOTO 426
419 LPRINT "-----"
420 LPRINT
421 LPRINT "% DE CONVERSION TOTAL....."
422 LPRINT "AREA TOTAL DE MEMBRANA....."
423 LPRINT "TOTAL DE MODULOS....."
424 LPRINT "TOTAL DE RECIPIENTES....."
425 STOP
426 LPRINT
427 LPRINT "-----"
428 LPRINT "***** DATOS USADOS EN EL DISENO"
429 LPRINT "EFIC. DE RECHAZO DE SAL...   " RS*100;"   %"

";:LPRINT 100*R(2,4)/R(1,3)
";:LPRINT NB*A*(R(1,11)+R(2,11));" M2"
";:LPRINT NB*(R(1,11)+R(2,11))
";:LPRINT NB*(R(1,10)+R(2,10))

";:LPRINT 100*R(1,4)/R(1,3)
";:LPRINT NB*A*R(1,11);" M2"
";:LPRINT R(1,11)*NB
";:LPRINT NB*R(1,10)

";:LPRINT A;" M2"
";:LPRINT P;" KG-M/PA-M2-S"
";:LPRINT TO;" GRAD. C"
";:LPRINT R(1,6);" PPM"

430 LPRINT "AREA MODULAR DE MEMBRANAS."
431 LPRINT "PERMEABILIDAD DE LA MEMB.."
432 LPRINT "TEMPERATURA DE OPERACION.."
433 LPRINT "SALINIDAD DE ALIMENTACION."
434 STOP

```

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

1. ENGINEERING DATA BOOK, Gas Processors Suppliers Association
4 th. Edition, USA, 1980.
2. DEGREMOUNT GILBERT, Manual Técnico del Agua, Société Degr  -
mount, Francia, 1973.
3. KREMEN S. S., Technology and Engineering of Roga Spiral -
Wound Reverse Osmosis Membranas Modules, Office of Saline
Water, U. S. Departamento del Interior, 1974.
4. LONSDALE H. K., Separation and Purification by Reverse Osmo-
sis, Chemistry Departament Gulf General Atomic, San Diego,
1970.
5. MERTEN U., Desalination by Reverse Osmosis, The M.I.T.Press
Cambridge, Mass., 1967.
6. O.M.S., Tecnología de Tratamiento de Agua para Países en De-
sarrollo, 1977.
7. PEREZ J. ING., Avance en Filtración, Centro Panamericano de
Ing. Sanitaria y Ciencias del Ambiente, CEPIS, 1970.



8. PERRY AND CHILTON, Chemical Engineers Handbook, Fifth Edition, 1977.
9. PUSH W. AND WOLFF, High Pressure Dialysis Cell, Rev. Sci. Instrum., Vol 45, No. 11, Nov. 1974.
10. SPIEGLER K. S., Salt-Water Purification, Ed. Academic Press N.Y., 1966.
11. SCHLICHTING H., Boundary Layer Theory, McGraw Hill, Series in Mechanical Engineering, 1968.
12. SHIGLEY J. E., El Proyecto en Ingeniería Mecánica, McGraw Hill, N.Y., 1977.
13. STEPANOFF A. J., Centrifugal and Axial Pump Theory, Design and Application., Ed. J. Wiley, N.Y., 1975.