

22  
2ej.



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES  
"ZARAGOZA"

**PERFIL TECNICO ECONOMICO PARA LA FABRICACION  
DE MEMBRANAS UTILIZADAS EN EL PROCESO  
DE OSMOSIS INVERSA**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A :  
ALEJANDRO ROJAS RAMIREZ

Esta tesis se llevó a cabo bajo la asesoría del:  
M. en C. ALEJANDRO RUIZ CANCINO



México, D. F.

1992



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

**CONTENIDO:**

INTRODUCCION. _____	1
---------------------	---

**1) MÉTODOS COMERCIALES DE DESALACION.**

1.1) PROCESO DE EVAPORACION INSTANTANEA POR ETAPAS. _____	4
1.1.a) Descripción del Proceso. _____	4
1.1.b) Aspectos Básicos de Diseño. _____	8
1.1.c) Factores que afectan el Diseño. _____	10
1.2) PROCESO DEL MULTIPLE EFECTO. _____	13
1.2.a) Descripción del Proceso. _____	17
1.3) PROCESO DE COMPRESION DE VAPOR. _____	24
1.3.a) Diferencia entre el Proceso de Compresión de vapor y el Proceso de Evaporación Instantánea. _	28
1.3.b) Consideraciones en la selección del Proceso de Compresión de vapor. _____	28
1.4) OSMOSIS INVERSA. _____	29
1.4.a) Conceptos generales de Osmosis Inversa. _____	36
1.4.b) Descripción del Proceso de Osmosis Inversa. _____	40
1.4.c) Selección de la membrana adecuada para su aplicación. _____	43
1. Membranas en espiral. _____	43
2. Membranas de fibra hueca. _____	44
3. Membranas planas. _____	46
4. Membranas Tubulares. _____	48

1.4.d) Aplicaciones del proceso de Osmosis Inversa.	53
III) ASPECTOS FINANCIEROS DE LA DESALACION.	63
III.1) COMPARACION FINANCIERA DE LOS METODOS DE DESALACION.	79
III.1.1) INVERSION DIRECTA TOTAL.	79
III.1.2) ESTIMACION DE COSTOS FIJOS.	81
III.1.2.a) Osmosis Inversa (Agua Salobre).	81
III.1.2.b) Osmosis Inversa (Agua de Mar).	82
III.1.2.c) Evaporación Instantánea por Etapas.	83
III.1.2.d) Compresión de Vapor.	84
III.1.3) ESTIMACION DE COSTOS VARIABLES.	85
III.1.3.a) Osmosis Inversa (Agua Salobre).	87
III.1.3.b) Osmosis Inversa (Agua de Mar).	88
III.1.3.c) Evaporación Instantánea por Etapas.	89
III.1.3.d) Compresión de Vapor.	90
III.1.4) ESTIMACION DEL COSTO DIRECTO DE DESALACION.	91
III.1.4.1) Costos de Producción.	91
III.1.4.2) Inversión Unitaria.	91
III.1.4.3) Costos de Producción Unitario.	91
IV) DESARROLLO DEL ESTUDIO ECONOMICO DE	
FABRICACION DE MEMBRANAS.	96
IV.1) ESTIMACION PRELIMINAR DE LA DEMANDA DE MEMBRANAS.	96
IV.1.a) Inventario Mundial Clasificado de Plantas Desaladoras.	96

IV.1.b) Inventario Nacional Clasificado de Plantas Desaladoras. _____	96
IV.1.c) Estadística de Importación. _____	97
IV.1.d) Estimación de la Demanda a Corto, Mediano y Largo Plazo. _____	99
IV.2) INSUMOS MATERIALES. _____	114
IV.2.a) Especificaciones. _____	114
IV.2.b) Disponibilidad. _____	114
IV.2.c) Precios. _____	114
IV.2.d) Consumo. _____	115
IV.3) ESTIMACION DE COSTOS. _____	118
IV.3.a) Costos fijos. _____	118
IV.3.b) Costos variables. _____	119
IV.4) PRINCIPALES INDICADORES DE VIABILIDAD ECONOMICA. _	124
ANALISIS DE RESULTADOS. _____	126
CONCLUSIONES. _____	145
APENDICES. _____	148
BIBLIOGRAFIA. _____	182

## RESUMEN.

En el desarrollo del presente trabajo, se realiza una descripción de los Procesos de Desalación a Nivel Comercial. En el apartado de Osmosis Inversa se describen los términos más comunes y las definiciones de los conceptos que se utilizan en este Proceso.

Es importante conocer las ventajas de la Osmosis Inversa sobre los demás procesos de desalación, por lo que para revisar esto, se deberá partir de las mismas bases, es decir, del mismo tipo de agua de alimentación y la misma capacidad de la planta como parámetros principales de diseño.

Como se especifica posteriormente, el módulo desalador es la parte principal en el Proceso de Osmosis Inversa, ya que aquí es donde se realiza la separación de sales en el agua (salobre o de mar).

El objetivo principal es desarrollar el trabajo de tal forma que se den las bases para saber si la fabricación específica de un tipo de membrana (acetato de celulosa) es posible en México, y de esta manera ahorrar divisas, ya que el total de las Plantas de Desalación que funcionan en nuestro país, necesariamente importan los módulos desaladores.

## INTRODUCCION.

Uno de los principales problemas existentes en la República Mexicana es la falta de abastecimiento de agua potable en muchas de las comunidades, razón por la cual se ha visto la necesidad de buscar alternativas para solucionar dicho problema. Una de estas alternativas es la Desalación, que como su nombre lo indica es la separación de las sales existentes en el agua.

Desde el año de 1963 aproximadamente, y hasta la fecha, se han instalado varios Sistemas Desaladores, que funcionan mediante diferentes Procesos, como son: Evaporación Instantánea de Múltiple Efecto, Compresión de Vapor, Electrodiálisis y Osmosis Inversa.

El Proceso de Osmosis Inversa, objeto de estudio del presente trabajo, es recomendado para desalar aguas de baja y mediana salinidad y empieza a competir con los procesos de destilación para desalar agua de mar. La parte principal es un Elemento Desalador consistente de Membranas Semipermeables de acetato de celulosa o aramida, arregladas dentro de un cartucho en forma de haces de tubo o enrollados en forma de espiral, en donde se lleva a cabo el Proceso de Desalación.

Estos Elementos Desaladores son de fabricación extranjera, y debido a esto los elementos desaladores instalados en el país son de importación. La vida útil de las Membranas es de 3 a 5 años, por lo que la reposición de dichos elementos y las nuevas necesidades de agua desalada contribuirán a seguir con la fuga de divisas al extranjero.

Una alternativa que se plantea como solución es la de crear

en el país una industria que fabrique estos elementos desaladores.

Las principales ventajas de la Osmosis Inversa sobre los otros procedimientos son: versatilidad para desalar aguas, bajo consumo de energía, no presenta problemas para el incremento de la capacidad instalada, fácil montaje de equipos y bajos costos de operación.

La Fabricación Nacional de Membranas utilizadas en el proceso de Osmosis Inversa para Desalación de aguas contempla los siguientes aspectos, que sirven de base para la decisión de su viabilidad: Económico, Tecnológico y Corporativo.

Este Estudio se ocupa del aspecto Económico de la Fabricación de Membranas. Es necesario evaluar la Capacidad Total Instalada ( $m^3$ /día de agua desalada), en Plantas Desaladoras de Agua en el País, por lo que se llevó a cabo un Inventario Nacional Clasificado. Se establecieron índices en el crecimiento de la demanda de agua desalada, y se estimó esta demanda a corto, mediano y largo plazo.

Se establecieron también las especificaciones técnicas y cantidades de materiales involucrados en la fabricación, así como disponibilidad y costos de los mismos.

Se estimaron los costos de producción de la membrana y el ensamblaje del elemento desalador, así como también los costos fijos y variables.

Finalmente se presentan gráfica y analíticamente, los principales parámetros económicos obtenidos en este estudio, que son los que nos darán un criterio de la viabilidad económica para producir Membranas de Osmosis Inversa en México.

## **METODOS COMERCIALES DE DESALACION**

## **PROCESO DE EVAPORACION INSTANTANEA POR ETAPAS (E I P E)**

En general, los Procesos de Destilación o Evaporación consisten en la producción de agua dura, mediante el calentamiento del agua de mar de alimentación; el vapor así obtenido es separado de la fase líquida y condensado como agua de alta pureza.

En un evaporador común, la energía externa recibida en forma de calor es rechazada en su totalidad por el sistema, sin hacer ningún trabajo, consecuentemente, el vapor consiste en una sección de Adición de Calor y otra de Rechazo de Calor.

Es por esto, que el calentamiento regenerativo del agua de alimentación conduce a ventajas significativas en la economía operacional, por lo que la mayoría de los sistemas de Evaporación comerciales utilizan alguna de las formas de calentamiento regenerativo. Como resultado, su eficiencia térmica es alta<sup>(1)</sup>.

Otra de las características sobresalientes del Sistema de Evaporación Instantánea por Etapas, es que la mayor concentración de la salmuera ocurre en la zona de menor temperatura, y viceversa. De aquí que las condiciones de concentración y temperatura son favorables para prevenir la formación de una solución supersaturada<sup>(2)</sup>.

Las ventajas anteriormente anotadas han colocado a este sistema en una situación privilegiada, demostrada por el hecho de que en un alto porcentaje del agua desalada producida a nivel mundial, se obtiene en este tipo de plantas.

### 1.1.a. DESCRIPCION DEL PROCESO

#### 1.1.a.1. CONCEPTO DE EVAPORACION INSTANTANEA.

El fenómeno conocido como Evaporación Instantánea o evaporación "flash", se presenta cuando el agua de mar caliente fluye en una cámara mantenida a baja presión, siendo su temperatura mayor a la correspondiente de saturación de la cámara, presentándose espontánea y violentamente la formación de vapor.

Siendo un proceso adiabático, el calor latente de evaporación es cedido por el líquido, de tal forma que sufre una disminución en su temperatura. El fenómeno se desarrolla con tendencia a la equilibración de la temperatura del líquido y la presión existente en la cámara<sup>12</sup>.

#### 1.1.a.2. ARREGLO TÍPICO DE UNA PLANTA DE EVAPORACION INSTANTANEA POR ETAPAS (EIPE)<sup>12</sup>.

En la figura No.1 (Pág. 7) se representa esquemáticamente el proceso de evaporación instantánea por etapas. Y la descripción es la siguiente:

El agua de mar es tratada químicamente contra la dureza de carbonatos (incrustantes), y luego calentada en haces de tubos hasta alrededor de 112 °C. En seguida se pasa a un calentador de salmuera que eleva su temperatura hasta 120 °C. A esta temperatura se pasa a la primera cámara o etapa de evaporación, en la cual se mantiene una presión menor que la de equilibrio correspondiente con la temperatura de la salmuera, provocándose

una evaporación instantánea de parte del líquido, lo cual causa a su vez una disminución de la temperatura del mismo. Inmediatamente se pasa a la siguiente cámara donde se repite el fenómeno. Así se va evaporando y enfriando hasta que después de salir de la última etapa se obtiene una temperatura de 38 °C.

El vapor producido en cada cámara se condensa en el haz de tubos por los que circula el agua que se va calentando, a la cual se transmite su calor latente de vaporización. Las gotas de destilado se recogen en una charola que está abajo del haz de tubos y en esta charola se va reuniendo el destilado de todas las etapas hasta que finalmente se extrae por la etapa más fría.

El agua de mar fresca se alimenta y la salmuera concentrada es purgada constantemente, sin que tenga incrustaciones en la superficie de transferencia de calor, especialmente en el calentador de salmuera.

Debe de controlarse cuidadosamente la alcalinidad del agua alimentada y la temperatura máxima alcanzada en el calentador, para evitar esta incrustación.

La presión de la salmuera durante todo el trayecto descrito, es lo suficientemente alta para evitar la formación de vapor antes de alimentar a la primera cámara de evaporación. Esta alimentación se realiza a través de una restricción donde la reducción de presión permite que una parte del líquido se convierta en vapor.

Con objeto de mantener constante la concentración de la salmuera en recirculación, en las plantas de este tipo, una fracción es desechada y compensada, al igual que el destilado obtenido con el agua de alimentación.

El agua producida en cada etapa es transferida en cascada de cámara a cámara, y extraída finalmente de la última por la bomba de producto.

Se cuenta además, con un sistema que elimina los gases no condensables provenientes del agua de alimentación y de fallas en la hermeticidad del equipo.

En conclusión, el sistema puede dividirse en tres secciones:

- a) Sección de adición de calor.
- b) Sección de aprovechamiento de calor.
- c) Sección de rechazo de calor.

Las secciones de recuperación y rechazo consisten en un número determinado de cámaras, con un cambiador de calor integrado, en el cual se condensa el calor producido en cada una de ellas.

En la sección de rechazo, el calor latente del vapor condensado es aprovechado en parte para precalentar la alimentación y el resto es transferido al agua de enfriamiento.

En la sección de recuperación, el calor cedido por la condensación se utiliza para calentar la salmuera que es recirculada desde el fondo de la última etapa en la sección de rechazo.



## 1.1.b. ASPECTOS BASICOS DE DISEÑO.

### 1.1.b.1. INFORMACION Y CONSIDERACIONES PRELIMINARES.

El inicio de un diseño requiere de información mínima, que en el caso que nos ocupa consta de lo siguiente:

- a) Producción requerida.
- b) Calidad deseada del producto.
- c) Temperatura, cantidad y calidad del agua de alimentación disponible.
- d) Fuente de energía.
- e) Estudio técnico y económico del lugar de instalación (infraestructura, disponibilidad de combustible, reactivos químicos y mano de obra, costos y topografía del terreno).

De acuerdo a la información anterior, en la etapa inicial del diseño se deben establecer las siguientes condiciones.

1.1.b.1.1. ESQUEMA DEL PROCESO: Esto se hace con el objeto de seleccionar las características básicas del equipo, enunciadas a continuación:

- Tipo de planta: recirculación o un solo paso.
- Pretratamiento: ácido o polifosfatos.
- Arreglo: tubos largos o tubos cruzados.
- Venteo: en serie o en paralelo.
- Tipo de configuración: compacta o en etapas individuales.
- Sistema de vacío: eyectores o bomba de vacío.

1.1.b.1.2. TEMPERATURA MAXIMA DE SALMUERA: Fijada de acuerdo a la naturaleza del agua a tratar, al tipo de pretratamiento seleccionado y al costo de los reactivos quimicos. La temperatura máxima está dada por reglamentación ecológica en 38 °C.

1.1.b.1.3. TEMPERATURA MINIMA DE SALMUERA: Se selecciona en base a la temperatura máxima posible del agua de mar que se utiliza como enfriamiento, y a los problemas particulares del diseño de la sección de rechazo de calor, para dar una adecuada transferencia de calor, al mínimo costo.

1.1.b.1.4. CONCENTRACION MAXIMA DE SALMUERA: Se determina en función del mínimo costo de pretratamiento. Sin embargo, existen limitaciones respecto a la concentración máxima que puede alcanzarse, especialmente por la precipitación del sulfato de calcio, por lo que este parámetro se ve influenciado por la temperatura máxima de salmuera. A 240 °F se limita la concentración a un valor no mayor a la del doble del agua de mar normal.

1.1.b.1.5. FACTOR DE COMPORTAMIENTO: Este factor se define como la cantidad de agua producida por unidad de energía consumida. El efecto de un alto factor de comportamiento es la reducción de los costos de operación, contra un alto costo inicial. Un factor bajo, redundaría en menor inversión, con un alto consumo de energía''''.

### 1.1.b.2. FLUJO DE RECIRCULACION.

Para el cálculo del flujo de recirculación, se parte de un balance de calor para la salmuera. El calor perdido por la salmuera en ebullición a lo largo de todas las etapas.

### 1.1.b.3. AREA DE CONDENSACION.

Si se mantiene fija la temperatura del agua de mar, el análisis teórico de una unidad de Evaporación Instantánea por Etapas muestra que el consumo específico de calor depende de dos parámetros: El número de etapas y la superficie de condensación.

### 1.1.c. FACTORES QUE AFECTAN EL DISEÑO

En el diseño de plantas de Evaporación Instantánea por Etapas, es necesario considerar el efecto que algunos factores tienen sobre el comportamiento del sistema.

#### 1.1.c.1. ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION.

Cuando el agua de mar se evapora, aún bajo condiciones ideales, la temperatura de condensación del vapor de agua pura es menor que la de la salmuera en ebullición. El efecto de la elevación del punto de ebullición es una pérdida termodinámica, debido a que se pierde parte del gradiente de temperaturas que debía estar disponible para la transferencia de calor en el área de condensación.

#### 1.1.c.2. PERDIDA POR CAIDAS DE PRESION.

Se tiene una disminución en la temperatura de saturación del vapor producido, debido a la caída de presión que sufre al pasar a través del separador de arrastre, y por los cambios de dirección en su trayectoria hacia la zona de condensación. Esta pérdida tiene el mismo efecto termodinámico que el de la elevación del punto de ebullición. Cualquier disminución en la transferencia de calor debida a la presencia de gases no considerables, se encuentra también en esta categoría.

#### 1.1.c.3. PERDIDA POR VENTEOS Y FUGAS.

Como se ha mencionado, con el fin de extraer los gases no condensables que se desprenden dentro del evaporador, además de algunas entradas de aire del exterior, cada cámara debe tener un venteo en la zona más fría del condensador, que los elimine mezclados con algo de vapor. El efecto de la disminución de eficiencia es el mismo al de la pérdida de una cantidad equivalente de calor suministrado en el calentador de salmuera.

#### 1.1.c.4. PERDIDAS POR REDESTILACION.

Una fracción del vapor producido en cada cámara proviene de la redestilación de parte del producto que es transferido de las cámaras anteriores. Esto se traduce en una disminución de la producción neta de la cámara. Esta pérdida debe ser compensada

mediante el aumento de la cantidad de salmuera recirculada.

## **PROCESO DEL MULTIPLE EFECTO**

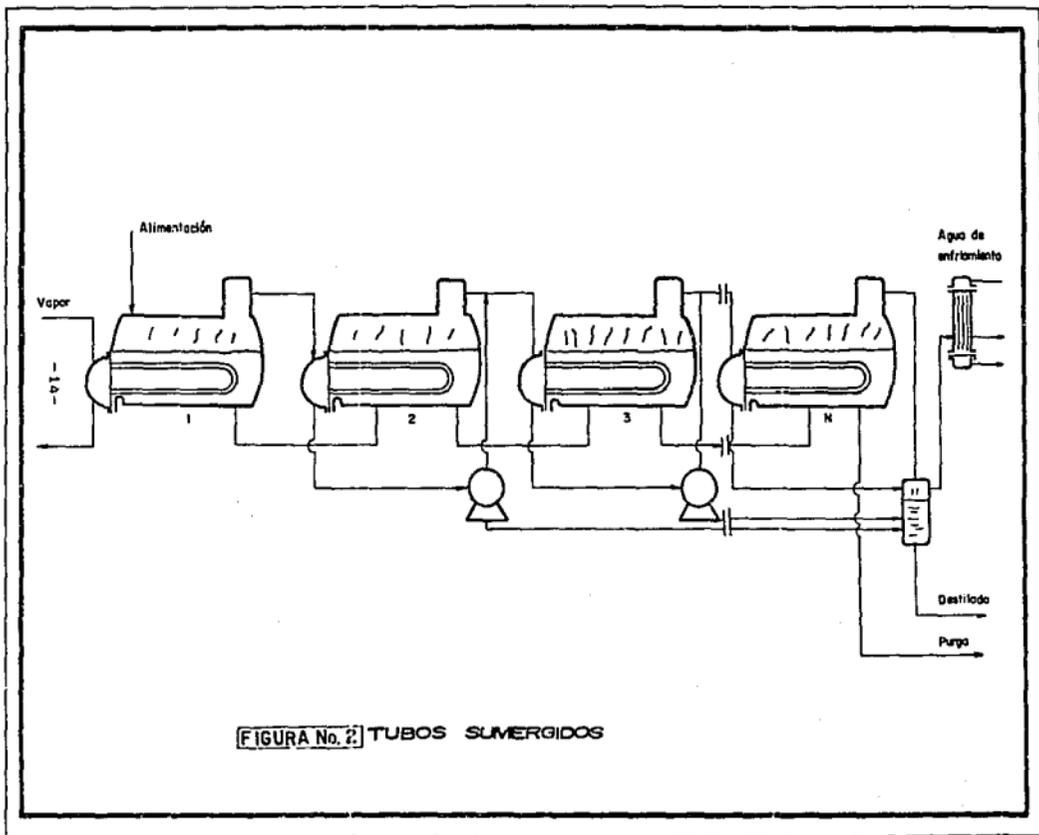
Este es un proceso parecido al anterior, sólo que en este caso el vapor producido en cada cámara no se condensa en la propia cámara, sino en la siguiente de menor temperatura, donde sirve como vapor de calentamiento.

El agua de mar alimentada se calienta por medio de precalentadores que usan el mismo vapor producido en las cámaras. En este caso a cada cámara la llamamos efecto.

Algunos procesos de importancia que utilizan este método son los siguientes<sup>(3)</sup>:

**TUBOS SUMERGIDOS** : Este proceso, como su nombre lo indica los tubos de calentamiento están sumergidos en la salmuera, lo cual trae como consecuencia bajos coeficientes en transferencia de calor y mayor facilidad de incrustación. Así que lo único que se hizo fué elevarlos un poco y rociarles encima la salmuera mediante una bomba de recirculación o circulación simple y unas boquillas. Con la consecuencia de mejorar notablemente la eficiencia del evaporador. (Fig. No. 2, Pág. 14)

**TUBOS HORIZONTALES PELICULA DESCENDENTE** : Es uno de los nuevos procesos, considerado como de promisorio futuro<sup>(3)</sup>. (Fig. No. 3, Pág. 16). El agua de mar es tratada químicamente y pasada a través de una serie de precalentadores hasta alcanzar una temperatura máxima permisible de acuerdo al análisis químico del agua de mar de la región, usualmente unos 120 °C. Aquí se descarga en el primer efecto en su parte inferior de donde se



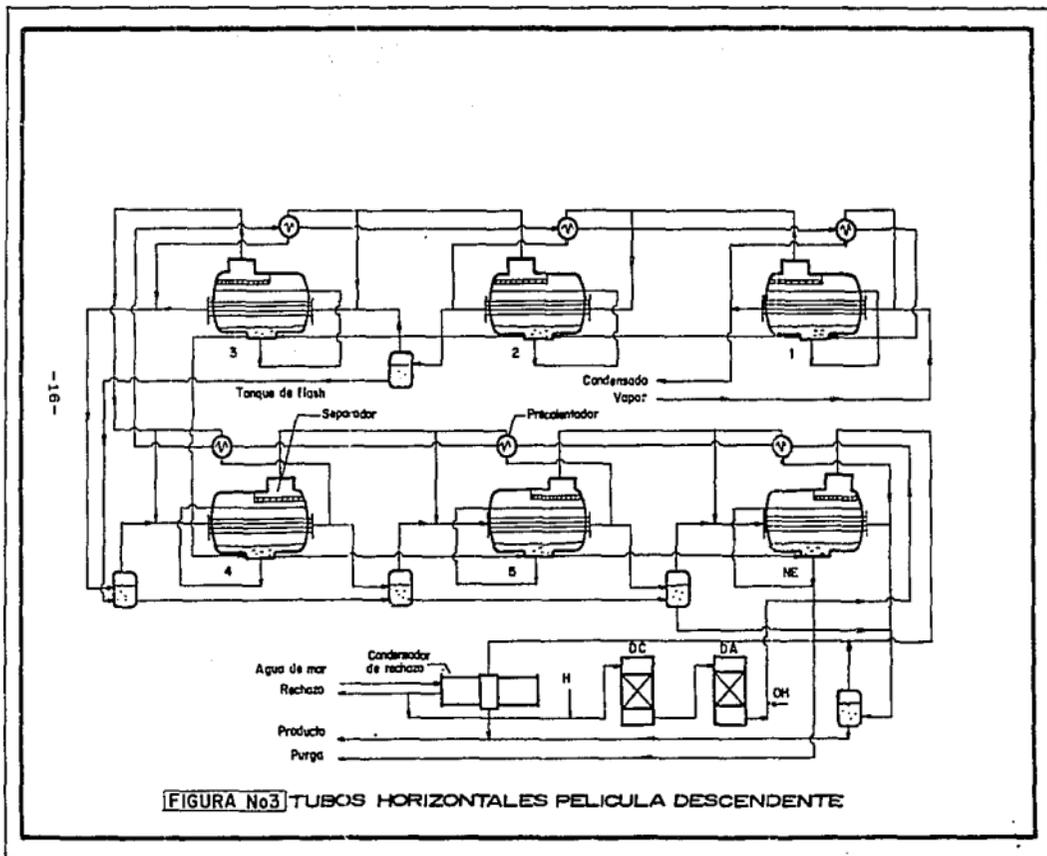
bombea a recirculación hacia unas boquillas situadas en la parte superior de la cámara. En estas boquillas se atomiza la salmuera sobre un haz de tubos que en su interior llevan vapor de calentamiento.

Como la salmuera se encuentra saturada a la temperatura y presión de la cámara una parte se evapora al hacer contacto con los tubos calientes, y la parte restante cae de nuevo para seguir siendo recirculada.

Del primer efecto pasa el vapor que se produce al segundo, donde sirve como medio de calentamiento, y así sucesivamente hasta completar todos los efectos. El vapor producido en el último efecto es condensado en la zona de rechazo de calor mediante agua de mar. El agua producto es la suma de los condensados de los efectos.

**TUBOS VERTICALES, PELICULA DESCENDENTE :** Este proceso es similar al anterior, excepto que tiene la ventaja de no necesitar boquillas de atomización, sino boquillas para formación de la película, las cuales son de construcción sencilla. Pero la principal ventaja es que pueden utilizarse tubos de diseño especial que aunque son más caros producen mayores coeficientes de transferencia de calor y por lo tanto se requieren menores superficies de transmisión de calor. Al hacer un análisis de costos resulta más barato el producto obtenido en este proceso<sup>(3)</sup>.

El agua de mar es tratada químicamente contra alcalinidad antes de ser transferida a una serie de precalentadores. Se alcanza una temperatura de 120 °C, y se alimenta al primer efecto por medio de una bomba de recirculación, enviando el agua a la



parte superior del efecto, de donde baja por gravedad por el interior de los tubos verticales, en los que forma una película de unos 5mm de espesor (Figura No. 4, PAg. 20).

Por el exterior de los tubos circula vapor de calentamiento, así que en la película anterior parte del agua se evapora y lo demás cae otra vez en la parte inferior del efecto. De aquí se recircula otra vez, pero una parte es pasada a la parte inferior del siguiente efecto. El vapor producido en el primer efecto sirve como vapor de calentamiento en el segundo, y el que se produce en el segundo se utiliza en el tercero, y así sucesivamente hasta que el vapor producido en el último efecto se condensa en la zona de rechazo de calor y se reúne con los condensados de los efectos anteriores para formar el agua producto.

#### 1.2.b. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

Se tomará como base para esta descripción, el proceso que utiliza tubos verticales de película descendente, el cual tiene más perspectiva de desarrollo e ilustra en buena forma las características esenciales en los diseños que se deben considerar<sup>(2)</sup>.

Un efecto es como se muestra en la Figura No. 5, (PAg. 18). La parte interior del efecto recibe la salmuera proveniente del efecto anterior y como la salmuera viene saturada se causa una evaporación instantánea que produce una disminución de temperatura. La salmuera entonces es bombeada de la parte superior del efecto a la caja de agua donde existen boquillas de distribución que hacen que la salmuera fluya por el interior de

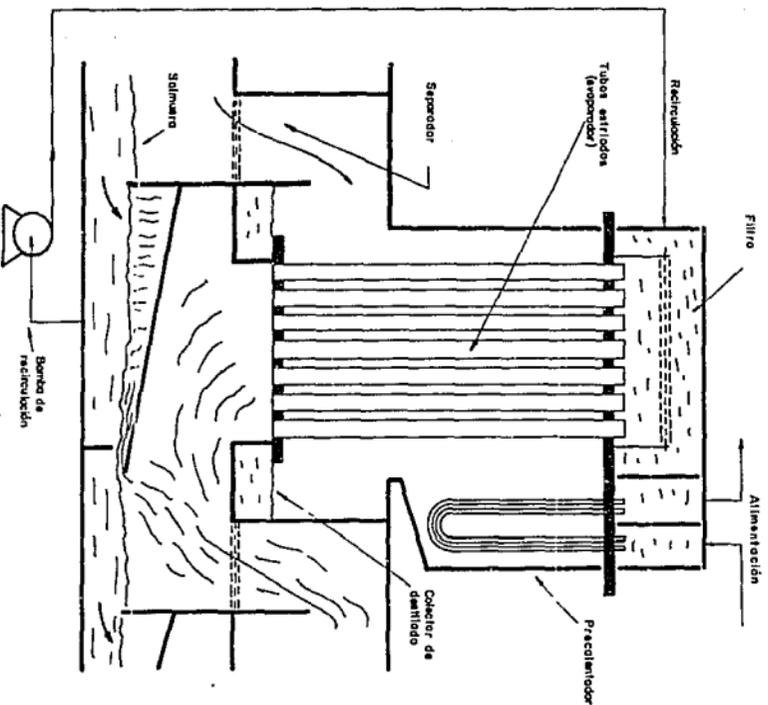


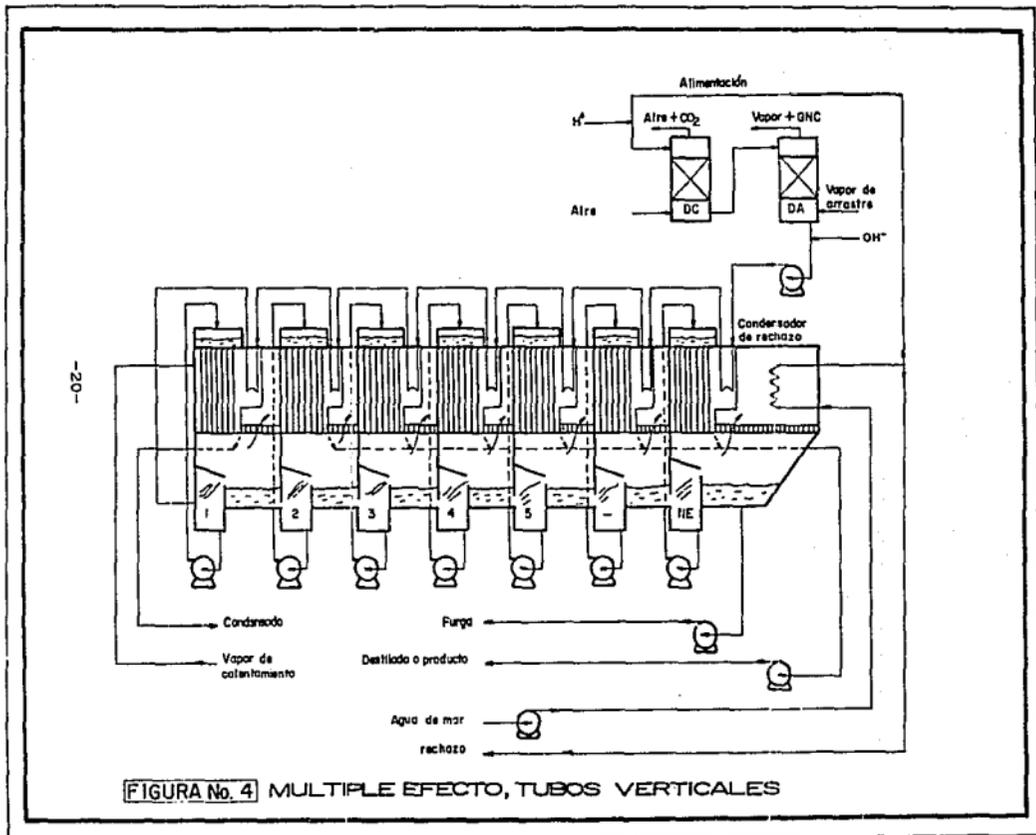
FIGURA No. 5 EFECTO TIPO, TUBOS VERTICALES

los tubos formando una película anular. Mientras fluye por gravedad la película recibe calor del vapor que se está condensando en la parte exterior de los tubos y que viene del efecto anterior. Una mezcla de dos fases, vapor y salmuera, es lo que sale de los tubos. La salmuera cae de nuevo al fondo del efecto y el vapor producido se mezcla con el vapor producto de la evaporación instantánea, y pasa al siguiente efecto a través de un separador de malla que sirve para evitar que las pequeñas gotas de salmuera que el vapor arrastra, pasen también. Este vapor sirve en el siguiente efecto para precalentamiento y para efectuar evaporación de manera similar a la descrita.

El agua de mar entra primeramente al condensador de rechazo donde se calienta ligeramente, y una parte (aproximadamente 75%), es regresada al mar, pues solamente sirvió como medio de enfriamiento y la restante es la alimentación de la planta.

La alimentación es tratada con ácido sulfúrico para neutralizar la alcalinidad, y después llevada a una torre descarbonatadora para eliminar el  $\text{CO}_2$ . Después se pasa a un desaerador al vacío, en el cual fluye a través de una columna empacada en contracorriente con vapor de arrastre para eliminar al máximo los gases disueltos en la alimentación ( $\text{O}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{CO}_2$  principalmente).

El agua de mar ya desaerada entra al último precalentador por convención se le llama último, ya que es el más frío. Correspondiendo el número 1 al más caliente y "último" al más frío), y después de pasar por todos los precalentadores se alimenta al primer efecto, el cual constituye la "sección de adición de calor". Este efecto recibe calor de calentamiento de



una fuente externa, en este caso una caldera. En el precalentador de este efecto se calienta la salmuera hasta la temperatura máxima de salmuera y al pasar por el evaporador empieza a hervir inmediatamente. La mezcla de dos fases baja por los tubos verticales y el vapor formado pasa al segundo efecto el cual se mantiene a más baja presión; este proceso repite sucesivamente como se explicó anteriormente.

Los vapores producidos por evaporación en los tubos y evaporación instantánea en el último efecto son condensados en el condensador de rechazo y la salmuera concentrada es descargada al mar.

El destilado que se va formando al condensar el vapor en el lado exterior de los tubos en cada efecto, también fluye de efecto a efecto, proporcionando calor adicional esparciéndose en cada efecto y finalmente es recogido del condensador de rechazo.

Para evitar perder el vacío en los efectos debido a gases no condensables se ventean estos de un efecto a otro, arrastrando parte del vapor producido, usualmente 1% del vapor producido en cada efecto. El condensador de rechazo y el desaerador están conectados al sistema de vacío.

Lo que hace interesante al proceso de tubos verticales es que se logran elevados coeficientes de transferencia de calor cuando se usan tubos estriados. Durante su desarrollo inicial en los E.E.U.U. se usaron tubos lisos en los efectos. Además de unas ventajas termodinámicas no se obtuvo nada. Más tarde se introdujeron los tubos estriados y se observó que podían obtenerse grandes reducciones en costo gracias a los elevados coeficientes de transferencia de calor que hacían requerir

una menor área de transferencia.

El tubo estriado tiene estrias longitudinales en ambos lados. Cuando los vapores se condensan en estos tubos el condensado se colecta en los valles (la parte más profunda de la pared del tubo), dejando una muy delgada película en las crestas.

Debido a estos efectos de tensión superficial existe una diferencial de presión en el líquido, causando que fluya de la cresta al valle.

La delgada película que se forma en la cresta baja la resistencia al flujo de calor drásticamente (15 a 20%). La acumulación de condensados en el valle, aumenta la resistencia, pero el efecto neto es un aumento en el coeficiente global de transferencia de calor.

#### 1.2.b. CONSIDERACIONES EN LA SELECCION DEL PROCESO DE COMPRESION DE VAPOR.

Para el diseño de estos procesos es necesario tomar en cuenta los siguientes puntos<sup>12</sup>:

a) Las ecuaciones para el cálculo de los coeficientes globales de transferencia de calor en evaporadores y precalentadores son basados en experiencias reales.

b) No deberán usarse gradientes de temperatura mayores de 11 °C en los evaporadores, ya que no se sabe cómo se comportará el coeficiente global de transferencia de calor, pero se sabe que al aumentar el gradiente el coeficiente disminuye.

c) Las pérdidas o caídas de temperatura por elevación del punto de ebullición, desviación del equilibrio en evaporación instantánea, pérdidas de presión por fricción al pasar por separadores y por fricción en el haz de tubos, deberán calcularse en cada efecto a la temperatura y presión reales del mismo, pues su correcta evaluación es muy importante.

## **PROCESO DE COMPRESION DE VAPOR**

El Proceso de Compresión de Vapor es un método por medio del cual un líquido es evaporado dentro de un haz de tubos (dentro de los tubos), y el vapor producido es tomado por el compresor a una presión menor, y es descargado a una presión mayor en el exterior de los tubos, cediendo su calor latente al líquido que circula por el interior de los tubos. Una vez que el líquido ha tomado el calor latente necesario, éste evaporará, formando así un ciclo.

Supóngase que se evapora una libra de agua a  $212^{\circ}\text{F}$  a presión atmosférica, para esto debemos proporcionar en el agua 970 BTU de energía térmica. Enseguida se comprime el vapor adiabáticamente hasta 25 psia suponiendo que esto se hace con el 100% de eficiencia, o sea, isoentrópicamente hemos efectuado un trabajo de 41 BTU. Ahora se condensa el vapor a la presión constante de 25 psia, donde la temperatura de saturación es de  $240^{\circ}\text{F}$ , el vapor al condensarse cede su calor latente, que a 25 psia es de 952 BTU, pero inmediatamente después de condensarse el vapor se sobrecalienta y queda a  $302^{\circ}\text{F}$ , antes de comenzar a condensarse ha tenido que enfriarse hasta la temperatura de saturación de  $240^{\circ}\text{F}$ , por lo tanto el ciclo completo de enfriamiento y condensación ha hecho que el vapor ceda un total de  $952 + 31 = 983$  BTU y la temperatura ha sido, siempre igual o mayor a  $240^{\circ}\text{F}$ , o sea que se consigue más calor que los 970 BTU necesarios para evaporar otra libra de agua a  $212^{\circ}\text{F}$  y presión atmosférica, con una diferencia de temperatura de  $28^{\circ}\text{F}$  que pueden usarse para transferir calor.

El fin esencial de la compresión de vapor no es conseguir más calor, ni siquiera producir suficiente calor para producir la elevación, sino conseguirlo con una diferencia de temperatura

suficiente para intercambiar calor. Lo importante del caso es que se puede condensar vapor con un consumo de solo 41 BTU de energía de trabajo, en vez de los 970 BTU necesarios en una destilación sencilla común y corriente. Este tremendo factor de más de 24 veces ha hecho pensar a muchos que la compresión de vapor es el mejor proceso de destilación''.

La evaporación por compresión de vapor es hasta ahora uno de los medios más económicos para obtener agua destilada a partir de agua de mar, pero el costo de dicha operación es comparativamente alto, debido en parte al trabajo requerido para la compresión, por la diferencia de temperatura que puede ser mantenida entre el condensado del destilado puro de agua y la ebullición del agua de mar. Si esta diferencia de temperatura pudiera ser reducida, el trabajo de la compresión podría ser bajo y los costos menores.

Esta reducción en la diferencia de temperaturas se puede realizar con cualquiera de estas dos opciones:

a) Aumentando el área de transferencia de calor

b) Aumentando el coeficiente de transferencia de calor

El método a) tiene poco atractivo, porque este sería añadir un costo fijo que está dado por el poder de costo.

El método b) es mucho más atractivo.

### 1.3.a. DIFERENCIA DEL PROCESO DE COMPRESION DE VAPOR Y LA EVAPORACION INSTANTANEA.

En plantas de destilación instantánea, la energía térmica es transmitida en la planta como un gradiente del condensado. Así, la energía entra en alto grado, pero va disminuyendo cada vez más hasta que es rechazado de la planta en su nivel más bajo de energía térmica. Esto demuestra la degradación de la energía y está representado por el aumento en el punto de ebullición. Y es debido a que el vapor de una etapa en evaporación a una presión, y la correspondiente temperatura de saturación en el rechazo.

Para poder utilizar la energía de bajo grado térmico, es necesario utilizar un compresor, el cual incrementará el grado térmico de vapor de bajo gradiente térmico.

### CONSIDERACIONES EN LA SELECCION DEL PROCESO DE COMPRESION DE VAPOR

Para seleccionar el proceso de compresión de vapor, si es conveniente trabajar sobre la presión atmosférica o bajo ésta. Dos condiciones son básicas para llegar a la decisión:

- a. Comparación del balance termodinámico.
- b. Comparación de costos.

Haciendo un análisis muy somero del proceso de compresión de vapor en relación al aspecto termodinámico, se tiene que: Abajo de la presión atmosférica se tendrá el vapor más frío, por lo que, se incrementará el área de transferencia de calor, el compresor será más grande, debido a que trabajará con mayores

volúmenes, ya que el volumen específico del vapor será mayor, así también la diferencia de temperaturas será más pequeña, lo que traerá como consecuencia un mayor equipo, para plantas de la misma capacidad, entre la que trabaja abajo y la que trabaja arriba de la presión atmosférica, será necesario instalar una bomba para la extracción de incondensables y bomba de vacío.

Las ventajas que se tienen trabajando abajo de la presión atmosférica, es que la vida útil del equipo se incrementará y los problemas de incrustación serán menores.

Al operar arriba de la presión atmosférica se tendrán menores áreas de transferencia, debido a la diferencia de temperaturas, que sería mayor que si trabajara abajo de la presión atmosférica, pero los problemas de corrosión serían mayores, en cambio, no se requeriría equipo especial para la evacuación de incondensables. La vida útil del equipo sería menor.

Otro de los puntos que se deben tener en cuenta son los aspectos económicos que van en relación directa con la vida útil del equipo, cantidad de equipo y pretratamiento utilizado en cada caso, así como la cantidad de BTU necesarios para llevar a cabo el proceso de evaporación.

#### COMPRESION DE VAPOR EN TUBOS VERTICALES Y PELICULA DESCENDENTE.

En la URIOM de La Paz, B.C.S. se encuentra instalada una planta de compresión de vapor con tubos verticales y película descendente, esta planta fué diseñada por técnicos de DIGAASES<sup>11</sup>, empleando para su construcción materiales nacionales

en un 80%

En la construcción de este tipo de plantas se debe tener cuidado en los siguientes puntos:

- a. Prueba de materiales que sustituyen a los utilizados en plantas desaladoras.
- b. Probar nuevas fuentes térmicas, como son las resistencias eléctricas.
- c. Comportamiento termodinámico.
- d. Disponibilidad de operación.
- e. Conversión.
- f. Planta piloto para capacitación de personal.

## PROCESO DE OSMOSIS INVERSA

La Osmosis es un Proceso natural que ocurre en todas las células vivas. La Osmosis permite la vida del reino vegetal, y del reino animal, incluyendo a los seres humanos, al inducir que el agua fluya por difusión desde zonas donde se encuentra relativamente pura, con baja concentración de sales, a zonas donde se encuentra con alta concentración a través de una membrana semipermeable. El resultado final es la extracción de agua pura del medio ambiente.

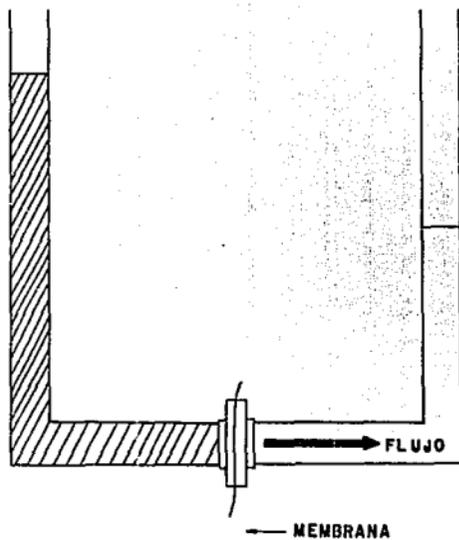
Una membrana semipermeable es cualquier membrana, animal, vegetal o sintética en la que el agua puede penetrar y traspasar con mucha más facilidad que los otros componentes que se encuentran en solución en la misma.

Por ejemplo, las raíces permiten a las plantas extraer del suelo el agua, por el Proceso de Osmosis. El agua relativamente pura se encuentra en el suelo, pasa por difusión a través de las membranas de las raíces para diluir la alta concentración de sales que normalmente tiene la savia de las plantas, ya que a ésta se le evapora continuamente el agua por las hojas. El objetivo de la Osmosis natural es permitir que seres vivos puedan absorber agua pura del medio ambiente. En el Proceso de Osmosis natural, el agua pura se convierte en agua menos pura al contaminarse con las sales y azúcares de los fluidos vitales de las plantas y de los animales.

Este fenómeno se puede aplicar en el laboratorio con una membrana natural como puede ser una cáscara de papa que es, para todos los efectos, una membrana natural. Primero se coloca la cáscara de papa entre bridas, tal como se muestra en el aparato de la Figura No. 6 (Pág. 30), y se separa con dicha

FIGURA No. 6 SIMULACION DE OSMOSIS INVERSA CON MEMBRANA NATURAL

-30-



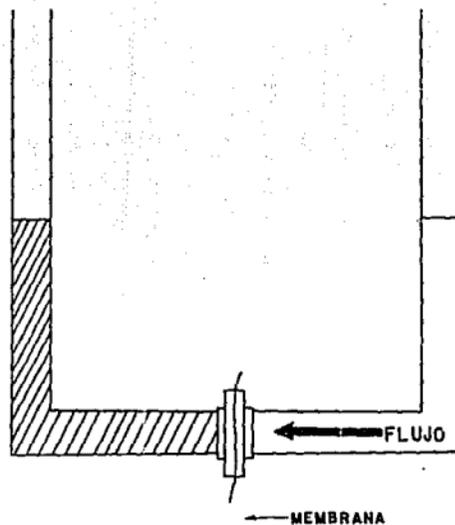
membrana natural las dos columnas del manómetro. Luego, se llenan las dos columnas del manómetro colocando en un lado agua salobre y en la otra, agua pura. Al llenar las columnas con los dos diferentes tipos de agua se hace con cuidado, de manera que las dos columnas alcancen el mismo nivel.

Al terminar de llenar las columnas se nota inmediatamente que el nivel de la columna de agua pura empieza a bajar a medida que el agua se va permeando a través de la membrana y se diluye las sales de la columna con el agua más salada. El caudal de agua se produce bajo la fuerza impulsora de la diferencia de concentración. A medida de que esto tiene lugar, simultáneamente se reduce dicha diferencia de concentración y aparece una diferencia de nivel hidrostático entre ambas columnas.

La Osmosis Inversa es un Proceso creado por el hombre que invierte el fenómeno de la Osmosis natural. Como ya se mencionó el objetivo del Proceso de Osmosis directa es absorber y en efecto contaminar agua pura. La finalidad de la Osmosis Inversa es obtener agua purificada partiendo de un caudal de agua que está relativamente impura o salada. Esto se logra al separar de este caudal de agua contaminada con sales, un caudal menor de agua pura. El Proceso de Osmosis Inversa, se le aplica presión a la solución que tiene más alta concentración de sales y así se fuerza un caudal inverso a través de la membrana semipermeable.

Para simular el Proceso de Osmosis Inversa en la Figura No. 7 (Pág. 32), se repite el experimento anterior. Primero se coloca la cáscara de papa entre bridas tal como se muestra en el aparato y se separa con dicha membrana natural las dos columnas. Luego se llenan las dos columnas de agua pero se pone de un lado agua pura

FIGURA No. 7 SIMULACION DE OSMOSIS DIRECTA CON MEMBRANA NATURAL



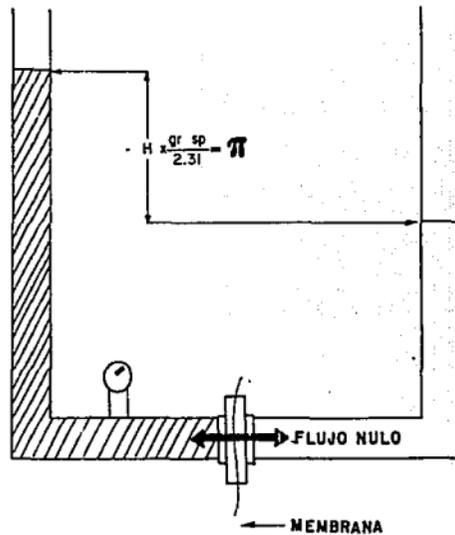
y, el otro se llena con agua que contiene cierta concentración de sales disueltas. O sea, se ha llenado las dos columnas con agua cuya concentración de sales es diferente; una es más salada que la otra, igual que en el caso anterior. Las columnas están separadas por la misma membrana semipermeable. Sin embargo, en este caso, se hace una variación fundamental en el experimento: en vez de llenar las columnas al mismo nivel hidrostático, se llena a un nivel mucho más elevado la columna que contiene el agua salada.

La presión hidráulica establecida por la diferencia de altura fuerza un caudal en sentido inverso a través de la cáscara de papa que es la membrana semipermeable. El agua pura pasa a través de la membrana por difusión. La velocidad de este proceso de difusión depende de la cantidad de presión hidráulica que se le aplique al agua más salada.

Al difundirse el agua a presión a través de las membranas, ocurre un fenómeno muy interesante: las sales apenas pueden penetrar la membrana y, por consiguiente, el agua se purifica al dejar casi todas sus sales y contaminantes atrás. Esta purificación del agua al disolverse y difundirse en sentido inverso (empujada por la presión), a través de una membrana semipermeable es la Osmosis Inversa.

Si, como se muestra en la Figura No. 8 (Pág. 34), se instala la cáscara de papa en el aparato y se separa con dicha membrana natural las dos columnas. Y luego, se llena bajo las mismas condiciones de los casos anteriores con la misma agua pura en un lado y la solución de agua salada en el otro. Pero ahora, se vierte en el lado que tiene la concentración de sales disuelta

FIGURA No. 8 DEFINICION PRACTICA DE LA PRESION OSMOSTICA



más alta, la cantidad suficiente de agua para elevar el nivel hidrostático al punto en donde no hay caudal de agua ni caudal directo ni caudal inverso. O sea, se ha encontrado experimentalmente el punto de equilibrio del sistema.

En el caso que se presenta en la Figura No. 8 (Pág. 34), la diferencia de altura en pies entre las dos columnas multiplicada por el peso específico ( $\text{gr sp}$ ), y por una constante de conversión dá la presión hidrostática neta del sistema. Esta diferencia en presión hidrostática también se puede medir si instalamos un manómetro para medir directamente la presión hidráulica en el nivel de la columna más alta.

Si se analiza el sistema, se observa que esta diferencia en presión hidráulica entre las dos columnas en efecto está equilibrado exactamente por la fuerza que hacia pasar el agua pura en dirección a la zona de alta concentración de sales (en el primer caso, Osmosis Natural). La fuerza que ejerce la presión hidrostática en la columna más alta balancea exactamente la tendencia del caudal de Osmosis directa que tiende a igualar las salinidades en ambos lados de la membrana. Se han equilibrado las fuerzas del sistema, la presión hidrostática es equivalente a la presión osmótica de la solución concentrada original. De esta manera se determina experimentalmente el valor de la presión osmótica de esta solución. La presión osmótica se identifica con la letra griega  $\pi$ .

Si se quiere repetir algunos de estos experimentos en el laboratorio, la demostración es mucho más nítida si se utiliza una membrana sintética en vez de una cáscara de papa, ya que las que están hechas por el hombre tienen mayor eficiencia y mejor

control de calidad que una cáscara de papa (no obstante hay membranas animales como las de las almejas que son bastante más eficientes que las membranas sintéticas)''

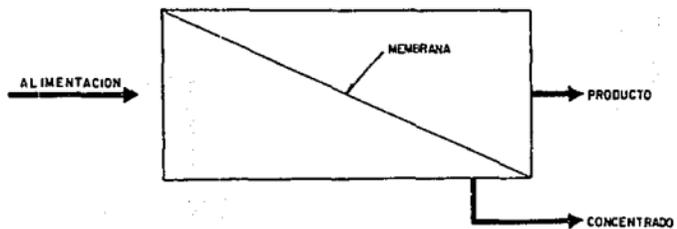
#### 1.4.a. CONCEPTOS GENERALES DE OSMOSIS INVERSA

El concepto de la Osmosis Inversa es muy sencillo: se toma agua que contiene sales disueltas u otros contaminantes y al aplicársele presión, el agua queda prácticamente libre de toda impureza cuando ésta pasa a través de una membrana sintética. Debido a que la membrana no está dotada de poros, las sales que contiene el agua tienen que disolverse en la membrana y pasar por difusión a través de ésta. Al permear el agua por la membrana, el líquido deja atrás casi todas sus sales y otras impurezas tales como materia orgánica, coloides, organismos microbiológicos y sílice.

Para todos los efectos, la membrana produce una hiperfiltración del agua que se alimenta a presión. El agua que ha permeado a través de la membrana es altamente pura y está prácticamente libre de bacterias, virus, patógenos, larvas, esporas, quistes, algas y muchas otras impurezas que pueden afectar la salud humana.

Como se puede observar en la Figura No. 9 (Pág. 37), la Osmosis Inversa es un Proceso continuo que siempre tiene tres corrientes diferentes de agua - una de entrada y dos de salida. De las tres, ya mencionamos dos: el agua de alimentación, contaminada con sales, y el agua producto, prácticamente libre de sales. Pero hay otra corriente de agua en un aparato de Osmosis,

FIGURA 9 | HIPEFILTRACION POR OSMOSIS



la cual posiblemente sea la más crítica: el rechazo o concentrado. Esta corriente arrastra de manera continua prácticamente todas las sales y demás contaminantes que rechazó la membrana. Las sales que comunmente se encuentran en solución a punto de saturarse, se extraen del sistema acarreadas en dicho caudal de concentrado. En efecto, la Osmosis es también un concentrador de sales.

Además de las sales, el rechazo contiene en suspensión concentrada casi toda la sílice, materia orgánica, virus, bacterias, algas y demás impurezas que contaminan el agua de alimentación.

La tecnología moderna puede fabricar una membrana que sea mecánicamente perfecta, que no tenga porosidades en su superficie ni fugas en las costuras y sellos internos. Sin embargo el hombre no ha podido fabricar una membrana que sea perfectamente selectiva - cuya estructura molecular deje pasar solamente agua, y rechaze el 100% de todas las sales disueltas, ya que hay algunas que son muy pequeñas, y se disuelven y difunden más fácilmente en la membrana. Por ende, la Osmosis y demás Procesos de membrana tienen la peculiaridad de no poder dar al usuario un producto totalmente libre de sales.

Para complicar un poco más el caso, hay iones de sales como el sodio, el cloruro y el fluoruro, los cuales son monovalentes y pequeños. Estos iones se fugan a través de la estructura molecular de la membrana con relativa facilidad, y son los que tienden a contaminar el agua producto de la Osmosis Inversa. Los iones calcio y magnesio pasan con más dificultad y el agua queda suavizada.

Por suerte, para muchos usuarios, un aparato de Osmosis en buen estado mecánico rechaza casi totalmente los iones divalentes y trivalentes tales como el hierro, el arsénico, el calcio, el sulfato y el carbonato. Esto asegura que el contenido de dureza, de hierro o de arsénico del producto pueda ser cientos de veces menos que el de la alimentación.

En otras palabras, las membranas de Osmosis rinden un producto que está totalmente libre de muchas impurezas y que ha sido suavizada. El contaminante principal del producto de Osmosis Inversa es el cloruro de sodio. La eficiencia de eliminación del cloruro de sodio de las mejores membranas que se fabrican hoy en día, es de 99.5%. Esta alta eficiencia de separación permite producir agua con 300 mg./l (ppm) de cloruro de sodio partiendo con agua de mar con 30,000 mg./l de cloruro de sodio en una sola etapa de Osmosis.

En el caso que se necesite agua desionizada para calderas, la eliminación adicional de dichas sales de cloruro de sodio requiere otra etapa por Osmosis y/o un pulidor de resinas. Esta segunda etapa de pulido es sustancialmente más fácil y económica de operar, porque las membranas han hecho prácticamente todo el trabajo de eliminar los contaminantes problemáticos tales como la sílice, la dureza y los compuestos orgánicos. En otras palabras, los Procosos que utilizan a la Osmosis como pretratamiento se hacen más fáciles de operar.

La gran ventaja de la Osmosis Inversa es que actúa como un tamiz de operación continua, el cual va separando el agua purificada por un lado y la dureza y casi todas las demás sales contaminantes por el otro. Dichas sales se van extrayendo

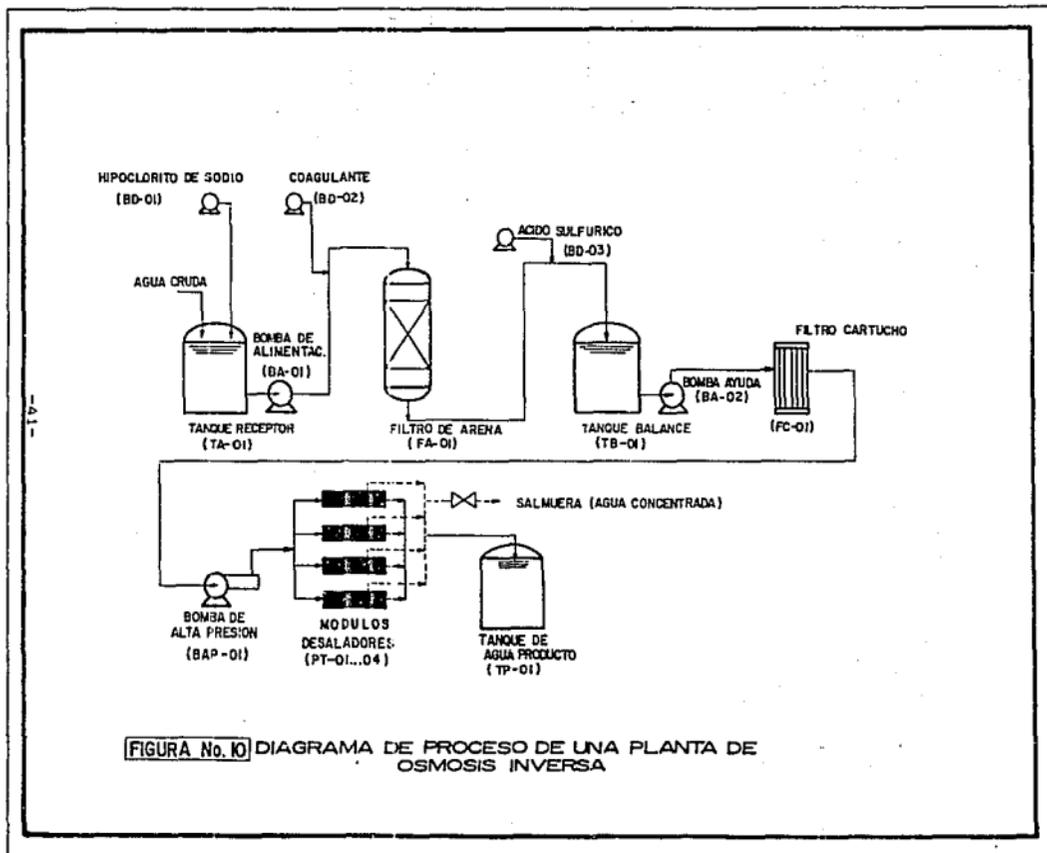
continuamente del sistema. Si el aparato se opera debidamente, no ocurre acumulación de sales, ni en las membranas ni el sistema, y nunca necesita regenerarse (como si lo requieren los Procesos de resina). La otra ventaja enorme es que el Proceso no se perturba en forma grave por cambios moderados en la salinidad del agua, como puede suceder en la intrusión marina en el acuífero.

Las Plantas Desaladoras que utilizan el proceso de Osmosis Inversa para obtener agua potable, generalmente utilizan un agua de mar que tiene el siguiente contenido molecular:

COMPUESTO	CONCENTRACION	
	(p.p.m.)	(moles/kg.)
Cloruro de Sodio (NaCl)	23,476	0.40100
Cloruro de Magnesio (MgCl <sub>2</sub> )	4,981	0.05230
Sulfato de Sodio (Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	3,917	0.02780
Cloruro de Calcio (CaCl <sub>2</sub> )	1,102	0.00994
Cloruro de Potasio (KCl)	664	0.00890
Carbonato de Sodio (NaHCO <sub>3</sub> )	192	0.00228
Bromuro de Potasio (KBr)	96	0.00081
Acido Bórico (H <sub>3</sub> BO <sub>3</sub> )	26	0.00042
Cloruro de Estroncio (SrCl <sub>2</sub> )	24	0.00015
Fluoruro de Sodio (NaF)	3	0.00007
	34,481	0.50347

#### 1.4.b. DESCRIPCION DEL PROCESO DE OSMOSIS INVERSA.

En la Figura No. 10 (Pág. 41), se describe esquemáticamente el Proceso de Osmosis Inversa, el cual consiste en:



**FIGURA No. 10** DIAGRAMA DE PROCESO DE UNA PLANTA DE OSMOSIS INVERSA

Inicialmente se adiciona Hipoclorito de Sodio ( $\text{NaOCl}$ ) por medio de una bomba dosificadora (BD - 01), con una capacidad de 5.1 GPM, Pdescarga =  $10.1 \text{ kg/cm}^2$ ,  $\emptyset \text{ suc} = \emptyset \text{ desc} = 0.63 \text{ cm}$  con el fin de evitar contaminantes biológicos; esta corriente se manda a un tanque de almacenamiento (TA - 01), con una capacidad de 200 ml,  $\emptyset 54 \text{ cm}$ , altura 88 cm. El agua a desalar se hace llegar en forma de bombeo (BA - 01), esta bomba debe presurizar el agua lo suficiente para que den el NPSH que requiere la bomba de alta presión (BAP - 01). El agua a desalar se le agrega un coagulante (Flocuquimic), con el fin de que precipiten los sólidos e impurezas existentes en el agua de mar, para lo cual se utiliza un mezclador de línea. La corriente ya mezclada se manda al filtro de arena (FA - 01), con el fin de separar sólidos de mayor tamaño. El agua enviada por la bomba de alimentación recibe una dosis de Acido Sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ), para disminuir el potencial de incrustación de carbonatos e hidróxidos sobre las membranas, así como también se agrega Bisulfito de Sodio, este con el fin de inhibir la incrustación de sulfatos que dañen las membranas. La corriente que ya se le adicionó lo anterior llega al filtro cartucho (FC - 01), para eliminar todas las partículas no disueltas que arrastra el agua, cuyo tamaño sea mayor de 5 micras; de aquí pasan a la bomba de alta presión.

La bomba de alta presión maneja un gasto de 16 GPM, y una presión de descarga de  $60.78 \text{ kg/cm}^2$  (865 psi). A esta presión el agua salada entra en contacto con las membranas de Osmosis Inversa o Módulos Desaladores (PT - 01 a 04), la cual rechaza casi todas las sales disueltas en el agua (aproximadamente un 99.5 a 99.8 % de eficiencia).

Una porción del agua alimentada pasa a través de las membranas convirtiéndose en el agua producto; la porción restante en conjunto con las sales rechazadas y son drenadas por la línea de rechazo. Ambos flujos, el agua producto y el de la salmuera de rechazo son medidos en rotámetros, antes de abandonar la Planta; el agua producto es enviada normalmente a tanques para su almacenamiento.

En la mayoría de los casos es conveniente agregar una pequeña cantidad de cloro en el agua producto, sobre todo, si se piensa que puede permanecer mucho tiempo en el tanque producto, con el objeto de evitar una contaminación biológica.

En los casos en que el agua producto tenga un pH bajo (menor que 7), lo más adecuado es dosificar una base fuerte (como hidróxido de Sodio (NaOH) para compensar la acidez).

#### 1.4.c. SELECCION DE LA MEMBRANA ADECUADA PARA SU APLICACION.

Hay varias consideraciones fundamentales para la selección correcta del tipo de membrana de Osmosis Inversa. La decisión va a afectar al funcionamiento de la planta por los próximos 3 a 5 años. Una selección correcta de membranas puede ayudar a lograr una operación eficiente.

Los distintos tipos de membrana son los siguientes:

##### 1. MEMBRANAS EN ESPIRAL.

Las membranas enrolladas en espiral por sus caudales altos y turbulentos se deben usar con todo tipo de agua difícil,

superficial, o incrustante.

Las membranas de tipo espiral fueron inventadas y perfeccionadas por la "UOP-Fluid Systems" hace más de 20 años.

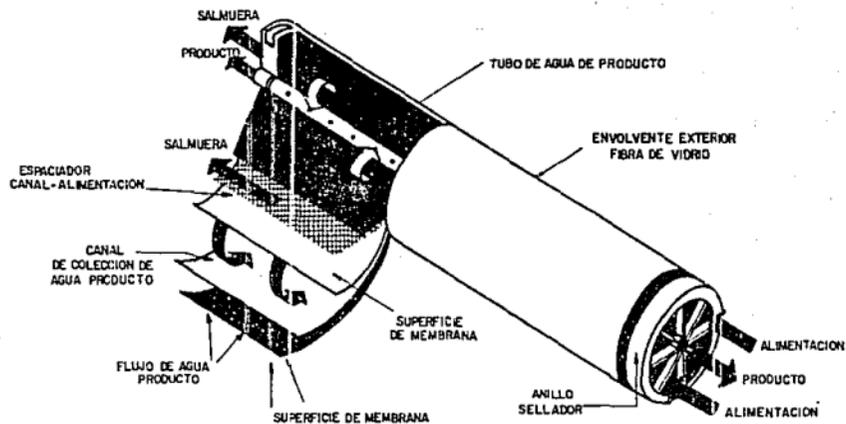
Las membranas en espiral tienen la ventaja adicional de estar estandarizadas en la industria y de ser intercambiables fácilmente. El cambio de membranas consiste en retirar los cartuchos de membranas viejas e instalar cartuchos nuevos, operación que toma media hora por recipiente de presión. Ambos factores abaratan notablemente el costo de la eventual reposición ya que el cliente no está atado a un solo fabricante y la reposición de membranas es muy fácil. La Figura No. 11 (Pág. 45), muestra esquemáticamente los componentes de este tipo de membrana.

## 2. MEMBRANAS DE FIBRA HUECA.

Los permeadores de fibra hueca delgada tienen la única ventaja de ocupar menor espacio. Un permeador de 60 m<sup>3</sup>/día ocupa el mismo espacio que una membrana MAGNUM de 50 m<sup>3</sup>/día. La principal utilidad es cuando se instala en una nave espacial, en un barco o en una plataforma marina.

En términos prácticos, el ahorro de espacio utilizando membranas de tipo fibra hueca como por ejemplo en plataformas marinas, ha tenido un costo enorme debido a la alta tendencia de estas membranas a ensuciarse con las aguas de las tomas abiertas de las plataformas.

Otra desventaja de las membranas de fibra hueca ocurre a la hora de reponer membranas. Lo que ocurre es que en vez de reponer



**FIGURA No. II** ARREGLO DE LAS MEMBRANAS EN UN CARTUCHO CONFIGURACION ESPIRAL PARA EL PROCESO DE OSMOSIS INVERSA

cartuchos que se quitan y se reponen en media hora, en el caso de las membranas de fibra hueca normalmente hay que reponer las fibras que forman la membrana y su carcasa de alta presión. El costo de reponer dicha carcasa cada vez que se cambian las membranas normalmente dobla el costo de reposición de membranas.

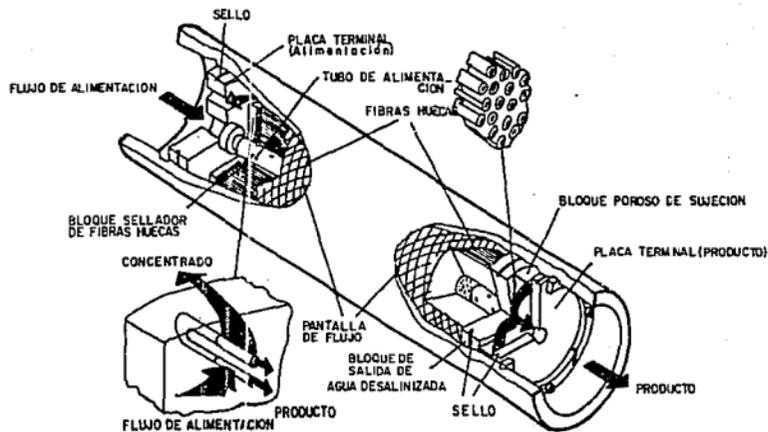
Debido a esta gran desventaja, y que para tratar de ser competitivos, algunos fabricantes de membranas de fibra hueca delgada ahora venden el haz de fibra hueca por separado para que el cliente lo instale en el campo. Hay dos problemas:

- a) El cambio del haz de fibras es un proyecto difícil y delicado que requiere mucho tiempo y herramientas especiales.
- b) El fabricante del haz de membranas no garantiza el producto si se instala por propia cuenta. El haz de fibras es tan delicado y la operación tan difícil, que hay muchas probabilidades de romperlo al instalarlo. Por esta razón el fabricante no da garantías a no ser que se le envíen las carcasas para que él mismo le instale los haces en su fábrica, a un costo elevado de flete e instalación. En la Figura No. 12 (Pág. 47), se esquematiza este tipo de membrana.

### 3. MEMBRANAS PLANAS.

Las membranas del tipo filtro prensa se emplean en la industria alimenticia y en la farmacéutica por ser muy fáciles de lavar. También se utilizan en las plantas de electrodiálisis por el mismo motivo, ya que las membranas de electrodiálisis tienen que ser retiradas del sistema con frecuencia para quitarles las incrustaciones a mano, con ácido muriático y un cepillo.

**FIGURA No. 12 PERMEADOR DE FIBRA HUECA**



En general, las membranas planas no pueden competir ni con las de tipo espiral ni con las de fibra hueca, para tratamiento de agua debido al costo de las membranas planas por metro cuadrado de superficie filtrante. También es importante que los aparatos equipados con membranas planas ocupan demasiado espacio en plantas y cuestan más que los que usan los dos tipos anteriores.

No obstante, para ciertas aplicaciones en las industrias alimenticia y farmacéutica, estas membranas siempre tendrán cierta demanda. En estas industrias, la facilidad de esterilizar la superficie de la membrana y retirar productos que sean valiosos, son más importantes que el costo del aparato y el espacio que ocupa.

#### 4. MEMBRANAS TUBULARES.

Las membranas tubulares ocupan un punto intermedio en costo por metro cuadrado entre las planas y las espirales. Hace 15 años, "UDP-Fluid Systems" fabricaba membranas tubulares y fue abandonada la línea a medida que la membrana en espiral se fue perfeccionando y dominando el mercado. Hoy en día, las membranas tubulares se usan poco en aplicaciones de Osmosis. Se usan algo más en ultrafiltración. Normalmente, la aplicación idónea de la membrana tubular es en la industria alimenticia para concentrar jugos que traen pulpa, ya que la configuración tubular se presta a limpieza con manguera de la materia gruesa de la pulpa.

#### 1.4.e. TEORIA DE OSMOSIS INVERSA APLICADA EN LA PRACTICA.

Entre los conceptos más prácticos desde el punto de vista del operador, se encuentran la superficie de membrana instalada y la variable de operación que esta superficie determina, los galones por pie cuadrado por día (GFD).

Para obtener cierta tasa de producción, el área superficial de las membranas que se instalan en una planta de Osmosis Inversa es quizá el factor de diseño y operación más importante. La productividad en GPD, es el factor de diseño clave que se utiliza en la industria para determinar si el diseño es o no conservador. Desde el punto de vista simplificado, GFD es solamente una indicación del caudal de agua producto que se está pasando cada día por cada metro cuadrado de superficie de membrana que tenemos instalado en la planta.

En otras palabras, a una presión fija y para cada tipo de agua, una membrana va a dejar un número determinado de metros cúbicos de agua producto antes de ensuciarse si se aumenta la productividad por metros cuadrados va a acortarse proporcionalmente el tiempo entre limpiezas, no se debe incrementar abusivamente el GFD, ya que se corren dos peligros('):

1. Al necesitarse limpiezas más frecuentes, la vida útil de la membrana se puede acortar.
2. Como las membranas están sometidas a un ensuciamiento más intensivo y, eventualmente, puede ocurrir que no sean limpiadas con la frecuencia adecuada, la remoción de suciedad puede ser incompleta, con lo que ésta se seguirá acumulando hasta obstruir

el flujo de producto a través de la membrana.

La experiencia real en el campo, es que un aumento al doble de GFD, obtenido forzando la presión de operación, repercute en ensuciamiento y deterioro de las membranas que se acelera por un factor de 4. Por esto no se garantizan las membranas cuando se excede el factor GFD de diseño de planta.'''

La otra razón por la cual exceder el factor GFD no es recomendable, está relacionado con lo que está ocurriendo hidráulicamente a nivel microscópico en la superficie de la membrana (efecto de capa límite). Dentro de la Osmosis Inversa hay una parte de la corriente de agua que acarrea todo tipo de sales en solución que fluye perpendicular a y a través de la superficie de la membrana. Al topar con la superficie de la membrana, el agua producto pasa rápidamente, pero deja atrás a todos los sólidos que llevaba en suspensión y prácticamente a todos los que estaban en solución.

Cuando el operador decide aumentar la capacidad de las membranas excediendo la presión de diseño, los iones de sales, y las partículas en solución que contiene el agua y que son permeadas a través de la membrana, no tienen tiempo de quitarse de enmedio antes de ser atropelladas por las que vienen atrás. Por consiguiente, se empiezan a formar una alta concentración de sales y de impurezas localmente, la cual puede ser muy superior a la concentración promedio en el caudal general.

Cuando existe flujo laminar, esta concentración local de sales en la capa límite pegada a la membrana, tiende a precipitar sales sobre la superficie de las membranas. Este fenómeno ha sido comprobado y estudiado durante los últimos 25 años y se conoce

como concentración de la polarización. El factor de concentración de la polarización conocido en la industria como la letra griega beta se calcula por el fabricante durante el diseño de la planta.

"Fluid Systems" diseña sus disposiciones de membranas de manera que el factor beta nunca exceda de 1.13. Es decir, que la concentración de sales en la capa límite nunca sea más de 13% superior al promedio de la salmuera.

Como se ilustra en la Figura No. 13 (Pág. 52), el operador viola el factor beta cuando la velocidad de salida de las membranas es más baja de lo considerado en el diseño, esto ocurre cuando el volumen de flujo de rechazo es más reducido de lo que se consideró al hacer los cálculos hidráulicos de la planta.

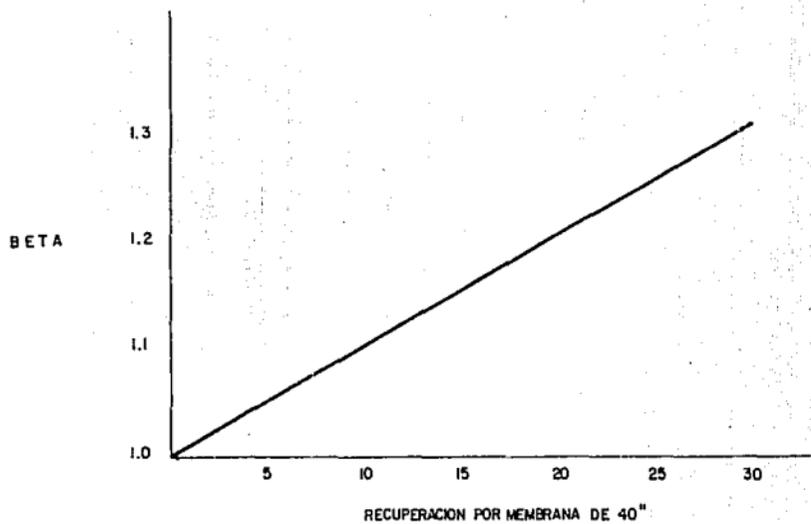
En la operación de plantas de Osmosis Inversa, muchas veces se toma como el 100% de recuperación, o sea que se recupera el 100% de agua de alimentación como producto. La conversión o recuperación se define como el porcentaje del agua de alimentación que se extrae como producto.

La ecuación para obtener la recuperación es la siguiente:

$$\text{RECUPERACION} = \frac{\text{FLUJO PRODUCTO}}{\text{FLUJO DE ALIMENTACION}} \times 100$$

Por consiguiente, el secreto principal de la buena operación de la Osmosis Inversa es saber extraer continuamente del sistema un caudal suficiente de concentrado con el flujo y velocidad adecuado para barrer casi todas las sales y la suciedad. De esta manera, nunca se incrustan las membranas y se ensucian poco. Este Proceso de purgar los contaminantes de manera continua es muy parecido al que se utiliza en calderas y en torres de refrigeración.

FIGURA No. 13 FACTOR BETA COMO FUNCION DE LA RECUPERACION



#### I.4.d. APLICACIONES DEL PROCESO DE OSMOSIS INVERSA.

PRODUCCION DE AGUA ULTRAPURA PARA USO EN CALDERAS DE ALTA PRESION, U OTROS PROCESOS INDUSTRIALES.

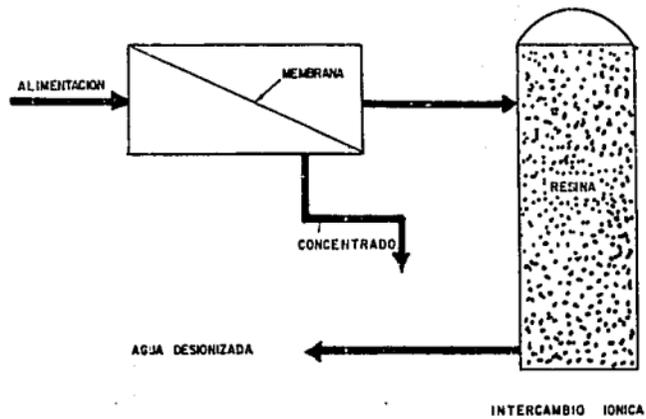
Esta es una de las aplicaciones más antiguas de la Osmosis Inversa. La razón es sencilla, debido a que la Osmosis difícilmente puede producir agua 100% desionizada y libre de cloruro de sodio. Sin embargo, partiendo de aguas altamente salobres, por un costo muy razonable, puede obtenerse agua prácticamente libre de materia orgánica y dureza, baja en sílice y con muy bajo contenido de sales.

Si el Proceso requiere más calidad de lo que producen las membranas convencionales, una solución es instalar membranas de más alto rechazo (que operen a mayor presión). Otra solución más común es alimentar el producto de la Osmosis Inversa a otro paso de membranas y/o a un pulidor de intercambio iónico para generar el resto de las sales.

La instalación de la Osmosis Inversa como pretratamiento delante de resinas de intercambio iónico disminuye considerablemente el costo global de operación. Una de las razones de esto es que se reduce la carga de las resinas.

Al minimizar la carga orgánica de las resinas de intercambio iónico, se prolonga su vida útil y el tiempo de mantenimiento del sistema. Figura No. 14 (Pág. 54). Cualquier agua que contenga más de 85 micromohs de conductividad<sup>(\*)</sup>, la combinación Osmosis Inversa

FIGURA N.º 14 OSMOSIS COMO PRETRATAMIENTO DE INTERCAMBIO IONICO



OSMOSIS INVERSA

intercambio iónico es más rentable que utilizar intercambio iónico solamente.

Un estudio realizado<sup>(\*)</sup> estima que por cada 100 micromohs de conductividad<sup>(\*\*)</sup> por encima de este valor, el ahorro por tener Osmosis antes del intercambio iónico es de más del equivalente a \$0.10 Dlls. por metro cúbico de agua ultrapura producida. O sea que si el agua tiene 2.085 micromohs de conductividad, el ahorro por utilizar Osmosis antes de las resinas de intercambio iónico va a ser el equivalente a \$2.00 Dlls por metro cúbico de agua ultrapura producida.

Por este motivo, el uso de Osmosis como pretratamiento antes de las resinas de intercambio iónico es una aplicación que se ha practicado exitosamente por muchos años en Altos Hornos de México; Comisión Federal de Electricidad (México), Electricidad de Caracas, Empresa Eléctrica de Quito, Central Nuclear ASCO (España), GESA (Mayorca), PETROMIN (Arabia Saudita), y cientos de otras termoeléctricas y refinerías en todo el mundo.

---

(\*) La medición de la conductividad eléctrica del agua en micromohs o es una manera rápida de estimar la salinidad del agua. La conversión de micromohs de conductividad a sólidos disueltos totales (SDT), se puede utilizar multiplicando los micromohs por 0.6 y se obtiene una estimación de salinidad en miligramos por litro o partes por millón (ppm).

## AGUA ULTRAPURA PARA MICROCIRCUITOS Y PINTURA ELECTROFORETICA.

En la fabricación de microcircuitos, las impurezas en el agua de enjuague causan defectos notables en el producto final. El producto, de la Osmosis Inversa normalmente se pulo por intercambio iónico para obtener la eliminación casi absoluta de salinidad que requiere el Proceso.

Este pulido con resinas es un Proceso similar al que se efectúa en termoeléctricas, refinerías y otras industrias que utilizan calderas de alta presión. La diferencia es que la industria microeléctrica después de las resinas de intercambio iónico, normalmente, instala otro sistema de membranas (Ultrafiltración u Osmosis), para poder capturar cualquier partícula sólida en suspensión producida por la degradación normal de las resinas de intercambio iónico.

El uso de la Osmosis Inversa para producir agua ultrapura lo tipifica Texas Instruments en Dallas, Micron Tech en Idaho, Bourne de México en Tijuana y Phillips en Barcelona.

En las líneas de pintura aplicada con el Proceso electroforético, el problema ha sido que la sílice es el componente que primero satura a las resinas de intercambio iónico y, por ende el primero se escapa hacia su Proceso. Pero, como la sílice no es iónica, no se puede detectar por aumento de conductividad. El efecto de la sílice es mala adhesión de la pintura electroforética y degradación en la calidad en el acabado de su producto final.

Esto se ha resuelto en varios lugares de varias maneras. Una es el uso de membranas de alto rechazo antes del intercambio

iónico en estos Procesos de pintura electroforético. La ventaja de estas membranas de alto rechazo, como se ha demostrado en General Motors de Saltillo, México, es que trabajando a mediana presión (425 PSIG) pueden producir agua con menos de una parte de sílice y 30 micromohs de conductividad partiendo de un agua con 2,900 micromohs, la cual contiene 22 partes de sílice.

En el caso específico de GM en Saltillo, México, al cambiar a este tipo de membrana, la regeneración de resina que antes se efectuaba cada 3 días ahora se hace cada 3 meses.

Igualmente en FAMOSA Ensenada, México, se utiliza el agua de Osmosis para lavar los envases metálicos de cerveza y poder darles el cambio fino de pintura que demanda el mercado.

Tanto en FAMOSA como en GM Saltillo, también se utiliza el agua de Osmosis Inversa para mezclar con aceites solubles utilizados en máquinas de corte. El equipo de Osmosis en FAMOSA es notable porque tiene una eficiencia del 90% en la utilización de agua (recuperación).

Otra manera de resolver el problema de rechazo de sílice es instalando nuevas membranas, fabricadas de poliamida aromática, las que por su fuerte carga electroforética negativa tienen 98% de rechazo de sílice a 240 PSI. También se puede resolver el problema instalando una segunda etapa de membranas tal como lo hace la industria de microcircuitos electrónicos.

#### AGUA ULTRAPURA PARA PRODUCTOS FARMACEUTICOS Y COSMETICOS.

Esta aplicación se parece a las que arriba se citan. Con la única diferencia de que se instalan columnas de carbón activado

después de la Osmosis para eliminar cualquier residuo de cloro o disolvente orgánico que logre traspasar las membranas. También se suelen instalar esterilizadores de luz ultravioleta para asegurar que el agua sea aséptica. Casos típicos de estas aplicaciones son Laboratorios Vargas, AVON Products, Industrias Vargas en Venezuela, Industrias Palex en Barcelona, ASTRA, SIDUS y BAGO, en Argentina.

#### PRODUCCION DE AGUA POTABLE PARA CONSUMO HUMANO.

Las plantas potabilizadoras por Osmosis pueden ser tan pequeñas como de 4 litros por día (planta casera o de yate), o de 300,000 m<sup>3</sup> por día (YUMA). Esta ya es una aplicación tan común que en los Estados Unidos hasta en la ferretería y en el catálogo de SEARS se venden plantas de Osmosis Inversa para potabilizar varios galones por día y suplir el consumo de agua potable en una casa.

En el oeste de Estados Unidos, hay cerca de medio millón de plantas caseras de Osmosis Inversa instaladas y miles de plantas en barcos. La aplicación típica de Osmosis para potabilizar agua, es el equipo individual casero ya mencionado, o un sistema central que potabilice de 20 a 200 m<sup>3</sup> por día para hospitales, hoteles o de urbanización. Dicho sistema no solo puede potabilizar agua de mar o agua altamente salobre a un costo muy razonable, sino que remueve arsénico, fluor, plaguicidas, fertilizantes y otros compuestos que hacen las aguas peligrosas para la salud humana.<sup>(7)</sup>

Esto es típico de plantas en San Felipe y Batopilas en

Coahuila al norte de México (flúor, arsénico y plaguicidas), la Pampa en Argentina (flúor y arsénico), CODELCO en el norte de Chile (arsénico, flúor y compuestos orgánicos).

La remoción del arsénico por Osmosis es una aplicación muy interesante. El arsénico en el agua potable incrementa la predisposición de cáncer de la piel en las poblaciones que beban agua con este metal pesado. La Osmosis Inversa tiene la propiedad de remover prácticamente el 100% del arsénico a muy bajo costo, con la ventaja de que estas plantas son sencillas de operar.

En Mexicali, México hay docenas de plantas de Osmosis Inversa que toman agua del río Colorado y la potabilizan para consumo humano. Estas plantas venden su producto por galón, o por garrafón de 20 lts. y/o por camión. Se estima que más del 60% de la población de Mexicali, consume agua de Osmosis, la cual también se vende en los supermercados igual que en los Estados Unidos.

Plantas que tipifican esta aplicación son la de PITA, la cual ha operado desde 1978, también la planta de Osmosis operada por el municipio de Mexicali (Mexicali II), y muchas otras.

#### ELABORACION DE CERVEZAS Y REFRESCOS.

Otra aplicación de la Osmosis Inversa es el agua purificada por este Proceso que se utiliza directamente como materia prima para fabricar refrescos y cerveza. La Osmosis se utiliza en la elaboración de estos productos cuando el agua disponible tiene un contenido tan alto en dureza o en cloruros que no puede llenar las especificaciones de calidad.

Por ejemplo la cerveza holandesa Heineken se elabora con agua de Osmosis, así como la cerveza TECATE y la cerveza Damm en Mallorca. En refrescos, la Coca-Cola en Campeche y Cancún (México), utiliza la Osmosis para bajarle los cloruros al agua y eliminar la contaminación orgánica. Además la utiliza la Coca-Cola en Málaga, la Carlsberg en Málaga y la Trinaranjus en Barcelona. Así como, la empresa Crystal en Mexicali utiliza la Osmosis para la elaboración de refrescos de fruta y jugos.

#### FABRICACION DE BARRAS Y CUBOS DE HIELO CRISTALINO.

Dentro de la potabilización, hay un uso muy congruente que es la purificación de agua para hielo. El uso de agua de Osmosis para hielo tiene varias ventajas. La primera es que utilizando agua producto de Osmosis se obtiene un hielo nítido y cristalino, el cual es muy solicitado por el público.

La turbidez del hielo fabricado con agua corriente se debe a que durante el Proceso de congelación, las sales y otros contaminantes tienden a concentrarse en el centro de los cubos y barras de hielo dándole un aspecto feo y delatando su impureza. El agua de Osmosis no contiene dichos contaminantes.

Otra ventaja de fabricar hielo con agua de Osmosis es que como el producto de Osmosis no contiene dureza (ya está suavizada), no se forman incrustaciones en los moldes ni en los otros Procesos dentro de la fábrica en donde se utilice el agua de Osmosis. Caso típico de esta aplicación es Hielera Estrella en Mexicali, Sahy en Mallorca y Barcelona.

#### POTABILIZACION DE AGUA DE MAR.

Este Proceso ha tomado auge con las nuevas membranas de Osmosis que pueden producir agua con una calidad de 300 a 600 ppm de sólidos disueltos en una sola etapa. Casos típicos de esta aplicación, son las plantas potabilizadoras de agua de mar para suministrar a la red municipal en Las Palmas III (30,000 m<sup>3</sup>/día), Lanzarote (7,000 m<sup>3</sup>/día), Malta (20,000 m<sup>3</sup>/día), Jeddha (12,000 m<sup>3</sup>/día), y UMMLUJJ (3,000 m<sup>3</sup>/día). En los Apéndices II y III se enlistan las plantas instaladas en México y a nivel mundial.

#### PRODUCCION DE AGUA PARA RIEGO.

Según avanza la tecnología, los costos de inversión y de operación de la Osmosis se hacen más atractivos, esto ha permitido la justificación económica de plantas para desalar el agua de riego en muchas partes y así aumentar la productividad y rentabilidad de las tierras.

Una de las aplicaciones más antiguas de esta faceta de la Osmosis Inversa, es su uso en invernaderos para desalar el agua para flores tales como los claveles, los cuales son muy sensibles a los cloruros. Otras aplicaciones cada día más importantes, parte de su uso pionero desde 1984, en las Islas Canarias para desalar agua de pozos altamente salobres y adecuarla para cultivos.

En las Islas Canarias (España), se cultivan tomates, pimientos y otros frutos de invierno altamente cotizados en el mercado común europeo.

## OTRAS APLICACIONES.

La Osmosis está encontrando nuevas aplicaciones cada año. Los nuevos usos son tan variados como removerle el alcohol a la cerveza, concentrar el jugo de azúcar a 80 °C., concentrar el oxígeno en el aire del 21 al 30%, con lo que se purifica, concentrar jugo de manzana, concentrar el suero de queso y la concentración de muchos otros productos alimenticios.''

## **ASPECTOS ECONOMICOS DE LA DESALACION**

Los factores que inciden de manera importante en la viabilidad económica de la desalación son:'''

- Ubicación.
- Escala de operación.
- Calidad del abastecimiento disponible.
- Calidad requerida en el producto.
- Factor de productividad global de una instalación dada.
- Destino o aplicación del agua.
- Epoca de la evaluación, etc.

Como ejemplos de la diversidad de circunstancias en que se requiere desalar agua pueden citarse desde pequeños volúmenes (1 m<sup>3</sup> diario), en ejidos con agua salobre, pasando por volúmenes intermedios en plataformas petroleras marítimas y bases navales como las de Revillagigedo, hasta cantidades gigantescas complementarias de ciudades como Tijuana (26,000 m<sup>3</sup> diarios), o Hong Kong (180,000 m<sup>3</sup> diarios), o como la desalación de drenes agrícolas en Yuma (400,000 m<sup>3</sup> diarios).

La ubicación influye considerablemente desde la inversión del proyecto en la obra de toma o suministro, en el costo de la construcción, transporte y montaje de la planta, hasta los costos de abastecimiento de combustible y otros materiales. Influye también mucho en el costo del personal de operación y en el de mantenimiento.

La escala de operación evidentemente tiene fuerte impacto en el monto de la inversión y en el costo de producción, como sucede en cualquier proceso industrial.

La calidad del abastecimiento en cuanto a salinidad y contaminación, influye fuertemente en el tipo de proceso y en el pretratamiento. La calidad del producto es de primordial importancia, como se verá más adelante, es el impacto del factor de productividad global en el costo de producción.

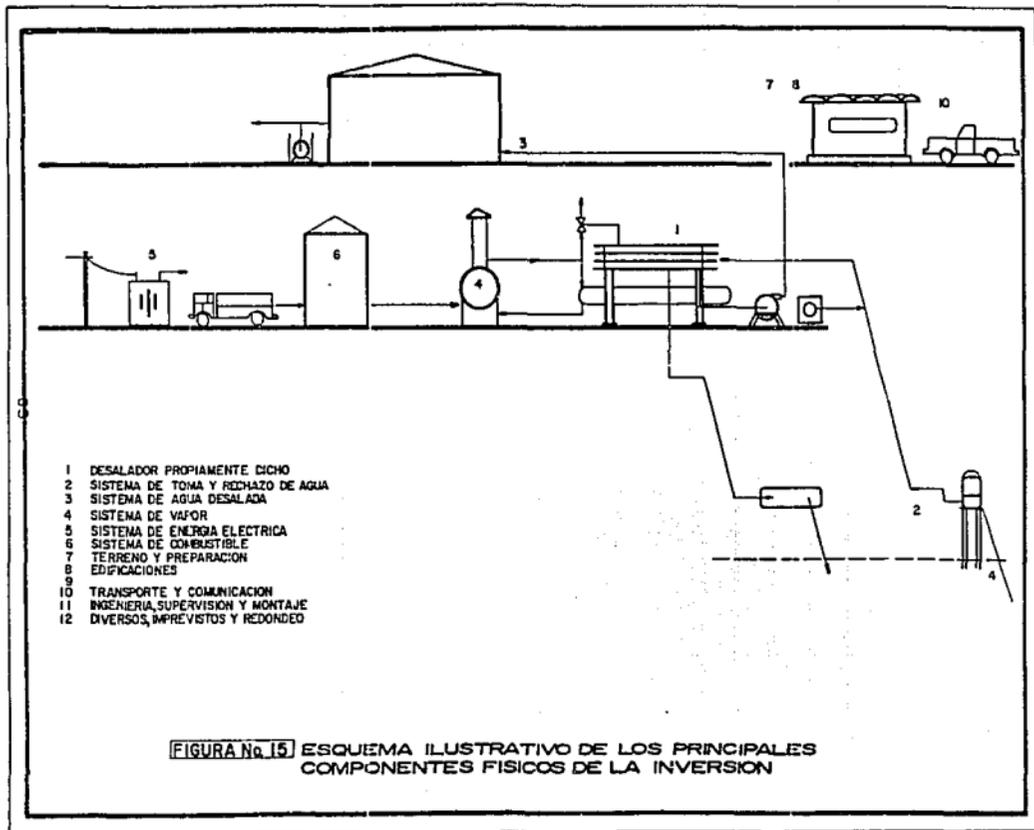
Por otra parte, al agua se le dan los usos más variados en los campos agrícola, industrial y doméstico. Las propiedades biológicas, disolventes, de enfriamiento, de arrastre, etc.

Cada uno de estos beneficios, que en una zona urbana se obtienen por el mismo tubo al mismo precio, en realidad representan y tienen diferentes valores. El precio del agua desalada, seguramente más alto que el del agua "convencional", cuando ésta se encuentra disponible, la hará económica para unos fines, pero para otros no. Un agua de \$4.30 Dlls/m<sup>3</sup> (0.04 Dlls./Lt), es perfectamente económica para beber (0.08 Dlls./dia), pero puede hacer que el baño se convierta en semanal (0.016 Dlls.), en vez de diario, y que los sanitarios se arrastren con agua salada o sean sustituidos por letrinas.

En la Figura No. 15 (Pág. 65) se muestran los principales componentes físicos de la inversión en una planta desaladora.

Explicar y hacer notar que el equipo desalador es una parte relativamente pequeña del proyecto completo. Muchas veces los problemas de la tecnología de desalación propiamente dicha son

(\*) Los precios son expresados en dólares debido a que esta moneda tiene mayor estabilidad que el peso mexicano.



menores que los de las instalaciones de apoyo y los de logística en territorios agrestes en que frecuentemente se debe establecer una planta desaladora.

En el diseño del equipo desalador, cuando se trata de un proceso de destilación se acostumbra tratar de "optimizar" el factor de comportamiento térmico. Por factor de comportamiento térmico se entiende la relación de los Kg. de destilado que se obtienen por Kg. de vapor utilizado.

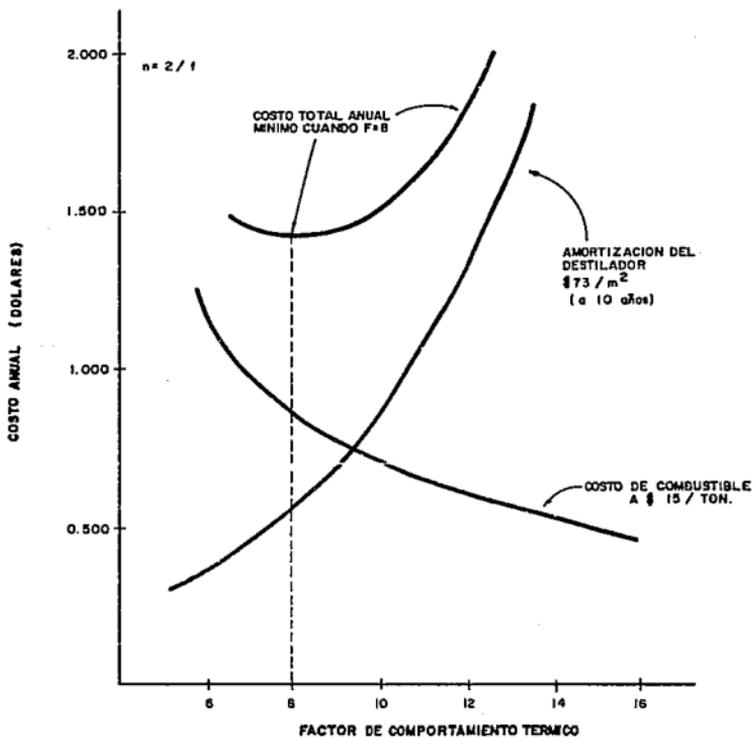
A mayor factor de comportamiento térmico corresponde un menor consumo de combustible, pero por otro lado se requiere una mayor superficie de transmisión de calor y mayores dimensiones de los envolventes de condensadores y de cámaras de evaporación. Se presenta entonces la oportunidad de optimizar el factor de comportamiento térmico, lo cual se puede hacer por método gráfico como el que se muestra en la Figura No. 16 (Pág. 67)<sup>(2)</sup>, marcando el costo de capital y el costo de combustible en el eje vertical, y el factor de comportamiento en el eje horizontal. El resultado generalmente se acerca a un factor de comportamiento óptimo alrededor de 8, aunque parece correrse más hacia 10 en las condiciones actuales de altos precios de combustible.

En realidad, la imposibilidad de predecir los precios del combustible que prevalecerán a lo largo de la vida útil del proyecto, así como la influencia más fuerte de otros factores como la disponibilidad del equipo y otros, se recomienda no dedicar demasiado esfuerzo a procurar una optimización muy estricta y teórica del factor de comportamiento. Alrededor de 8 seguirá siendo un valor adecuado.

Nótese que tanto el monto de la inversión como el costo de

FIGURA No. 16  
 ORIENTACION PARA SELECCIONAR UN FACTOR TERMICO  
 OPTIMO (Razonable)

COSTO DE LAS PARTES DEL DESTILADOR AFECTADA  
 POR 1:1680 A (Cu/Ni 90/10). COSTO ANUAL DEL  
 COMBUSTIBLE. 23 / t



desalación son gastos directos. Los gastos generales originados por las Unidades Regionales y por las Oficinas Centrales son difíciles de identificar y de clasificar, pero indudablemente deben cargarse al costo de desalación, tales gastos incluyen personal, vehículos, comunicaciones, materiales, viajes, etc., que en último término no tienen más justificación que la producción de agua potable por desalación en donde sea económicamente viable. Por citar una cifra, si tal presupuesto general es de 2.1 millones de dólares anuales, y la productividad global efectiva alcanza 1 millón de m<sup>3</sup> anuales, entonces el costo indirecto es de \$2.1 dólares/m<sup>3</sup> o sea, otro tanto aproximadamente del costo directo estimado para el caso que utilizamos como ejemplo.

Se debe anticipar en este punto lo que más adelante se tratará con mayor detalle: que para hacer comparaciones con los procedimientos de abastecimientos convencionales es indispensable hacer las estimaciones sobre las mismas bases. Frecuentemente para estimar los costos de los procedimientos de explotación almacenamiento y conducción convencionales, se omiten los cargos por depreciación o amortización, así como los costos indirectos.

Dentro de los gastos generales quedan incluidos los gastos generados para investigación y desarrollo, los cuales también forman parte del costo de desalación, estos gastos deben amortizarse a determinado plazo por una supuesta mejoría en los

---

NOTA: Para trazar la curva de amortización del destilador se necesita la curva de Area de Transmisión de calor vs. Factor de Comportamiento Térmico, relacionada al número de etapas. (La cual no se presenta por salirse del tema.)

procesos.

Se vé más clara la componente de estos gastos en el costo total de desalación cuando, como se hace frecuentemente, el presupuesto que se asigna a investigación y desarrollo es una fracción definida de los ingresos que aporta la producción.

Lo importante del impacto del factor de productividad global sobre el costo de desalación, en que los gastos fijos son mayores que los variables en el caso que examinamos. Fig. 16 (Pág. 67).

La relación de gastos fijos a variables debe bajar considerablemente a escalas mayores de operación, ya que bajan sus dos componentes principales: la inversión unitaria y el empleo unitario del personal de operación y de supervisión.

Es necesario también hacer notar que el factor de productividad con gran facilidad se hace increíblemente bajo por las siguientes causas: pronóstico deficiente de la demanda, demanda estacional, dificultad de almacenamientos grandes que puedan regular la demanda con la capacidad instalada alta en previsión de aumentos de demanda, en disponibilidad de instalaciones por mantenimiento, ineficiencia de operación o defecto de diseño y proyecto. Basta multiplicar dos factores no muy altos en sí, un 80% de disponibilidad por un 80% de eficiencia, para obtener un 64%; combinado este 64% con algún otro de los factores citados, con gran facilidad se cae en factores globales menores de 50% en el año.

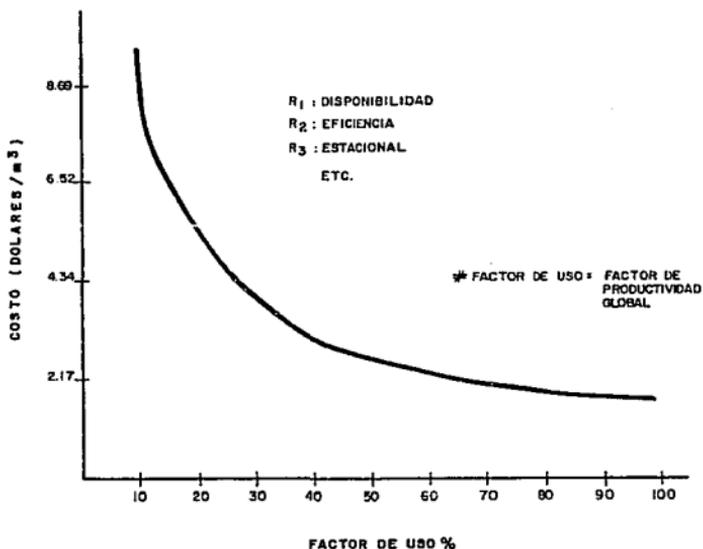
En la Figura No. 17 (Pág. 70) de equilibrio (costo vs. ingreso), se pone énfasis en el riesgo que se corre, cuando se pretende recuperar la inversión, al no considerar con cuidado la productividad global de una instalación. Suele fijarse la tarifa

FIGURA No. 17

IMPACTO DEL FACTOR DE USO SOBRE EL COSTO DE DESALACION

SUMA DE GASTOS FIJOS :	305,000 DOLARES / AÑO
SUMA DE GASTOS VARIABLES:	270,478 "
(A factor de uso del 100%)	
SUMA DE GASTOS TOTALES :	575,478 "
(A factor de uso del 100%)	
PRODUCCION ANUAL A 100%.	365,000.00

FACTOR DE USO(%)	COSTO
R = R <sub>1</sub> R <sub>2</sub> R <sub>3</sub> ..... %	DOLARES/m <sup>3</sup>
100	1.57
90	1.66
80	1.78
70	1.93
60	2.13
50	2.41
40	2.84
30	3.52
20	4.91
10	9.09



para cobro de agua desalada suponiendo una productividad global a una disponibilidad razonable de 80%. En el ejemplo que consideramos el precio de equilibrio sería de \$1.78 Dlls./m<sup>3</sup>. Si, como hemos comentado que es fácil que ocurra, la productividad global se abate a 50%, se incurre en un déficit de unos 130,435 Dlls. anuales.

Se puede apreciar en la misma gráfica la fuerte porción de costo total que aportan los gastos fijos en esta escala relativamente baja de producción.

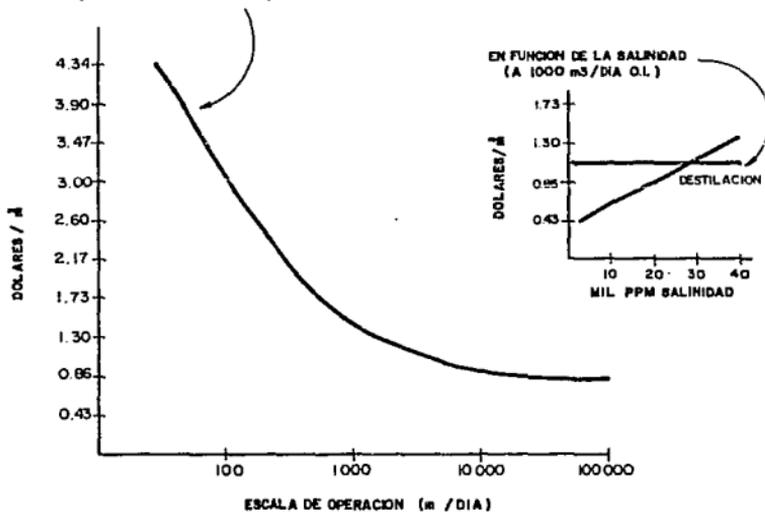
En términos muy generales, la variación de costo de desalación con la escala de operación, para otras condiciones equivalentes, pueden representarse como en la Figura No. 18 (Pág. 72). Téngase presente que estos datos están dados para factores de productividad global a 100%. Se puede notar que a partir de los 10,000 m<sup>3</sup> diarios prácticamente no se obtiene economía de escala, debido principalmente a que para esas capacidades se recurre a múltiples unidades. Abajo de 50 m<sup>3</sup> diarios los costos se hacen estratosféricos, lo cual obliga a que los usos del agua desalada en esas capacidades se limiten a los estrictamente indispensables, casi de sobrevivencia.

La gráfica de la Figura No. 18 (Pág. 72), muestra la relación de los costos de desalación por destilación y por Osmosis Inversa en función de la salinidad del agua por tratar. Es evidente la ventaja de la Osmosis Inversa para bajas salinidades. La Osmosis Inversa muestra cifras atractivas para desalar, incluso agua de mar; esto comparado con los demás procesos convencionales.

Otros procesos, como los que aprovechan energía solar o

**[FIGURA No. 18]**  
**COSTO DE DESALACION DE AGUA DE MAR EN**  
**FUNCION DE LA ESCALA DE OPERACION**

(Tomado de A. Maurial, I.N.S.T.N.)<sup>(3)</sup>



ESCALA DE PRODUCCION m³ / DIA	TIPO DE PROCESO RECOMENDADO USUAL	TIPO DE PROCESO RECOMENDADO USUAL	TIPO DE PROCESO RECOMENDADO USUAL	COSTO DE DESALACION DOLARES / m³
100	COMPRESION DE VAPOR O.I.	3 261	2 717	2.95 2.39
1000	EVAP. INST. EN ETAPAS O.I.	2 217	1 739	1.60 1.43
10 000	EVAP. INST. EN ETAPAS	1 739		1.08
100 000	EVAP. INST. EN ETAPAS	1 174		0.69

diferencias de temperaturas existentes a distintas profundidades del océano, parecen atractivos por la reducción de consumo de energía, pero aún se encuentran en etapas de investigación con costos de inversión sumamente elevados. Aún con la crisis energética que se padece se vé remota su viabilidad económica.

Puede ser que el lugar indicado para mencionar los sistemas de desalación que utilizan energía más económica, calor de rechazo o parcialmente aprovechado: utilización de gases de combustión y de agua de enfriamiento de plantas diesel, sean estacionarias o marítimas, uso de vapor de extracción de turbinas de plantas termoelectricas, etc. Cada caso es especial. Baste decir que frecuentemente el aparente ahorro en energía es contrapesado por una mayor dependencia; las demandas de energía no son uniformes durante las 24 horas del día, de manera que exigen modificaciones a veces muy engorrosas en las condiciones de operación de la desaladora, lo cual no aprovecha continuamente su capacidad.

La desalación es económica cuando concurren dos condiciones:'''

1. Que otros medios de abastecimiento sean más costosos, (los llamados convencionales de captación o explotación, almacenamiento y conducción).

2. Que la productividad de la localidad permita pagar esos costos de desalación, que generalmente son más altos que los convencionales en localidades donde abunda el agua.

Seguramente la desalación no será económica en el Canadá o en Finlandia, donde 5 millones de habitantes cuentan con 10,000 lagos. Pero se ha demostrado ser económica en muchos lugares

desérticos con riqueza natural explotable como el Medio Oriente con su petróleo, o el Caribe con sus riquezas turísticas, o la Baja California con su potencial pesquero.

Son muchas las alternativas que pueden competir con la desalación para el abastecimiento de agua: desde tiempos lejanos el agua se ha transportado con animales, por pipa, por carro tanque, por barco y por tubería. Aunque cada caso debe analizarse en particular, Koenig ha intentado un estudio interesante que culmina en una gráfica Figura No. 19 (Pág. 75), en la que se muestra la frontera económicamente favorable a la desalación en función de la escala de operación y de la distancia a una fuente existente de agua dulce. De acuerdo con sus datos, a capacidades bajas no es muy grande la distancia que favorece a la desalación, del orden de 10 Km. a 100 m<sup>3</sup> diarios, a 100 Km a 1,000 m<sup>3</sup> diarios.

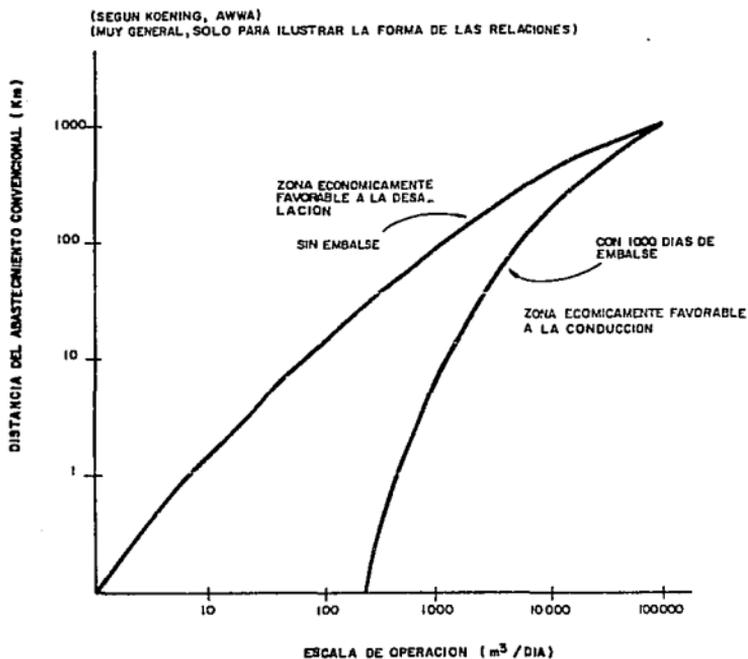
Lo que es importante cuando se analizan las alternativas de la desalación es que las estimaciones se hagan sobre las mismas bases.

Existen otras consideraciones que pueden inclinar una decisión en favor de la desalación, como es la del posible agotamiento de la fuente convencional contra la naturaleza inagotable del océano.

Las rutas de transportación de agua a nivel mundial a los lugares desérticos, donde no existen alternativas de abastecimiento o son escasas las existentes.

Es muy importante entonces, cuando se está estudiando un prospecto para dotarse de agua desalada, tomar muy en cuenta su

FIGURA No. 19  
FRONTERAS ECONOMICAS DE LA DESALACION EN  
FUNCION DE LA ESCALA DE OPERACION Y DE LA  
DISTANCIA DE CONDUCCION



productividad económica, los hábitos de consumo de agua de los pobladores y su capacidad de pago (sea directa o por conducto de la institución u organismo donde prestan sus servicios).

Si bien es cierto que no se vislumbran posibilidades de que la desalación sea económicamente viable para sostener una producción agrícola, también es cierto que sí es viable para desarrollar actividades que pueden ser altamente productivas, con ejemplos palpables en los sectores pesquero, petrolero, minero y turístico.

#### OTROS CONSUMOS:

Una persona para beber:	2 lts. diarios.
Para cultivar las verduras que consume una persona en un día:	1,500 lts.
Para producir 1 Kg. de carne:	30,000 lts.
Para producir el trigo contenido en un pan de caja:	1,000 lts.

Una hectárea de maíz puede transpirar 150 m<sup>3</sup> en un día caluroso<sup>(11)</sup>.

Para producir una tonelada de acero se requieren 400 m<sup>3</sup>.

1 m<sup>3</sup> de gasolina requiere de 800 m<sup>3</sup> de agua para su producción, 1 tonelada de papel consume 400 m<sup>3</sup>, una tonelada de fibra de acetato 1,000 m<sup>3</sup>, y 1 KWH requiere de 0.240 m<sup>3</sup>.

Como sucede con otros bienes y servicios, la demanda del agua es elástica, es decir, la demanda de agua se contrae al

aumentar el precio.

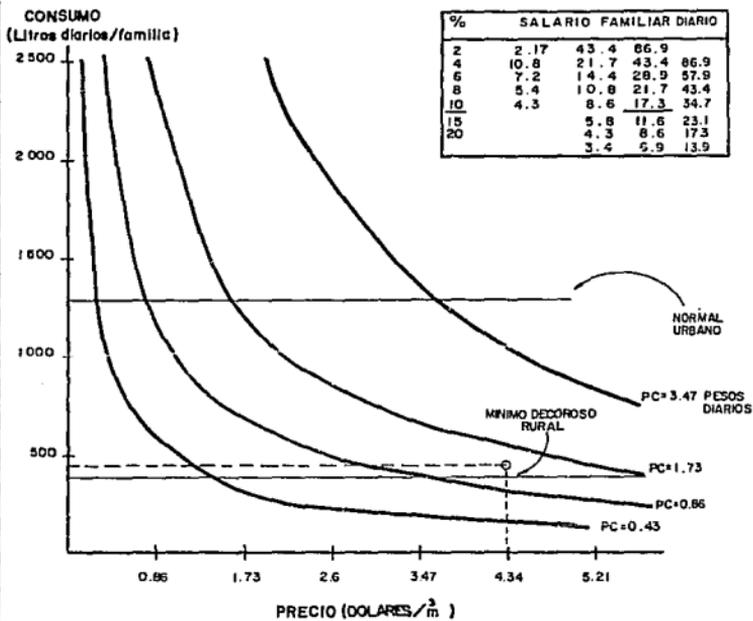
En la gráfica adjunta Figura No. 20 (Pág. 78), se muestra el comportamiento de la demanda familiar vs. precio, cada curva corresponde a un egreso constante por familia, por concepto de agua. En las tablas se pueden encontrar distintas combinaciones de salario familiar y de la fracción del mismo que se destinaría al uso de agua.

**FIGURA No. 20**

**ILUSTRATIVO DE LA ELASTICIDAD DE LA DEMANDA**  
(Efecto del precio sobre la demanda, relacionada con el ingreso familiar).

P= PRECIO, PESOS / m <sup>3</sup>				
C= CONSUMO, m <sup>3</sup> /DIA/FAMILIA				
P	PC=10 C	PC=20 C	PC=40 C	PC=80 C
0.43	1.000	2.000	4.000	8.000
0.86	0.500	1.000	2.000	4.000
1.73	0.250	0.500	1.000	2.000
3.47	0.125	0.250	0.500	1.000

%	SALARIO FAMILIAR DIARIO		
2	2.17	43.4	86.9
4	10.8	21.7	43.4
6	7.2	14.4	28.9
8	5.4	10.8	21.7
10	4.3	8.6	17.3
15	5.8	11.6	23.1
20	4.3	8.6	17.3
	3.4	5.9	13.9



## **COMPARACION ECONOMICA DE LOS METODOS DE DESALACION**

## ESTIMACION DEL COSTO DIRECTO DE DESALACION.

### III.1 INVERSION DIRECTA TOTAL

La Inversión Directa Total, abarca todo lo que se gaste, hasta la puesta en marcha de la Planta, y está compuesta por:

COSTOS TANGIBLES:            COSTOS INTANGIBLES:    CAPITAL DE TRABAJO:

- |                       |                    |  |
|-----------------------|--------------------|--|
| - Terreno             | - Patentes         |  |
| - Equipo y Maquinaria | - Gastos           |  |
| - Cimentación         | - Organización     |  |
| - Ingeniería          | - Estudios Previos |  |
| - Construcción        | - Regalías         |  |

Para el caso específico de los Procesos de Desalación, la determinación de la Inversión Directa Total se realizó de la siguiente forma:

Se utilizaron exponentes de capacidad:

$$\frac{I_1}{I_2} = \left( \frac{C_1}{C_2} \right)^{0.4}$$

DONDE:

$I_1$  = La inversión actual (Dlts.).

$I_2$  = Inversión original \$6'237,000.00 Dlts.

$C_1$  = Capacidad actual  $m^3/día$ .

$C_2$  = Capacidad original 18,900  $m^3/día$ .

Se partió de un dato tomado del "Permasep Engineering Manual", boletín 307, Pág.1 (1984), donde la inversión inicial para una Planta de Osmosis Inversa (Agua Salobre), es de \$330.00 Dlts./ $m^3/día$ .

La actualización de la inversión por índice de costos es:

Inversión original  $\left( \frac{\text{Índice actual}}{\text{Índice original}} \right) =$  Inversión actual

ESTA TESIS NO PUEDE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

Los indicadores económicos son los que reporta la Chemical Engineering para este tipo de procesos.

Inversión = Inversión (812.9) = Inversión (1,090)  
 actual original original

El tipo de cambio utilizado a la fecha es:

1 dólar = \$3,064.00 pesos.

Los datos obtenidos para distintos Procesos y Capacidades se muestran a continuación:

PROCESO:	CAPACIDAD (m <sup>3</sup> /día)	INVERSION DIRECTA TOTAL (Dólares).
1. OSMOSIS INVERSA	10	73,558.00
(AGUA SALOBRE)	100	292,839.70
	1,000	1'165,815.70
	10,000	4'641,196.90
2. OSMOSIS INVERSA	10	167,988.00
(AGUA DE MAR)	100	688,396.70
	1,000	4'035,487.80
	10,000	42'196,649.00
3. DESTILACION CON EVA- PORACION INSTANTANEA	10	192,111.50
	100	764,806.30
POR ETAPAS.	1,000	3'044,783.80
	10,000	12'121,399.00
4. DESTILACION POR COM- PRESION DE VAPOR.	10	192,111.50
	100	764,806.30
	500	2'008,785.00
	1,000	4'614,999.00
	10,000	48'256,159.00

111.2 ESTIMACION DE COSTOS FIJOS.

111.2.a PROCESO DE OSMOSIS INVERSA (AGUA SALOBRE)

BASE: 1 AÑO DE OPERACION.

CONCEPTO	Para 10,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 1,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 100 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 10 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).
Amortización, 10% de la inversión.	464,119.70	118,581.57	29,283.96	7,355.79
Mantenimiento fijo. 1% de la inversión.	46,411.90	11,658.15	2,928.39	735.57
Personal:				
Operación:	28,702.80	28,702.80	17,801.90	8,901.00
Supervisión:	1,260.00	1,260.00	1,260.00	1,260.00
Diversos, 5% de lo anterior.	28,924.72	7,810.12	2,583.71	912.81
<b>T O T A L :</b>	<b>565,419.12</b>	<b>164,012.64</b>	<b>53,837.96</b>	<b>19,184.87</b>

III.2.b PROCESO DE OSMOSIS INVERSA (AGUA DE MAR)

BASE: 1 AÑO DE OPERACION.

CONCEPTO	Para 10,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 1,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 100 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 10 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).
Amortización, 10% de la inversión.	4'619,864.90	403,548.70	68,839.70	16,798.00
Mantenimiento fijo. 1% de la inversión.	421,966.40	40,354.80	6,883.90	1,679.90
Personal:				
Operación:	26,702.80	26,702.80	17,801.90	8,901.00
Supervisión:	1,260.00	1,260.00	1,260.00	1,260.00
Diversos, 5% de lo anterior.	233,479.70	25,593.30	4,739.27	1,431.00
<b>T O T A L :</b>	<b>4'903,073.80</b>	<b>495,459.60</b>	<b>89,524.77</b>	<b>30,070.00</b>

111.2.c PROCESO: DESTILACION CON EVAPORACION INSTANTANEA POR ETAPAS.

BASE: 1 AÑO DE OPERACION.

CONCEPTO	Para 10,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 1,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 100 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 10 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).
Amortización, 10% de la inversión.	1'212,139.90	304,476.40	76,460.70	19,211.15
Mantenimiento fijo. 1% de la inversión.	121,214.00	30,447.70	7,648.90	1,921.10
Personal:				
Operación:	26,702.80	26,702.80	17,801.90	8,901.00
Supervisión:	1,260.00	1,260.00	1,260.00	1,260.00
Diversos, 5% de lo anterior.	60,065.83	16,144.34	5,159.50	1,584.66
<b>T O T A L :</b>	<b>1'249,382.53</b>	<b>301,031.24</b>	<b>109,350.13</b>	<b>32,857.91</b>

111.2.d PROCESO: DESTILACION POR COMPRESION DE VAPOR.

BASE: 1 AÑO DE OPERACION.

CONCEPTO	Para 10,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 1,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 100 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 10 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).
Amortización, 10% de la inversión.	4'825,615.90	461,499.99	76,480.70	19,211.15
Mantenimiento fijo. 1% de la inversión.	482,561.50	46,149.99	7,648.00	1,921.10
Personal:				
Operación:	26,702.60	26,702.60	17,901.90	8,901.00
Supervisión:	1,260.00	1,260.00	1,260.00	1,260.00
Diversos, 5% de lo anterior.	266,807.00	26,780.60	5,159.50	1,564.66
<b>T O T A L :</b>	<b>5'602,947.21</b>	<b>562,393.20</b>	<b>106,360.13</b>	<b>32,057.91</b>

### III.3 ESTIMACION DE LOS COSTOS VARIABLES.

Para la estimación de los costos variables, se tomaron en cuenta los siguientes parámetros:

#### a) Energía eléctrica.

En el consumo de energía eléctrica se considera:

#### CONSUMOS:

- Bomba de suministro	1.57 KWH/m <sup>3</sup> (Agua Salobre)
- Bomba para filtros	9.23 KWH/m <sup>3</sup> (Agua de Mar)
- Bomba para permeator	
- Bombas adicionales	
- Bomba de desgasificador	
- Bomba producto	

#### b) Reactivos:

Consumo de productos químicos.

#### COSTOS:

1. Químicos usados continuamente:	\$0.40 Dlls./m <sup>3</sup>
- Cloro	Agua Salobre
- Bisulfito de Sodio	\$0.24 Dlls./m <sup>3</sup>
- Acido Sulfúrico	Agua de Mar
- Adición de coagulante.	
- Hexametafosfato de Sodio.	
2. Químicos usados periódicamente:	
- Acido cítrico.	
- Detergente.	
- Eter polivinilmetílico (PT-A)	
- Formaldehído.	
- Hidróxido de Sodio.	

c) Mantenimiento variable:

COSTOS:

- |                                 |                              |
|---------------------------------|------------------------------|
| - Equipos.                      | \$0.132 Dlls./m <sup>3</sup> |
| - Filtro cartucho.              | Agua Salobre.                |
| - Medios filtrantes.            | \$0.053 Dlls./m <sup>3</sup> |
| - Bombas y motores.             |                              |
| - Controles, electricidad, etc. |                              |
| - Instrumentos.                 |                              |
| - Otros.                        |                              |

d) Reemplazo de membranas:

\$0.03 Dlls/m<sup>3</sup> (Agua Salobre)

\$0.25 Dlls./m<sup>3</sup> (Agua de Mar)

e) Materiales diversos:

- Gasolina.
- Aseo.
- Seguridad.
- Diversos.

f) Transportes:

- Reactivos.
- Materiales.
- Equipo.
- Refacciones.

g) Diversos e imprevistos:

10% de anteriores.

111.3.a PROCESO: OSMOSIS INVERSA (AGUA SALOBRE)

BASE: 1 AÑO DE OPERACION.

CONCEPTO	Para 10,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 1,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 100 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 10 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).
1) ENERGIA ELECTRICA	161,137.00	16,613.70	1,660.00	166.00
2) REACTIVOS	87,600.00	8,760.00	876.00	87.60
3) MANTENIMIENTO VARIABLE	48,180.00	4,818.00	481.80	48.18
4) REEMPLAZO DE MEMBRANAS	109,500.00	10,950.00	1,905.00	109.50
5) MATERIALES DIVERSOS	1,760.50	1,760.50	1,760.50	85.80
6) TRANSPORTES	1,046.00	1,046.00	1,046.00	60.20
7) DIVERSOS E IMPREVISTOS	48,881.30	4,414.90	694.00	58.00
(10% DE ANTERIORES)				
<b>T O T A L :</b>	<b>456,104.80</b>	<b>48,563.10</b>	<b>7,833.30</b>	<b>615.28</b>

111.3.b PROCESO: OSMOSIS INVERSA (AGUA DE MAR)

BASE: 1 AÑO DE OPERACION.

CONCEPTO	Para 10,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 1,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 100 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 10 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).
1) ENERGIA ELECTRICA	588,131.40	96,818.97	9,887.15	993.96
2) REACTIVOS	43,800.00	4,380.00	438.00	43.80
3) MANTENIMIENTO VARIABLE	193,450.00	19,345.00	1,934.50	193.00
4) REEMPLAZO DE MEMBRANAS	912,500.00	19,345.00	9,125.00	912.50
5) MATERIALES DIVERSOS	1,780.50	1,780.50	1,780.50	540.00
6) TRANSPORTES	1,046.00	1,046.00	1,046.00	320.00
7) DIVERSOS E IMPREVISTOS	214,088.80	21,660.00	2,419.15	300.00
(10% DE ANTERIORES)				
<b>T O T A L :</b>	<b>2'954,756.70</b>	<b>238,280.47</b>	<b>7,833.30</b>	<b>3,303.26</b>

111.3.c PROCESO: DESTILACION CON EVAPORACION INSTANTANEA POR ETAPAS.

BASE: 1 AÑO DE OPERACION.

CONCEPTO	Para 10,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 1,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 100 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 10 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).
1) ENERGIA ELECTRICA	632,633.30	63,263.50	6,326.30	632.65
2) REACTIVOS	1'773,231.60	177,315.80	17,731.50	1,773.15
3) MANTENIMIENTO VARIABLE	360,488.30	36,048.80	3,604.80	360.40
4) REEMPLAZO DE MEMBRANAS	506,070.00	152,238.20	38,204.30	9,605.60
5) MATERIALES DIVERSOS	1,760.50	1,760.50	1,760.50	1,760.50
6) TRANSPORTES	1,046.00	1,046.00	1,046.00	1,046.00
7) DIVERSOS E IMPREVISTOS	327,523.00	43,167.30	6,667.30	1,517.60
(10% DE ANTERIORES)				
<b>T O T A L :</b>	<b>3'602,752.90</b>	<b>474,840.00</b>	<b>75,540.70</b>	<b>16,696.10</b>

III.3.d PROCESO: DESTILACION POR COMPRESION DE VAPOR.

BASE: 1 AÑO DE OPERACION.

CONCEPTO	Para 10,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 1,000 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 100 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).	Para 10 m <sup>3</sup> /día IMPORTE (Dólares/año).
1) ENERGIA ELECTRICA	2'291,538.20	229,153.00	22,915.30	2,291.50
2) REACTIVOS	227,829.00	22,782.90	2,278.29	227.60
3) MANTENIMIENTO VARIABLE	506,070.00	152,238.20	38,204.30	9,605.60
4) MATERIALES DIVERSOS	1,760.50	1,760.50	1,760.50	1,760.50
5) TRANSPORTES	1,046.00	1,046.00	1,016.00	1,046.00
6) DIVERSOS E IMPREVISTOS	327,523.00	43,167.30	6,667.30	1,517.60
(10% DE ANTERIORES)				
<b>T O T A L :</b>	<b>3'955,766.70</b>	<b>450,148.70</b>	<b>73,071.60</b>	<b>16,449.20</b>

#### III.4 ESTIMACION DEL COSTO DIRECTO DE DESALACION.

##### III.4.a PROCESO OSMOSIS INVERSA (AGUA SALOBRE)

CAPACIDAD (m <sup>3</sup> /día)	INVERSION DIRECTA TOTAL (Dlts.)	COSTOS FIJOS (Dlts./año)	COSTOS VARIABLES (Dlts./año)	COSTOS DE PRODUCCION (Dlts./año)	INVERSION UNITARIA (Dlts./m <sup>3</sup> /día)	COSTOS DE PRODUCCION UNITARIO (Dlts./m <sup>3</sup> )
10	73,558.00	19,184.97	815.30	19,780.00	1,978.00	5.40
100	292,839.70	53,837.98	7,633.30	61,471.25	614.71	1.70
1,000	1'185,815.70	164,012.84	48,583.10	212,575.74	212.80	0.60
10,000	4'841,198.90	565,419.12	539,796.80	1'105,215.72	110.50	0.30

##### III.4.b PROCESO OSMOSIS INVERSA (AGUA DE MAR)

CAPACIDAD (m <sup>3</sup> /día)	INVERSION DIRECTA TOTAL (Dlts.)	COSTOS FIJOS (Dlts./año)	COSTOS VARIABLES (Dlts./año)	COSTOS DE PRODUCCION (Dlts./año)	INVERSION UNITARIA (Dlts./m <sup>3</sup> /día)	COSTOS DE PRODUCCION UNITARIO (Dlts./m <sup>3</sup> )
10	167,988.00	30,070.84	3,303.30	33,374.14	3,337.40	9.14
100	688,396.70	99,524.77	28,810.30	128,135.07	1,281.35	3.45
1,000	4'035,487.80	495,459.80	238,280.50	733,720.10	733.70	2.01
10,000	42'198,649.00	4'903,073.80	1'227,959.80	6'131,033.60	613.10	1.87

111.4.c PROCESO: DESTILACION CON EVAPORACION INSTANTANEA POR ETAPAS.

CAPACIDAD (m <sup>3</sup> /día)	INVERSION DIRECTA TOTAL	COSTOS FIJOS	COSTOS VARIABLES	COSTOS DE PRODUCCION	INVERSION UNITARIA	COSTOS DE PRODUCCION UNITARIO
	(Dlles.)	(Dlles./año)	(Dlles./año)	(Dlles./año)	(Dlles./m <sup>3</sup> /día)	(Dlles./m <sup>3</sup> )
10	192,111.50	32,857.91	16,696.10	49,554.01	4,955.40	13.57
100	764,806.30	108,350.13	75,540.70	183,880.83	1,838.80	5.03
1,000	3'044,783.80	381,031.24	474,840.00	855,071.24	855.90	2.34
10,000	12'121,399.00	1'429,382.53	3'802,752.90	5'032,135.43	503.20	1.37

111.4.d PROCESO: DESTILACION POR COMPRESION DE VAPOR.

CAPACIDAD (m <sup>3</sup> /día)	INVERSION DIRECTA TOTAL	COSTOS FIJOS	COSTOS VARIABLES	COSTOS DE PRODUCCION	INVERSION UNITARIA	COSTOS DE PRODUCCION UNITARIO
	(Dlles.)	(Dlles./año)	(Dlles./año)	(Dlles./año)	(Dlles./m <sup>3</sup> /día)	(Dlles./m <sup>3</sup> )
10	192,111.50	32,857.91	16,449.20	49,307.11	4,930.70	13.50
100	764,806.30	108,350.13	73,071.60	181,421.73	1,814.20	4.97
1,000	4'614,999.00	562,393.20	450,148.70	1'012,541.90	1,012.60	2.77
10,000	48'256,159.00	5'802,947.21	3'355,766.70	8'958,713.91	895.90	2.45

NOTA: Los datos obtenidos en los cuadros anteriores se muestran de manera gráfica en las Figuras 21, 22 y 23 en las Páginas 93, 94 y 95.

FIGURA No. 2] INVERSION FISICA DIRECTA PARA PROCESOS DE DESALACION

(DL\$/M<sup>3</sup> DIARIO)

□ OSMOSIS INVERSA AGUA DE MAR (36 000 ppm)

○ OSMOSIS INVERSA AGUA SALDRE (1 472 ppm)

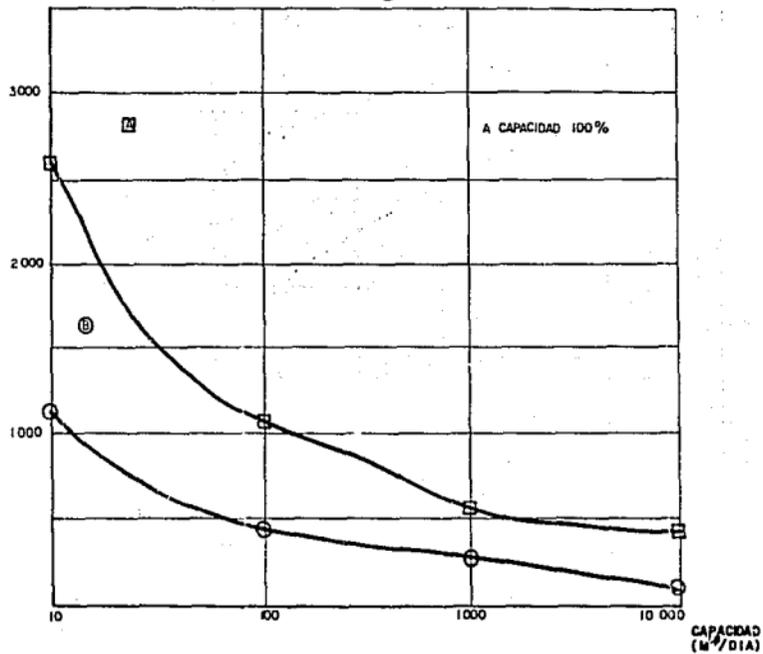


FIGURA No. 22 COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCION DE DESALACION

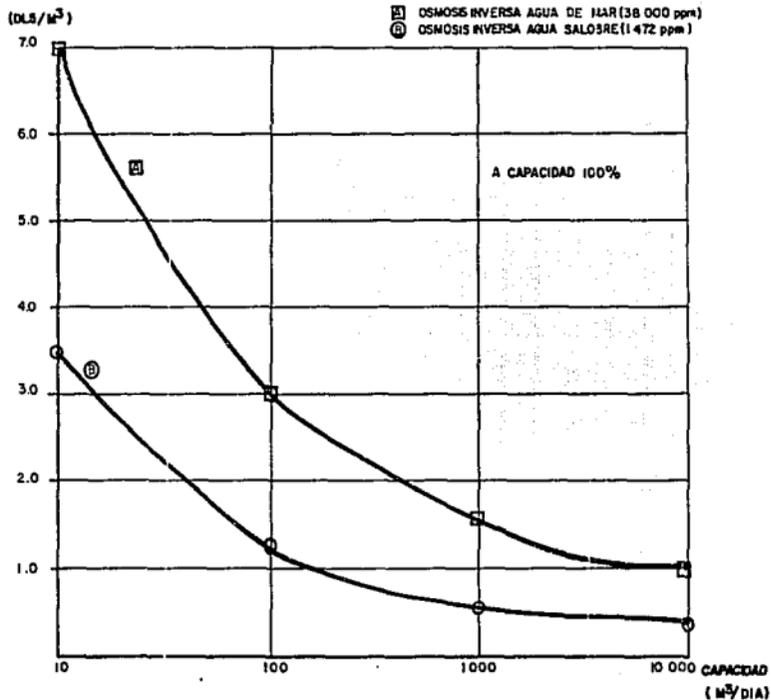
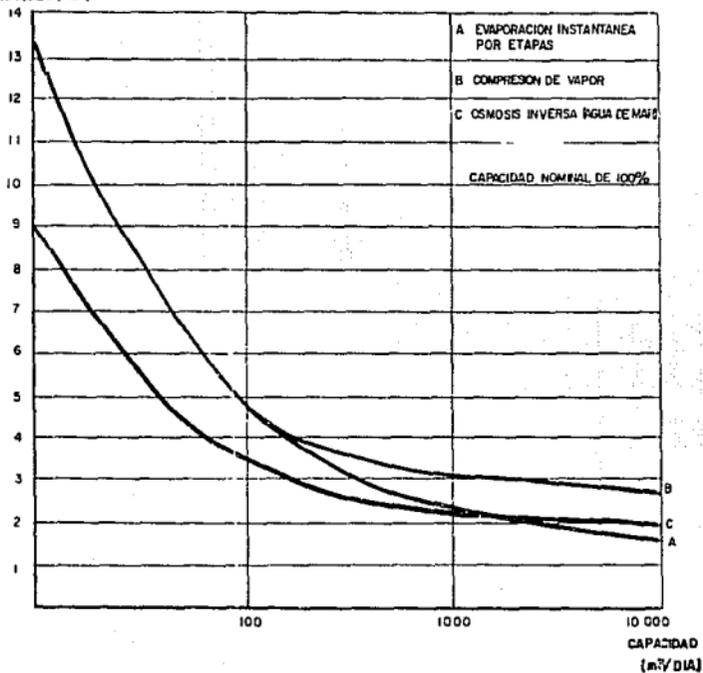


FIGURA N.º 23 COSTOS DIRECTOS DE DESALACION

COSTO DE PRODUCCION  
UNITARIO (DL\$ / m<sup>3</sup>)



# **DESARROLLO DEL ESTUDIO ECONOMICO DE FABRICACION DE MEMBRANAS**

#### IV.1 ESTIMACION PRELIMINAR DE LA DEMANDA DE MEMBRANAS.

##### IV.1.a. INVENTARIO MUNDIAL CLASIFICADO DE PLANTAS DESALADORAS.

El inventario a nivel mundial de la desalación se indica en el Apéndice No. III, y se describe por tipo de proceso y capacidad.

Así también se hace una descripción de la distribución de la capacidad de desalación por región.

##### IV.1.b. INVENTARIO DE SISTEMAS DE DESALACION INSTALADOS EN EL PAIS.

Se realizó la recopilación de información sobre sistemas de desalación instalados en el país. Esta recopilación abarcó sistemas desaladores instalados por la antes Dirección General de Aprovechamiento de Aguas Salinas, Comisión Federal de Electricidad, Secretaría de Marina, Secretaría de Pesca, PEMEX y por la industria privada. Se clasificó dicha información bajo varios rubros: proceso de desalación, actividades económicas del usuario, usos destinados al agua desalada, zonas geográficas, procedencia del equipo desalador, sus organismos operadores y por año de adquisición del equipo desalador, estas cifras se dan en los cuadros siguientes, así como el listado de las plantas desaladoras instaladas en el país.

Los documentos y referencias que sirvieron para llevar a cabo la recopilación de información escrita y oral se

encuentran en el Apéndice II de este estudio.

#### IV.1.c. DATOS ESTADISTICOS DE LA IMPORTACION DE MODULOS DE OSMOSIS INVERSA.

Por otra parte se consultaron los anuarios estadísticos del comercio exterior de los Estados Unidos Mexicanos, a partir del año 1985 y se obtuvieron cifras que muestran la importación de módulos de ósmosis inversa hasta el año de 1992 y cuyos totales muestran además de la demanda, la pérdida de divisas originada por la importación de los mismos.

DATOS DE IMPORTACION (kg. B)

- MODULOS DE OSMOSIS INVERSA:

LUGAR	A R O S						
	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991
Estados Unidos de América	144	9,624	11,880	2,114	1,565	9,003	11,808
Perímetros Libres	---	1,422	2,037	---	5,328	24	673
Dinamarca	---	---	800	---	---	---	---
Rep. Federal de Alemania	---	---	---	853	---	4	114
Italia	---	---	---	---	---	---	55
Importación al Interior	144	9,624	12,680	2,967	1,568	9,009	11,977

LUGAR	A R O S						
	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991
Rep. Federal de Alemania	149	540	954	258	845	345	751
Estados Unidos de América	923	315	397	48	75	356	2,558
Francia	2	---	---	---	---	---	---
Dinamarca	---	---	---	---	---	---	14
Canadá	---	24	138	---	---	136	82
Irlanda	---	---	2	---	---	---	3
Reino Unido	---	---	1	---	---	299	---
Suecia	---	---	---	---	224	---	---
Suiza	---	---	---	---	182	51	334
Islandia	---	---	---	---	---	---	6
Importación al Interior	1,074	879	1,492	806	1,326	1,187	3,748
Perímetros Libres	---	---	---	---	---	---	77

#### IV.1.d. ESTIMACION DE LA DEMANDA A CORTO, MEDIANO Y LARGO PLAZO.

##### INDICE DE CRECIMIENTO.

Se obtuvieron las capacidades instaladas de los sistemas de desalación, tanto para agua salobre como para agua de mar; y se realizó una estimación del índice de crecimiento en la capacidad instalada.

##### ESTIMACION DEL INDICE DE CRECIMIENTO.

(CAPACIDAD INSTALADA EN MEXICO, PLANTAS DE OSMOSIS INVERSA)

##### AGUA SALOBRE:

1985- 1,858 m<sup>3</sup>/día.                      1992 - 20,805 m<sup>3</sup>/día.

$$\frac{20,805 \text{ m}^3/\text{día}}{12 \text{ años.}} = 1,733.75 \text{ m}^3/\text{día anuales}$$

$$\frac{1,733.75}{20,805} = 0.083 * 100 = 8.3 \% \text{ anual.}$$

##### AGUA DE MAR:

1985 - 8 m<sup>3</sup>/día.                              1992 - 3,705 m<sup>3</sup>/día.

$$\frac{3,7005 \text{ m}^3/\text{día}}{9 \text{ años.}} = 411.60 \text{ m}^3/\text{día anuales}$$

$$\frac{411.60}{3,705} = 0.11 * 100 = 11 \% \text{ anual.}$$

El porcentaje que se toma como base para el índice de crecimiento en la capacidad instalada es de 10% en este estudio.

PLANTAS INSTALADAS PARA DESALAR AGUA DE MAR DESDE EL AÑO 1985 A 1991 POR LA COMPAÑIA DUPONT, A NIVEL MUNDIAL:

Los datos aquí proporcionados se obtuvieron del listado de plantas que se encuentra en el Apéndice III.

CAPACIDAD TOTAL INSTALADA HASTA 1990	13,758 MGPD
CAPACIDAD INSTALADA EN 1985	60 MGPD
CAPACIDAD INSTALADA DE 1985 A 1990	13,698 MGPD

PROMEDIO ANUAL INSTALADO:

$$\frac{13,698}{5} = 2,739.6 \text{ MGPD}$$

PROMEDIO DE CRECIMIENTO ANUAL:

$$\frac{2,739.6}{13,698} * 100 = 20 \%$$

CONSUMO POR CRECIMIENTO Y CONSUMO POR REPOSICION.

Por otra parte se obtuvo la demanda que habrá por reposición de membranas, estimando que cada año a partir del inicio de su operación se repondrá el 33 % de las membranas instaladas. Es decir, que la duración media de las membranas es estimada en tres años. El crecimiento de la capacidad instalada se muestra en las Figuras 24 y 25 de las Páginas 102 y 103.

CONSUMO POR CRECIMIENTO:

$$C \text{ crec} = (IC) (Io)$$

DONDE:

$I_0$  Es la capacidad instalada hasta 1992.

IC Es el índice de crecimiento.

CONSUMO POR REPOSICION:

$$C_{rep} = (\% rep) (I_n)$$

DONDE:

$I_n$  Es la suma de la capacidad instalada en el año 1992, más la nueva capacidad instalada por crecimiento.

$\% rep$   $rep = 33\%$ . Considerado así para los fines de este estudio.

$$I_n = I_0 + (IC) (I_0) (n)$$

DONDE:

$n = 1, 2, 3, \dots$ , dependiendo del año al cual se quiera proyectar su valor, partiendo de 1992 con un valor de  $n=0$

POR LO TANTO:

$$C_{rep} = (\% rep) (I_0 + IC (I_0) n) = 0.33 (I_0 + 0.10 (I_0) n)$$

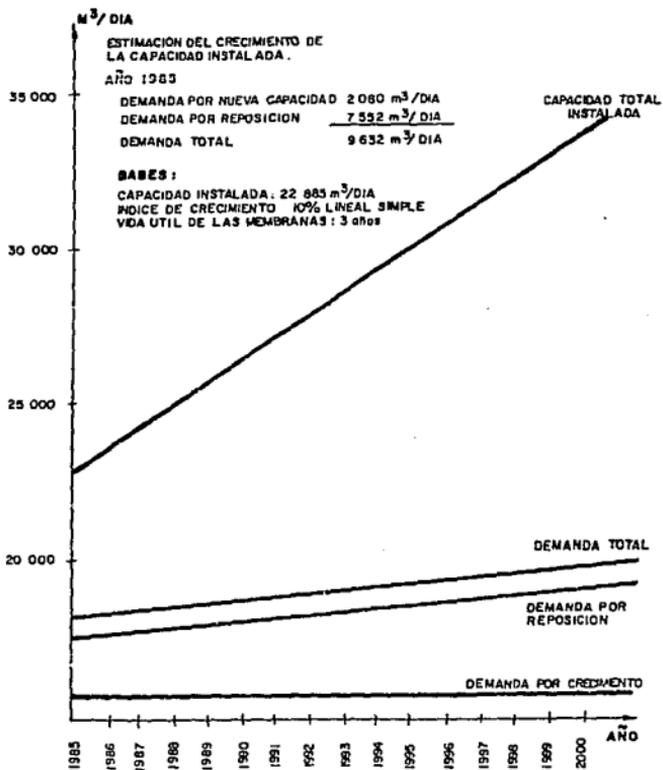
$$C_{rep} = 0.33 I_0 + 0.033 (I_0) (n)$$

CONSUMO TOTAL:

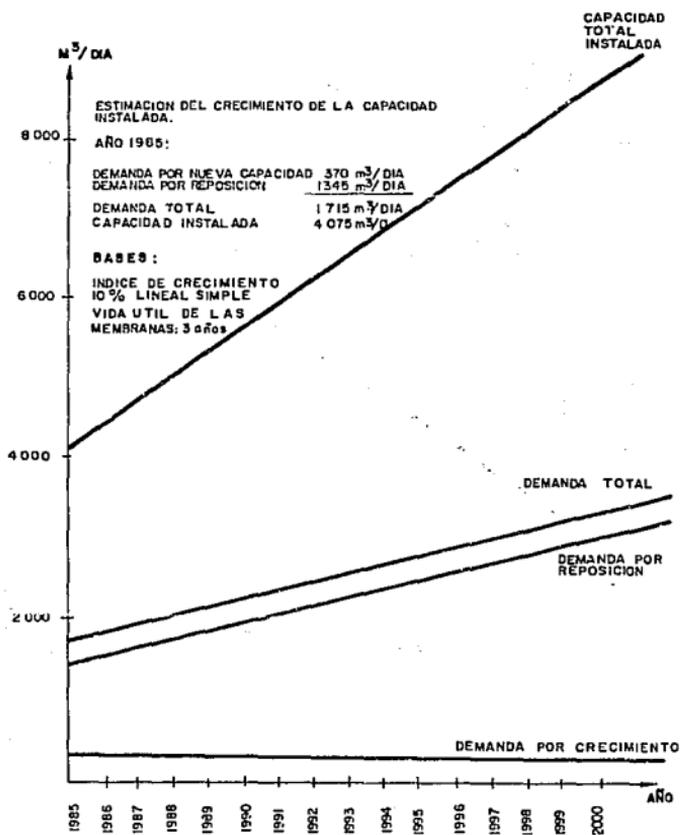
$$C_t = C_{crec} + C_{rep} = 0.10 I_0 + 0.33 I_0 + 0.033 (I_0) (n)$$

$$C_t = 0.43 I_0 + 0.033 (I_0) (n).$$

**FIGURA No 24 AGUA SALOBRE**



**FIGURA No. 25** AGUA DE MAR



ESTIMACION DE LA DEMANDA DE MEMBRANAS, EXPRESADA BAJO DIFERENTES  
CONCEPTOS.

DEMANDA EXPRESADA EN BASES SIMPLIFICADORAS.

BASES PARA PESO DE CARTUCHO POR M<sup>3</sup>/DIA DE AGUA DESALADA.

MODELO DUPONT	CAPACIDAD	PESO
4444	3.8 m <sup>3</sup> /día.	5.9 Kg.
4443	4.5 m <sup>3</sup> /día.	5.9 Kg.
4442	3.0 m <sup>3</sup> /día.	5.0 Kg.
4441	5.7 m <sup>3</sup> /día.	5.9 Kg.
4440	6.8 m <sup>3</sup> /día.	5.9 Kg.
3440	7.9 m <sup>3</sup> /día.	5.9 Kg.

PROMEDIO: 5.28 m<sup>3</sup>/día. 5.75 Kg.

1 m<sup>3</sup> = 1.09 Kg.

Elementos desaladores de 4", de Ø, 1 m aprox. de largo para agua  
salobre.

PRECIOS DE ELEMENTOS DESALADORES.

PRECIOS LAB, SAN DIEGO. (DOLARES)

ESPECIFICACIONES DE ELEMENTOS DE OSMOSIS INVERSA TFC, UOP.

ELEMENTOS DE AGUA DE MAR:

m<sup>3</sup>/día.

Modelo 7005 2 1/2" 130 GPD(0.492 m<sup>3</sup>/día) 175 Dlls 356 Dlls.

NOTA: LAB significa libre a bordo

				m <sup>3</sup> /día.
Modelo 701	2 1/2"	300 GPD(1.135 m <sup>3</sup> /día)	350 Dlls	308 Dlls.
Modelo 1001	4"	1,000 GPD(3.785 m <sup>3</sup> /día)	656 Dlls	173 Dlls.
Modelo 1501	6"	2,200 GPD(8.327 m <sup>3</sup> /día)	1,188 Dlls	142 Dlls.

ELEMENTOS DE AGUA SALOBRE:

				m <sup>3</sup> /día.
Modelo 4600	4"	1,800 GPD(6.81 m <sup>3</sup> /día)	400 Dlls	58.71 Dlls.
Modelo 8600	8"	7,500 GPD(28.38 m <sup>3</sup> /día)	1,438 Dlls	50.65 Dlls.

ESPECIFICACIONES DE ELEMENTOS DE OSMOSIS INVERSA.

ELEMENTOS PARA AGUA SALOBRE:

				m <sup>3</sup> /día.
Modelo 4101	4"	750 GPD(2.84 m <sup>3</sup> /día)	200 Dlls	70.42 Dlls.
Modelo 41605	4"	1,200 GPD(4.54 m <sup>3</sup> /día)	206 Dlls	45.37 Dlls.
Modelo 4160HR	4"	1,000 GPD(3.785 m <sup>3</sup> /día)	206 Dlls	54.43 Dlls.
Modelo 42005	4"	2,000 GPD(7.57 m <sup>3</sup> /día)	294 Dlls	38.84 Dlls.
Modelo 4200HR	4"	1,600 GPD(6.05 m <sup>3</sup> /día)	294 Dlls	48.60 Dlls.
Modelo 81505	8"	4,800 GPD(18.17 m <sup>3</sup> /día)	637 Dlls	35.06 Dlls.
Modelo 8150HR	8"	4,000 GPD(15.14 m <sup>3</sup> /día)	637 Dlls	42.07 Dlls.
Modelo 8600	8"	6,000 GPD(30.28 m <sup>3</sup> /día)	862 Dlls	28.46 Dlls.
Modelo 8600HR	8"	6,300 GPD(23.85 m <sup>3</sup> /día)	862 Dlls	36.14 Dlls.
Modelo 30015S	12"	18,000 GPD(68.13 m <sup>3</sup> /día)		

De las diferentes capacidades en que se ofrecen los elementos desaladores, el elemento de 7.5 m<sup>3</sup>/día es el que dá un precio menor por m<sup>3</sup> diario de agua desalada, por lo que se tomará como base para estimar el costo por m<sup>3</sup> desalado y posteriormente

como elemento desalador standard en las consideraciones de producción de elementos, ya que también se acomoda a las necesidades que hay para reposición e instalación de nuevas capacidades.

**AREA Y KG. DE MEMBRANA NECESARIOS PARA DESALAR 1 m<sup>3</sup> DE AGUA.**

**TABALA 1**

**CAPACIDAD DE PERMEADORES DE OSMOSIS INVERSA.**

PERMEATOR DUPONT('')	FLUJO GALS/DIA ft <sup>3</sup>	AREA DE MEMBRANA P/PERMEATOR ft <sup>2</sup>	VOLUMEN POR PERMEATOR ft <sup>3</sup>	CAPACIDAD GPD/ft <sup>3</sup>
B-9 Fibra Hueca	3.5	8,000	3.7	7,587
Espiral Polyamida	22	2,100*	30.4	1,520
Espiral Acetato de Celulosa	22	2,100	30.4	1,520

**SEIS CARTUCHOS DE 8" POR PERMEATOR.**

Para un permeator de 8" conteniendo 6 cartuchos, se tiene que el área de membrana es de 2,100 ft<sup>2</sup>, entonces por cada cartucho se tendrá un área de membrana de 350 ft<sup>2</sup>, si estos cartuchos corresponden a los modelos 3840, 4840, 4841 de 8".

**EN DONDE:**

MODELO DUPONT('')	MATERIAL	CAPACIDAD INICIAL
3840	Aramida	8,600 GPD (32.6 m <sup>3</sup> /dia)
4840	Acetato de Celulosa	7,600 GPD (28.8 m <sup>3</sup> /dia)
4841	Acetato de Celulosa	5,600 GPD (21.2 m <sup>3</sup> /dia)

Corresponderia entonces a una celda con 6 cartuchos modelo 4840.

$22 \text{ GPD} * 2,100 \text{ ft}^3 = 46,200 \text{ GPD} / 6 = 7,700 \text{ GPD}.$

De acuerdo a lo anterior tenemos que por cada permeator con un área de membrana de  $350 \text{ ft}^2$  ( $32.558 \text{ m}^2$ ) se desalarán  $7,700 \text{ GPD}$  que equivalen a  $28.8 \text{ m}^3/\text{día}.$

Entonces para  $1 \text{ m}^3$  de agua por desalar se necesitará  $1.13 \text{ m}^2$  de área de membrana, que correspondería a  $162.79$  gramos de celulosa, necesarios para desalar  $1 \text{ m}^3$  de agua.'''

La proyección de la demanda se realizó por el método lineal y los datos obtenidos se muestran en la Tabla No. 2 (Pág. 108). Y se muestran gráficamente en las Figuras No. 26, 27, 28 y 29 (Págs. 110, 111, 112 y 113 respectivamente).''

TABLA No. 2

DEMANDA ACTUAL Y FUTURA TOTAL (AGUA SALOBRE)

ANOS	M <sup>3</sup> /DIA (AGUA POR DESALAR	M <sup>2</sup> DE MEMBRANA 1m <sup>2</sup> -1.13m <sup>2</sup>	Kg. DE MEMBRANA 1m <sup>2</sup> - .16Kg	Kg. DE CARTUCHO 1m <sup>3</sup> -1.09Kg	DOLARES (1m <sup>3</sup> /dia) (\$39 Dlls)
1984	6,866	7,759	1,119	7,484	267,774.00
1985	9,632	10,884	1,570	10,499	375,648.00
1986	10,318	11,659	1,682	11,247	402,402.00
1987	11,005	12,436	1,794	11,995	429,195.00
1988	11,691	13,211	1,906	12,743	455,949.00
1989	12,378	13,987	2,018	13,492	482,742.00
1990	13,064	14,762	2,129	14,240	509,496.00
1991	13,750	15,538	2,241	14,988	536,250.00
1992	14,437	16,314	2,353	15,736	563,043.00
1993	15,123	17,089	2,465	16,484	589,797.00
1994	15,810	17,865	2,577	17,233	616,590.00
1995	16,496	18,640	2,689	17,981	643,344.00
1996	17,182	19,416	2,801	18,728	670,098.00
1997	17,869	20,192	2,913	19,477	696,891.00
1998	18,355	20,741	2,992	20,007	715,845.00
1999	19,242	21,743	3,136	20,974	750,438.00
2000	19,928	22,519	3,248	21,722	777,192.00

TABLA No. 2 (Continuación)

DEMANDA TOTAL (AGUA DE MAR)

ANOS	M <sup>3</sup> /DIA (AGUA POR DESALAR	M <sup>2</sup> DE MEMBRANA 1m <sup>2</sup> -1.13m <sup>2</sup>	Kg. DE MEMBRANA 1m <sup>3</sup> - .16Kg	Kg. DE CARTUCHO 1m <sup>3</sup> -1.09Kg	DOLARES (1m <sup>3</sup> /día) (\$39 Días)
1984	1,266	1,431	206	1,380	49,374.00
1985	1,715	1,938	278	1,869	66,885.00
1986	1,837	2,076	299	2,002	71,643.00
1987	1,959	2,214	319	2,135	76,401.00
1988	2,081	2,352	339	2,268	81,159.00
1989	2,203	2,489	359	2,401	85,917.00
1990	2,235	2,627	379	2,534	90,675.00
1991	2,447	2,765	399	2,667	95,433.00
1992	2,569	2,903	419	2,800	100,191.00
1993	2,692	3,042	439	2,934	104,988.00
1994	2,814	3,180	459	3,067	109,746.00
1995	2,936	3,318	479	3,200	114,504.00
1996	3,058	3,456	498	3,333	119,262.00
1997	3,180	3,593	518	3,466	124,020.00
1998	3,302	3,731	538	3,599	128,778.00
1999	3,424	3,869	558	3,732	133,536.00
2000	3,546	4,007	578	3,865	138,294.00

**FIGURA No. 26 AGUA SALOBRE**

**DENANDA DE MEMBRANAS  
EXPRESADAS EN:**

**ESTIMACION DE LA DEMANDA DE MEMBRANAS,  
EXPRESADA EN UNIDADES ANALOGAS**

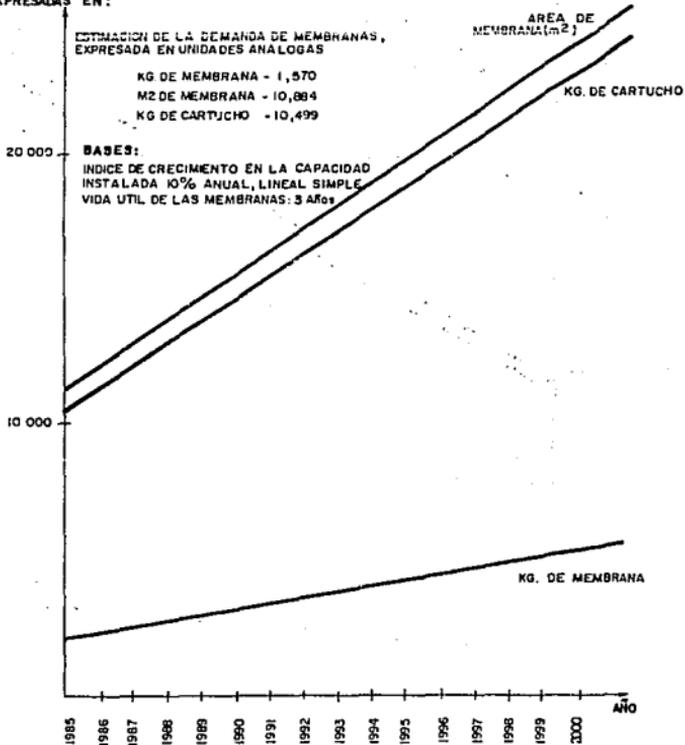
KG DE MEMBRANA - 1,570

M2 DE MEMBRANA - 10,864

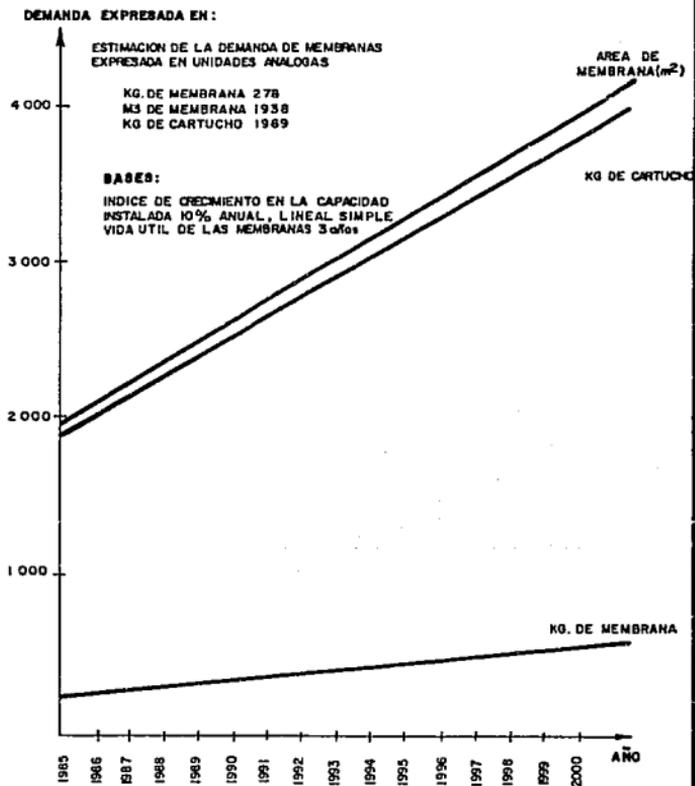
KG DE CARTUJO - 10,499

**BASES:**

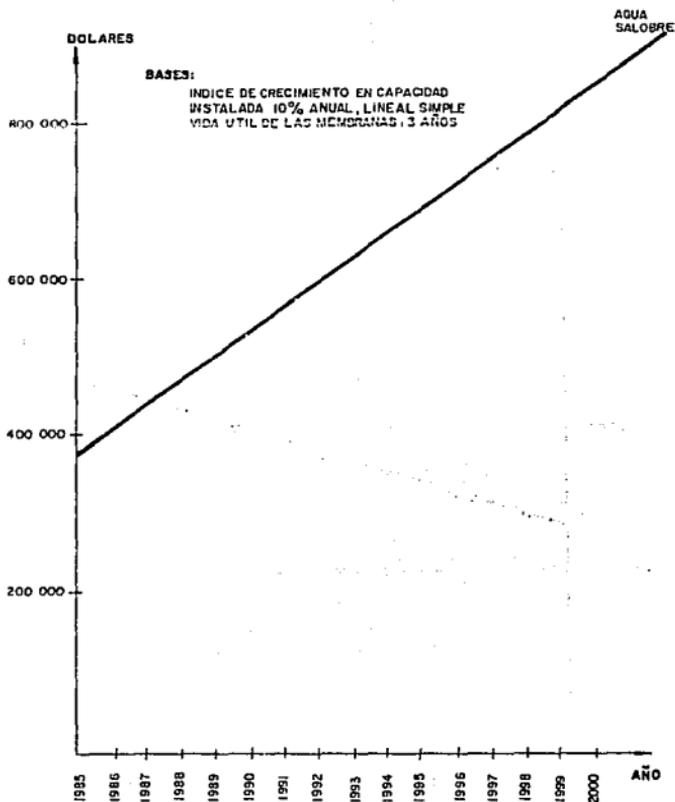
INDICE DE CRECIMIENTO EN LA CAPACIDAD  
INSTALADA 10% ANUAL, LINEAL SIMPLE  
VIDA UTIL DE LAS MEMBRANAS: 3 AÑOS



**FIGURA No. 27** AGUA DE MAR

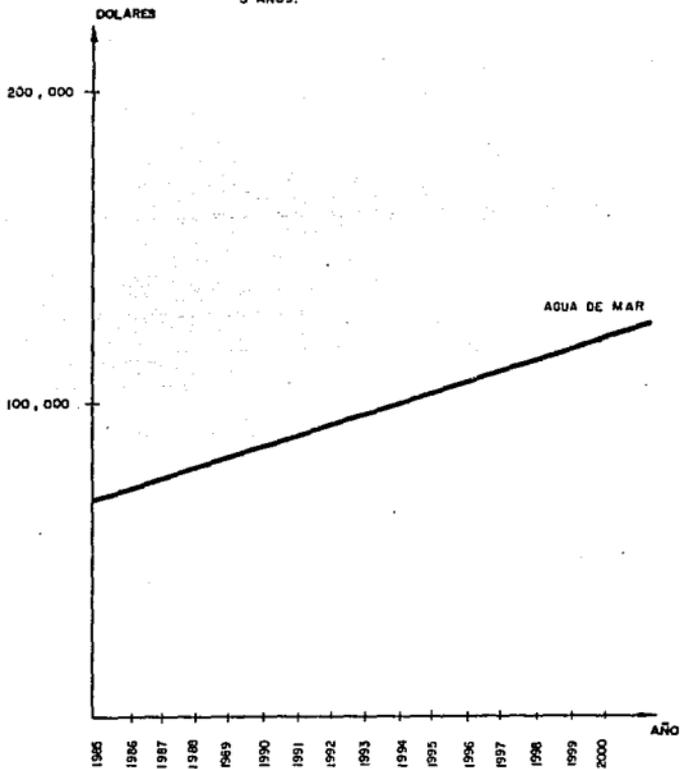


[FIGURA No. 28] IMPORTE POR DEMANDA



**FIGURA No. 29** IMPORTE DE LA DEMANDA

BASES: INDICE DE CRECIMIENTO EN CAPACIDAD  
INSTALADA 10% ANUAL, LINEAL SIM-  
PLE VIDA UTIL DE LAS MEMBRANAS:  
3 AÑOS.



#### IV.3 INSUMOS MATERIALES.

##### IV.2.a ESPECIFICACIONES.

Las pruebas llevadas a cabo en el Laboratorio, con diferentes grados de pureza en los reactivos utilizados como materia prima en la elaboración de membranas, reportan que la mayor pureza en los reactivos utilizados era un parámetro importante en el comportamiento final de la membrana por lo que en la estimación se tomarán los reactivos utilizados como materia prima en grado químicamente puro.<sup>1121</sup>

##### IV.2.b. DISPONIBILIDAD.

Se obtuvo una relación de los productores y proveedores de las materias primas (acetato de celulosa, acetona, formamida), en el país con la ayuda del Directorio de Fabricantes y Proveedores de productos químicos. Se encontró que sólo la acetona en grado químicamente puro podría ser de fabricación nacional, mientras que los otros reactivos sólo de importación. Tabla No. 3.

##### IV.2.c. PRECIOS.

Los precios para diferentes grados de reactivos, cotizados en 3 diferentes proveedores se muestran también en el cuadro No. 3, para cálculos posteriores se tomó el más alto (importación).

IV.2.d. CONSUMO.

El consumo en base a 1 m<sup>2</sup> de membrana de cada uno de los reactivos utilizados como materia prima, así como de otros materiales utilizados en el ensamble del elemento desalador, se muestran en el cuadro No. 4, tomando como base la demanda para 1985. El cuadro No. 5 nos muestra el consumo y precios para el año 1990 y 2000.

TABLA No. 3  
DISPONIBILIDAD DE MATERIA PRIMA

MATERIA PRIMA	REFERENCIA	COSTO (Dlrs.)
Acetato de Celulosa	Celanese	\$2.00 Kg granulado
		\$2.70 Kg láminas
Acetato de Celulosa	Importaciones Provo	\$5.60 Kg polvo
Acetato de Celulosa	Chemical Marketing Reporter L.A.B.	\$2.30 Kg polvo
Acetona	Alquimia Mexicana S. de R. L.	\$1.10 lt. químicamente pura
Acetona	Merck	\$3.00 lt. químicamente pura
Acetona	Chemical Marketing Reporter L.A.B.	\$0.40 lt. grado técnico
Formamida	Basf Mexicana S.A.	\$0.55 Kg + flete Veracruz
Formamida	Merck	\$14.00 lt.
Formamida	Chemical Marketing Reporter L.A.B.	\$0.70 Kg

NOTA: A los precios debe agregarse el 10% de I.V.A.

TABLA No. 4

DEMANDA: 1985

Producción anual (12,822 m<sup>2</sup> de membrana)  
1513 cartuchos de 7.5 m<sup>3</sup> de agua diario.

MATERIA PRIMA	PRECIO (Dlrs.)	CANTIDAD POR m <sup>2</sup>	IMPORTE m <sup>2</sup>	IMPORTE ANUAL (Dlrs.)
Acetato de Celulosa	\$6.40 Kg	0.144 Kg	\$0.90	\$11,860.00
Formamida	\$16.10 lt	0.644 lt	\$1.00	\$13,270.00
Acetona	\$3.50 lt	0.334 lt	\$1.10	\$14,809.00
COSTO TOTAL DE MATERIA PRIMA 100% DE RENDIMIENTO:			\$3.00	\$39,939.00
COSTO TOTAL DE MATERIA PRIMA 50% DE RENDIMIENTO:			\$6.00	\$79,878.00
OTROS MATERIALES	PRECIO (Dlrs.)	CANTIDAD POR m <sup>2</sup>	IMPORTE m <sup>2</sup>	IMPORTE ANUAL (Dlrs.)
Cemento Uretano	\$25.00 lt	1.0 lt	\$25.00	\$28,387.00
Tubo PVC	\$2.00 pza	1.0 pza	\$2.00	\$3,028.00
Reactivos Diversos (Formol, Glic.)	\$11.50 lt	0.2 lt	\$2.30	\$28,098.00
Plástico reforzado c/fibra de vidrio	\$5.00 m <sup>2</sup>	0.314 m <sup>2</sup>	\$1.60	\$2,375.00
Soporte y separador	\$1.60 m <sup>2</sup>	2.40 m <sup>2</sup>	\$3.90	\$43,685.00
Antitelescopio	\$2.00 pza	2.00 pza	\$4.00	\$6,052.00
Acc. Interconector	\$0.50 pza	1.00 pza	\$0.50	\$756.50
O-ring	\$0.50 pza	2.00 pza	\$1.00	\$1,513.00
COSTO TOTAL OTROS MATERIALES 100% DE RENDIMIENTO:			\$8.70 m <sup>2</sup>	\$111,874.00
COSTO TOTAL OTROS MATERIALES 50% DE RENDIMIENTO:			\$9.60 m <sup>2</sup>	\$123,061.00

TABLA No. 5

DEMANDA: 1990

Producción anual (15,389 m<sup>3</sup>/día = 17,390 m<sup>3</sup> de membrana)  
2,052 cartuchos de 7.5 m<sup>3</sup> de agua diario.

MATERIA PRIMA	PRECIO (Dls.)	CANTIDAD (Kg.)	IMPORTE TOTAL (Dls.)
Acetato de Celulosa	\$6.40 Kg	2,504	\$18,026.00
Formamida	\$16.10 lt	1,113	\$17,919.00
Acetona	\$3.50 lt	5,808	\$20,328.00
COSTO TOTAL DE MATERIA PRIMA 100% DE RENDIMIENTO:			\$54,273.00
COSTO TOTAL DE MATERIA PRIMA 50% DE RENDIMIENTO:			\$108,546.00

DEMANDA: 2000

Producción anual (23,474 m<sup>3</sup>/día = 26,526 m<sup>3</sup> de membrana)  
3,130 cartuchos de 7.5 m<sup>3</sup> de agua diario.

MATERIA PRIMA	PRECIO (Dls.)	CANTIDAD (Kg.)	IMPORTE TOTAL (Dls.)
Acetato de Celulosa	\$6.40 Kg	3,820	\$24,448.00
Formamida	\$16.10 lt	1,698	\$27,338.00
Acetona	\$3.50 lt	8,860	\$31,010.00
COSTO TOTAL DE MATERIA PRIMA 100% DE RENDIMIENTO:			\$82,796.00
COSTO TOTAL DE MATERIA PRIMA 50% DE RENDIMIENTO:			\$165,592.00

### IV.3 ESTIMACION DE COSTOS.

#### IV.3.a COSTOS FIJOS.

La estimación de los costos fijos involucrados en el proceso de fabricación es una estimación muy preliminar ya que no se domina completamente la Tecnología de Producción Comercial; los conceptos involucrados son en un aspecto muy general los que se enumeran en las siguientes páginas y en donde se hace referencia a su estimación. El esquema del proceso de fabricación de elementos desaladores en forma general se presenta en el apéndice 1.

##### 1. LOCAL:

Renta 1,000 m<sup>2</sup> \* \$0.40/m<sup>2</sup> al mes \* 12 meses = \$4,800.00

##### 2. PERSONAL:

(1) Gerente General	\$1,750.00 x 12	= \$21,000.00
(1) Administrador	\$1,000.00 x 12	= \$12,000.00
(1) Gerente de Ventas	\$750.00 x 12	= \$9,000.00
(1) Ingeniero Producción	\$750.00 x 12	= \$9,000.00
(2) Secretaria	\$350.00 x 12 x 2	= \$8,400.00
(1) Intendente	\$250.00 x 12	= \$3,000.00
(2) Técnicos	\$800.00 x 12 x 2	= \$12,000.00
(3) Obreros	\$300.00 x 12 x 3	= \$10,800.00

---

\$85,200.00

##### 3. DEPRECIACION Y AMORTIZACION.

0.10 de la inversión fija = 0.10 x \$100,000.00 = \$10,000.00

##### 4. VARIOS.

Agua, Luz, Teléfono, Papel, etc. = \$250.00 x 12 = \$3,000.00

TOTAL COSTOS FIJOS:

\$103,100.00

IV.3.b COSTOS VARIABLES.

De la misma manera se presentan los conceptos que forman los costos variables y las bases para la estimación.

ESTIMACION DE COSTOS VARIABLES.

Producción mensual 1,069 m<sup>2</sup> de membrana, 126 cartuchos.

ENERGIA ELECTRICA

EQUIPO	POTENCIA (Kw)	HORAS DE TRABAJO	UNIDADES	IMPORTE POR M <sup>2</sup>	IMPORTE ANUAL (Dls.)
Enfriador de agua.	5.73	18	1	0.0024	\$31.00
Calentador de agua.	7.55	2	1	0.000355	\$5.00
Bomba extractora.	0.1865	18	1	0.00008	\$1.00
Mezclador rodillos.	0.1865	360	1	0.00355	\$46.00
Bomba agua fria.	0.1865	18	1	0.00008	\$1.00
Bomba agua caliente.	0.1865	2	1	0.00001	\$0.13
Banda transportadora.	0.1865	18	1	0.00008	\$1.00
Enrolladores.	0.1865	18	5	0.000385	\$5.00
TOTAL:				0.00634	\$90.13

Base: \$0.025/KwH

AGUA

NECESIDADES	CANTIDAD M <sup>2</sup> /MES.	IMPORTE POR M <sup>2</sup>	IMPORTE ANUAL. (Dols.)
Agua fría.	6.84	0.00048	6.15
Agua caliente	0.200	0.000015	0.18
TOTAL:		0.000495	6.33

Base: \$0.075/m<sup>2</sup>

ESTIMACION DEL CONSUMO DE ENERGIA ELECTRICA Y AGUA.

ENERGIA ELECTRICA.

- Consumo por enfriamiento de agua.

Considerando que se enfriarán inicialmente 100 litros de agua y que la concentración del reactivo usado en el proceso como aditivo (formamida), no debe exceder del 1% en concentración en el agua, para no afectar el proceso, se tiene el siguiente balance:

Si la cantidad de formamida por m<sup>2</sup> de membrana que se produce es de 0.064 litros, y se espera producir 12,822 m<sup>2</sup> de membrana en 1 año, con una producción por mes de 1,069 m<sup>2</sup>, entonces se utilizarán:

$$0.064 \text{ lt formamida/m}^2 * 1,069 \text{ m}^2 = 68.42 \text{ lts formamida/día.}$$

$$\frac{68.42}{0.01} = 6,842 \text{ lts. de agua necesarios para no exceder en 1\% la concentración de formamida.}$$

Si se considera que teóricamente 1 tonelada de refrigeración necesita una potencia de aproximadamente 1 HP, y se tienen que enfriar 6,842 lts., por lo que se consumirían 6.8 HP al mes por concepto de enfriamiento de agua.

- Consumo por calentamiento de agua.

Se considera que el tratamiento térmico se llevará a efecto en un recipiente con una capacidad de 100 lts. de agua en el cual se depositaría la membrana enrollada sobre un rodillo. La energía que se necesitaría para el calentamiento de 25°C hasta 80°-90°C, en una hora sería:

$$100 \text{ Kg. de agua} \times 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \times (90-25)^\circ\text{C} = 6,500 \text{ Kcal/hr} \\ = 7.55 \text{ Kwh}$$

Se considera realizar esta operación 2 días al mes.

#### CONSUMO DE ENERGIA DE OTROS EQUIPOS.

##### Bomba extractora para disolventes (1)

Horas de trabajo por mes 18 Hrs

Potencia 1/4 HP - 186.5 Watts

$$0.1865 \text{ Kw} \times 18 \text{ hr.} \times \$0.025/\text{Kwh} = \$0.0839/\text{mes} = \$0.00008/\text{m}^2$$

##### Bomba de agua fría (1)

Horas de trabajo por mes 18 Hrs

Potencia 1/4 HP - 186.5 Watts

$$0.1865 \text{ Kw} \times 18 \text{ hr.} \times \$0.025/\text{Kwh} = \$0.0839/\text{mes} = \$0.00008/\text{m}^2$$

##### Bomba de agua caliente (1)

Horas de trabajo por mes 2 Hrs

Potencia 1/4 HP - 186.5 Watts

$$0.1865 \text{ Kw} \times 2 \text{ hr.} \times \$0.025/\text{Kwh} = \$0.009325/\text{mes} = \$0.00001/\text{m}^2$$

Agitador de rodillos (1)

Horas de trabajo por mes 360 Hrs

Potencia 1/4 HP - 186.5 Watts

$$0.1865 \text{ Kw} \times 360 \text{ hr.} \times \$0.025/\text{KwH} = \$1.67/\text{mes} = \$0.0035/\text{m}^2$$

Rodillos enrolladores (5)

Horas de trabajo por mes 18 Hrs

Potencia 1/4 HP - 186.5 Watts

$$0.1865 \text{ Kw} \times 18 \text{ hr.} \times 5 \times \$0.025/\text{KwH} = \$0.4196/\text{mes} = \$0.000385/\text{m}^2$$

Banda transportadora (1)

Horas de trabajo por mes 18 Hrs

Potencia 1/4 HP - 186.5 Watts

$$0.1865 \text{ Kw} \times 18 \text{ hr.} \times \$0.025/\text{KwH} = \$0.0839/\text{mes} = \$0.00008/\text{m}^2$$

El importe por concepto de estos consumos se incluye en el total e costos variables, y los consumos de energía eléctrica y agua para servicio general se hallan incluidos en el total de Costos Fijos.

**ESTIMACION DE COSTOS VARIABLES.**

**EMPAQUE:**

Precio unitario:                    \$1.50/caja

Cantidad:                            700 pza.

Total anual:                        \$1,050.00

**MANTENIMIENTO (10% de la Inversión Fija):**

0.10 x \$100,000.00 = \$10,000 anuales

REFACCIONES (2.5% de la Inversión Fija):

$0.025 \times \$100,000.00 = \$2,500.00$  anuales

#### IV.4 INDICADORES PRINCIPALES DE LA VIABILIDAD ECONOMICA.

##### IV.4.a. GRAFICA INGRESOS-EGRESOS.

Con los totales de Costos Fijos y Costos Variables y el precio de venta total de los elementos que integran la demanda se realizó la gráfica de Ingresos-Egresos. Gráficas 1 y 2 contenidas en el apéndice III. El valor tomado como base para el precio de venta es de \$294.00 Dlls., que es el precio de venta en E.U., L.A.B., de un elemento desalador de 7.5 m<sup>3</sup>/día de capacidad de desalación, de 4" de diámetro y 1 metro de longitud, que son las especificaciones que se toman como base para la producción de elementos desaladores en el país.

Del total de la suma de costos fijos y variables (costo total), se obtiene que el costo de producción de cada elemento desalador con las especificaciones arriba anotadas es de \$218.00 (sin incluir pago de regalías al extranjero), y de \$248.00 (incluyendo regalías).

##### IV.4.b EQUILIBRIO Y SENSIBILIDAD.

Los cambios en el punto de equilibrio de una condición a otra debido a cambios en el precio del cartucho o aumento en la producción de elementos son fácilmente detectados, así como sus consecuencias, en las gráficas 1 y 2 mostradas en el apéndice IV. La utilidad señalada se considera un 50% de la utilidad bruta.

##### IV.4.c INDICADORES.

Las relaciones mostradas en las páginas siguientes están con cifras que determinan la productividad de factores productivos en forma microeconómica, sin dejar de considerar las consecuencias

macroeconómicas, al instalar una empresa fabricante de elementos desaladores en el país.

#### Indicadores Macroeconómicos (sin considerar pago de regalías).

$$\text{Productividad} = \frac{\text{Valor del producto}}{\text{Costo de los factores utilizados en su obtención}} = \frac{294}{218} = 1.35$$

$$\text{Rentabilidad de la inversión antes de impuestos.} = \frac{\text{Utilidad bruta}}{\text{Inversión de capital fijo.}} = \frac{115,000}{100,000} = 1.15$$

$$\text{Rentabilidad del capital total antes de impuestos.} = \frac{\text{Utilidad bruta}}{\text{Inversión de capital fijo + Capital circulante}} = \frac{115,000}{300,000} = 0.38$$

$$\text{Utilidad de venta por peso invertido} = \frac{\text{Valor de ventas anuales}}{\text{Inversión de capital fijo.}} = \frac{445,000}{100,000} = 4.45$$

$$\text{Utilidad por peso de venta} = \frac{\text{Utilidades brutas}}{\text{Valor de ventas anuales}} = \frac{115,000}{445,000} = 0.26$$

#### Indicadores Macroeconómicos.

$$\text{Divisas gastadas por dólar invertido.} = \frac{\text{Importaciones de materiales}}{\text{Inversión de capital fijo}} = \frac{80,000}{100,000} = 0.80$$

$$\text{Ahorro de divisas por dólar invertido.} = \frac{445,000 - 80,000}{100,000} = 3.65$$

$$\text{Ahorro de divisas por dólar gastado en la importación inicial.} = \frac{\text{Ahorro de importaciones}}{\text{Importación de materiales}} = \frac{445,000}{80,000} = 5.56$$

## ANALISIS DE RESULTADOS

## BASES PARA LA ESTIMACION DE COSTOS EN EL ESTUDIO.

Al realizar este estudio se sentaron bases para estimar los diferentes conceptos contenidos en el mismo. Las más importantes son las siguientes, las cuales se justifican a lo largo del desarrollo del estudio.

(Todos los costos manejados en este estudio son en dólares, debido a la estabilidad de esta moneda).

- Demanda Estimada: Inventario Nacional de Plantas Desaladoras, 100% de productividad. Índice de crecimiento 10% lineal (simple).
- Demanda Total: Incluye agua salobre y agua de mar, cifras redondeadas en la obtención de costos por producción.
- Demanda por reposición: 33% anual (o vida útil de 3 años).
- Tipo de membrana a fabricar: Acetato de Celulosa, asimétrica, configuración espiral.
- Materias Primas: Acetato de Celulosa (30% peso), Formamida (15% peso), Acetona (55% peso), grado químicamente puro, rendimiento 50%.
- Elemento Desalador a Fabricar: 7.5 m<sup>3</sup>/día, precio de \$694.00 Dlls. por elemento (\$39.00 Dlls. por m<sup>3</sup> de agua desalada), L.A.B. fabricante de E.U.
- Medidas del Elemento: 4" (10 cm) de diámetro, 1 m de largo, superficie de 8.5 m<sup>2</sup> de membrana activa por elemento.
- Vida Util de las membranas: 3 años.
- Productividad en relación com m<sup>3</sup> y Kg. de membrana:
  - 1 m<sup>3</sup> de agua desalada por 1.13 m<sup>2</sup> de membrna.
  - 1 m<sup>3</sup> de agua desalada por 0.163 Kg. de membrana.

- Tarifas de servicios: \$0.025 por KWH, \$0.075 por m<sup>3</sup> de agua.
- Tasa de depreciación y amortización: 10% de inversión total.
- Costos fijos varios: 3% de inversión fija.
- Inversión Fija estimada en: \$100,000.00 Dlls.
- Capital de Trabajo: 3 meses costos totales \$82,500.00 Dlls.
- Gastos de preinversión: \$25,000.00 Dlls.
- Inversión Total: \$207,500.00 Dlls.
- Regalías: (en caso de comprar tecnología al extranjero), 10% de las Ventas Totales.
- Precio de Venta Constante: (cotizado L.A.B., E.U, 1991)

Elemento de 10 cm de diámetro y 100 cm de largo, con capacidad de 7.5 m<sup>3</sup> diarios.

ANO 1992.

- Demanda de Capacidad por Instalar: 2,450 m<sup>3</sup> por día.
- Demanda de Capacidad por Reponer: 8,897 m<sup>3</sup> por día.
- Demanda Total: 11,347 m<sup>3</sup> por día.
- Tipo de Membrana:

Composición: Acetato de Celulosa.

Estructura: Asimétrica, 0.10 mm de espesor, soportada.

Configuración: Espiral.

ESTIMACION PRELIMINAR DE LA DEMANDA NACIONAL DE MEMBRANAS.

Indicadores Microeconómicos (considerando el pago de regalías).

$$\text{Productividad} = \frac{\text{Valor del producto}}{\text{Costo de los factores utilizados en su obtención}} = \frac{294}{248} = 1.18$$

$$\text{Rentabilidad de la inversión antes de impuestos} = \frac{\text{Utilidad bruta}}{\text{Inversión de capital fijo}} = \frac{70,000}{100,000} = 0.70$$

$$\text{Rentabilidad del capital total antes de impuestos} = \frac{\text{Utilidad bruta}}{\text{Inversión de capital fijo + Capital circulante}} = \frac{70,000}{300,000} = 0.23$$

$$\text{Utilidad de venta por dólar invertido} = \frac{\text{Valor de ventas anuales}}{\text{Inversión de capital fijo}} = \frac{445,000}{100,000} = 4.45$$

$$\text{Utilidad por dólar de venta} = \frac{\text{Utilidades brutas}}{\text{Valor de ventas anuales}} = \frac{70,000}{445,000} = 0.15$$

**Indicadores Macroeconómicos (incluyendo el pago de regalías).**

$$\text{Divisas gastadas por dólar invertido} = \frac{\text{Importaciones de materiales}}{\text{Inversión de capital fijo}} = \frac{80,000}{100,000} = 0.80$$

$$\text{Ahorro de divisas por dólar invertido} = \frac{445,000 - 80,000}{100,000} = 3.65$$

$$\text{Ahorro de divisas por dólar gastado en la importación inicial} = \frac{\text{Ahorro de importaciones}}{\text{Importación de materiales}} = \frac{445,000}{80,000} = 5.56$$

En la Tabla No. 6 (Pág. 129) se muestran las estimaciones de demanda actual, y una proyección a 5 años, expresados en capacidad desaladora, en unidades físicas y en importe y otras bases simplificadoras.

TABLA No. 6

DEMANDA DE MEMBRANAS EXPRESADA EN:	1985		1990		2000	
	AGUA SALOBRE	AGUA DE MAR	AGUA SALOBRE	AGUA DE MAR	AGUA SALOBRE	AGUA DE MAR
m <sup>3</sup> /día por desalar 1.13m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> /día	9,632	1,715	13,064	2,325	19,928	3,546
m <sup>2</sup> de mem- brana.	10,894	1,938	14,762	2,627	22,519	4,007
Kg. de mem- brana.	1,570	278	2,219	379	3,248	578
Kg. de car- tucho.	10,499	1,869	14,240	2,534	21,722	3,865
Importe por importación (en fábrica)	375,648	66,885	509,496	90,675	777,192	138,294
Potencial de ahorro bruto de divisas *	442,553		600,171		915,486	

\* Sin restar el importe por concepto de importación de materias primas.

**INSUMOS MATERIALES.**

Los reactivos se ofrecen en un grado químicamente puro.

Tabla No. 7. Pág. 130.

Tomando en cuenta lo anterior se obtuvo que el importe de materia prima por m<sup>2</sup> de membrana con un rendimiento del 100% es de \$3.10 Dlls, lo cual se muestra en la Tabla No. 7, el cual también muestra los precios de otros materiales que se utilizan en el ensamble del elemento desalador.

**TABLA No. 7**  
**RELACION DE COSTOS DE MATERIAS PRIMAS.**

MATERIA PRIMA	CANTIDAD POR M <sup>2</sup> DE MEMBRANA
Acetato de celulosa	0.144 Kg.
Formamida	0.064 lts.
Acetona	0.334 lts.

**PRECIOS UNITARIOS:**

	PRECIO UNITARIO (GRADOS TECNICOS) MATERIALES MAS BAJOS COTIZADOS	IMPORTE (DOLARES)
Acetato de Celulosa.	\$2.18 por Kg.	\$0.31
Formamida	\$1.80 por lt.	\$0.11
Acetona	\$1.29 por lt.	\$0.43
<b>TOTAL:</b>		<b>\$0.85</b>

	PRECIO UNITARIO (GRADO QUIMICAMENTE PURO) MATERIALES MAS ALTOS COTIZADOS	IMPORTE (DOLARES)
--	---	----------------------

Acetato de Celulosa	\$6.43 por Kg.	\$0.92
Formamida	\$16.11 por lt.	\$1.03
Acetona	\$3.46 por lt.	\$1.15
	<b>TOTAL:</b>	<b>\$3.10</b>

	PRECIO UNITARIO (GRADOS TECNICOS) COTIZADOS LAB. E.U.	IMPORTE (DOLARES)
--	---	----------------------

Acetato de Celulosa	\$2.29 por Kg.	\$0.32
Formamida	\$0.83 por lt.	\$0.05
Acetona	\$0.43 por lt.	\$0.14
	<b>TOTAL:</b>	<b>\$0.51</b>

BASES: - Formulación Acetato de Celulosa 30%, Formamida 15%,  
Acetona 55%.

100% rendimiento de materiales. Producción 1 m<sup>2</sup> de membrana.

**OTROS MATERIALES**

MATERIALES	PRECIO UNITARIO	CANTIDAD POR CARTUCHO.	IMPORTE (Dllos.)
Cemento de Uretano.	\$25.00 por lt.	0.10 lt.	\$2.50/1.13m <sup>2</sup>
Tubo de PVC	\$2.00 por pza.	1 cartucho	\$2.00/cartucho
Materias diversas (Glic., Formol)	\$11.50 por lt.	0.20 lt.	\$2.30/1.13m <sup>2</sup>
Antitelescopio	\$2.00 por pza.	2 pza.	\$4.00/cartucho
Acc. Interconector	\$0.50 por pza.	1 pza.	\$0.50/cartucho
O-ring.	\$0.50 por pza.	2 pza.	\$1.00/cartucho
Plástico reforzado con fibra de vidrio (1.5 mm espesor)	\$5.00 por m <sup>2</sup>	0.60 m <sup>2</sup>	\$1.57/cartucho
Soporte y separador	\$1.60 por m <sup>2</sup>	2.40 m <sup>2</sup>	\$3.85/1.13m <sup>2</sup>

## ESTIMACION DE COSTOS.

Se opta por presentar datos a fechas actuales en dólares. Tabla No. 8 (Pág. 136).

La gráfica de ingresos-costos, Figura No. 30 (Pág. 134), nos muestra la relación que guardan los costos fijos y variables para diferentes producciones de elementos y el precio de venta. Esta sensibilidad nos muestra que para una producción de 1,513 elementos, que es la demanda estimada y un precio de \$294.00 Dlls. por elemento desalador (precio L.A.B.), E.U.), se tendría una venta de \$445.00 Dlls. y una utilidad bruta para el primer año de producción de \$115,000.00 Dlls.

Este aspecto también se muestra en la gráfica de de la Figura No.31 (pp 135), agregados otros casos en los que se ha aumentado el precio en un 25% y un 50%, teniendo respectivamente las siguientes utilidades brutas: \$225,000.00 y \$335,000.00 Dlls., esto sin variar la producción de 1,513 elementos.

Como se muestra en la gráfica de la Figura No. 32 (Pág. 138), la línea de costos variables es proporcional a la producción y la línea de costos fijos no varía.

**FIGURA No. 30 FABRICACION NACIONAL DE MEMBRANAS VIABILIDAD ECONOMICA**

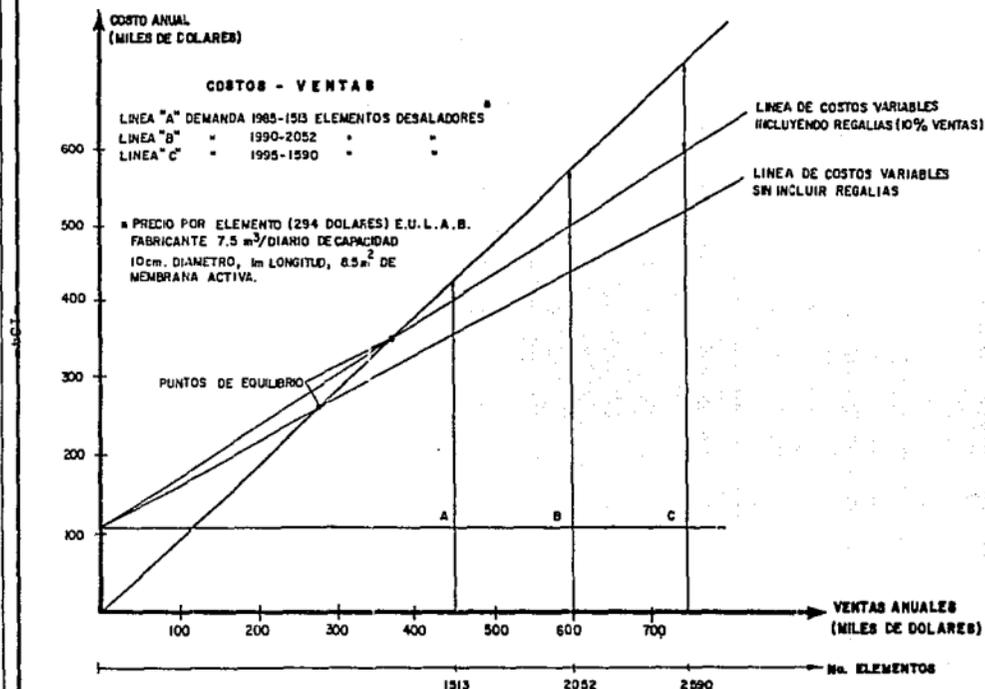
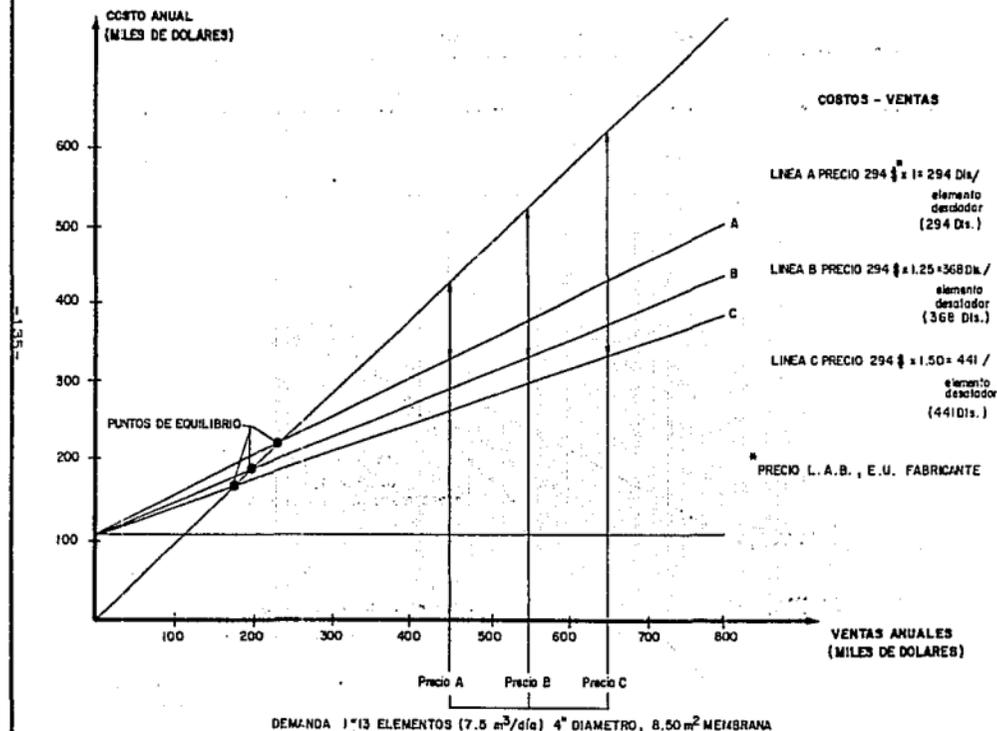


FIGURA N.º 31 FABRICACION NACIONAL DE MEMBRANAS VIALIDAD ECONOMICA



**TABLA No. 8  
COSTOS VARIABLES**

CONCEPTO	IMPORTE ANUAL (Dlrs.)
Materia prima.	\$79,881.00
Otros materiales.	\$123,061.00
Energía eléctrica.	\$72.30
Agua	\$6.30
Empaque	\$1,050.00
Mantenimiento	\$10,000.00
Refacciones	\$2,500.00
<b>TOTAL:</b>	<b>\$216,571.00</b>

**COSTOS FIJOS.**

CONCEPTO	IMPORTE ANUAL (Dlrs.)
Local.	\$4,800.00
Personal (mano de obra).	\$85,200.00
Depreciación y amortización.	\$20,750.00
Varios.	\$3,000.00
<b>TOTAL:</b>	<b>\$113,750.00</b>

Costo total (sin considerar regalías): \$330,321.00

1,513 elementos desaladores demanda.

Costo por elemento: \$218.00 Dlrs.

## TECNOLOGIA EXTRANJERA.

Considerando la posibilidad de que la tecnología se comprara, el concepto por regalías (10% de las ventas totales), se adiciona como un renglón más dentro de los costos variables.

Regalías:  $0.10 \times \$445,000.00 = \$44,500.00$

Costos variables:  $\$216,571.00 + 44,500.00 = \$261,071.00$

Costo total:  $\$261,071.00 + \$113,750.00 = \$374,821.00$

Costo por elemento:  $\$248.00$

## INDICADORES DE VIABILIDAD ECONOMICA.

Los indicadores desarrollados para examinar la viabilidad económica muestran un desarrollo tanto microeconómico como macroeconómico satisfactorio.

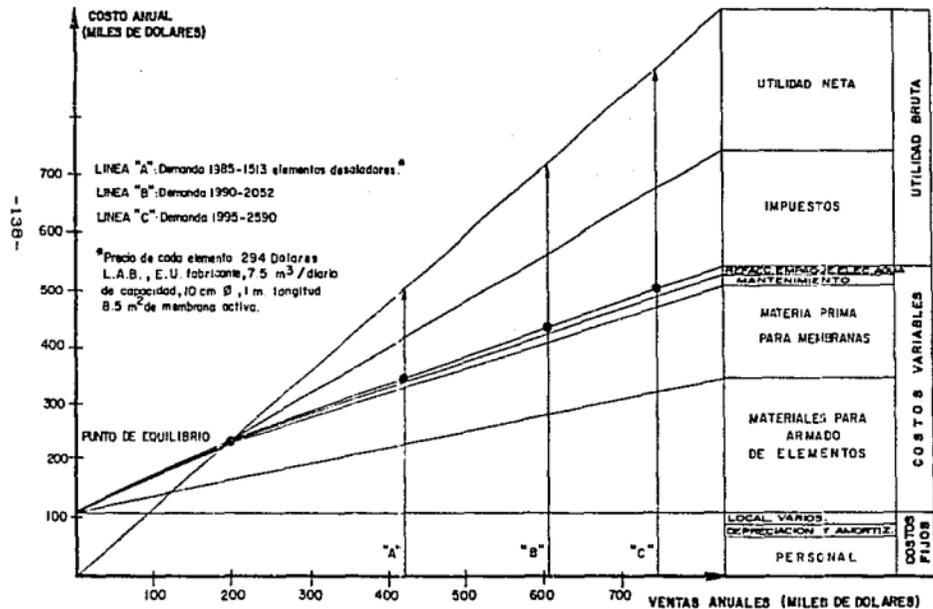
Esto se puede ver en el caso de rentabilidad de la inversión, cuyos porcentajes para diferentes años se da enseguida:

### Rentabilidad de la Inversión Total (sin incluir regalías).

#### Después de impuestos.

ANO	RENTABILIDAD
1985	28%
1987	31%
1990	48%
1995	63%

**FIGURA No. 32 FABRICACION NACIONAL DE MEMBRANAS VIABILIDAD ECONOMICA COSTOS-VENTAS**



Rentabilidad de la Inversión Total (incluyendo regalías).

Después de impuestos.

AÑO	RENTABILIDAD
1985	17%
1990	33%
1995	47%

Por otra parte los efectos de beneficio macroeconómico tangibles son: ahorro de divisas, independencia de otros países y creación de empleos.

**AHORRO DE DIVISAS:**

Satisfacción de la demanda:	\$445,000.00
(menos) Importación de materia prima:	\$80,000.00
(menos) Pago de regalías al extranjero:	\$45,000.00
Total:	\$320,000.00

Número de empleos generados: 12

La gráfica de la Figura No. 30 (Pág. 134), muestra la estructura básica de costos y la relación costo-venta, a precio de venta constante \$244.00 Dfls. por elemento de 7.5 m<sup>3</sup> diarios de capacidad.

La gráfica de la Figura No. 31 (Pág. 135), muestra la sensibilidad de la utilidad neta anual a la variación en precios de venta y al volumen de venta.

Destacan los siguientes puntos:

IMPORTE DE VENTA	UTILIDAD BRUTA	UTILIDAD NETA INVERSION	PRECIO VENTA L.A.B. E.U.
"A" \$445,000	\$115,000	0.28	f = 1.00
"B" \$555,000	\$215,000	0.53	f = 1.21
"C" \$665,000	\$330,000	0.79	f = 1.50

La gráfica de la Figura No. 32 (pp 138), muestra el efecto de pagar regalías (10% sobre las ventas).

UTILIDAD BRUTA: \$70,000.00

UTILIDAD NETA: \$35,000.00

Producción: 1,513 elementos con capacidad de 7.5 m<sup>3</sup>/día.

Demanda estimada.

La viabilidad económica de la Fabricación Nacional de Membranas puede apreciarse con las siguientes cifras estimadas:

INVERSION REQUERIDA:

Inversión fija estimada:	\$100,000.00
Capital de trabajo (3 meses de costos totales):	\$82,500.00
Gastos de preinversión:	\$25,000.00
TOTAL:	\$207,500.00

DEMANDA ANUAL:

Cantidad: 1,513 elementos, con capacidad de 7.5 m<sup>3</sup> diarios.

Precio unitario: \$244.00 Dlls. por elemento.

TOTAL: \$445,000.00

COSTOS ANUALES:

	(Sin incluir regalías)	(incluyendo regalías)
Fijos:	\$113,150.00	\$113,150.00
Variables:	\$217,171.00	\$281,071.00
TOTAL:	\$330,321.00	\$374,221.00

UTILIDAD NETA:

El punto de equilibrio para estas condiciones, se sitúa por abajo de las ventas estimadas, por lo que se espera una utilidad neta de:

\$57,500.00 (sin incluir regalías).

\$35,000.00 (incluyendo regalías).

PUNTO DE EQUILIBRIO:

	(sin incluir regalías)	(incluyendo regalías)
Ventas:	\$220,000.00	\$270,000.00
Producción:	748 elementos	918 elementos

INDICES RELACIONALES MAS IMPORTANTES:

> RENTABILIDAD DE LA INVERSION =  $\frac{\text{Utilidad Neta}}{\text{Inversión Total}}$

Sin pagar regalías:  $\frac{57,500.00}{207,500.00} = 0.28$

Pagando regalías:  $\frac{35,000.00}{207,500.00} = 0.17$

> AHORRO DE DIVISAS POR DOLAR INVERTIDO =  $\frac{\text{Ahorro de Divisas}}{\text{Inversión Total}}$

Sin pagar regalías:  $\frac{365,000.00}{207,500.00} = 1.75$

Pagando regalías:  $\frac{320,000.00}{207,500.00} = 1.54$

> AHORRO DE DIVISAS POR DOLAR INVERTIDO =  $\frac{\text{Ahorro de Divisas}}{\text{Inversión Fija}}$   
(Inversión Fija).

Sin pagar regalías:  $\frac{385,000.00}{100,000.00} = 3.65$

Pagando regalías:  $\frac{320,000.00}{100,000.00} = 3.20$

> INVERSION POR PERSONA EMPLEADA =  $\frac{\text{Inversión Total}}{\text{Personal Empleado}}$

$\frac{\$207,500.00}{12} = \$17,291.00$

$\frac{\text{Valor de la Producción Anual}}{\text{Inversión Total}} = \frac{\$445,000.00}{\$207,500.00} = 2.14$

$\frac{\text{Valor de la Producción Anual}}{\text{Inversión Fija}} = \frac{\$445,000.00}{\$100,000.00} = 4.45$

## ESTIMACION PRELIMINAR DE LA DEMANDA NACIONAL DE MEMBRANAS.

### INVENTARIO NACIONAL CLASIFICADO DE PLANTAS DESALADORAS.

Para llevar a cabo la estimación de la demanda, se consideró primeramente realizar un inventario de todas las plantas desaladoras instaladas en el país, clasificándolas de acuerdo a los siguientes:

- Por proceso de desalación.
- Por año de instalación.
- Por actividad económica de las comunidades a las que sirve.
- Por uso destinado al agua desalada.
- Por procedencia del equipo desalador.

Se obtuvo el total de la capacidad instalada bajo el proceso de ósmosis inversa para agua salobre y agua de mar.

Este inventario incluye datos de plantas instaladas por Comisión, Dirección e Instituto de Aguas Salinas, por PEMEX, CFE, e industria privada.

Se investigó en los anuarios de Comercio Exterior de la S.P.P., sobre la importación de módulos de ósmosis inversa (datos estadísticos) que no ofrecieron confiabilidad por falta de claridad en las fracciones.

Se consideraron dos componentes de demanda: una por reposición de membranas afectadas en las instalaciones y otra por crecimiento de la capacidad instalada (nueva instalación).

#### INSUMOS MATERIALES.

Se eligió entre los tipos de membranas comerciales, el tipo probablemente más factible de fabricar en el país.

Se investigó sobre composición, materias primas y demás materiales que conforman un elemento desalador. Se investigó también sobre las materias primas y sobre consideraciones generales de otros materiales involucrados.

Se investigaron proveedores y fabricantes de las materias primas para ver la disponibilidad de las mismas en el país.

Se pidieron cotizaciones y se consideraron alternativas de precios.

Se calculó el consumo unitario de materia prima y de los otros materiales para la producción de elementos desaladores.

#### ESTIMACION DE COSTOS.

Para esta estimación se consideró un elemento desalador a fabricarse.

Se analizaron los renglones que conformarían los costos fijos y se realizó una estimación de los mismos.

Para formar los costos variables se analizaron también los renglones que intervendrían y se establecieron los consumos de materia prima, otros materiales, agua y energía eléctrica.

## CONCLUSIONES

La capacidad de desalación por Osmosis Inversa instalada en México, es del orden de 25,000 m<sup>3</sup> diarios. El 60% de la capacidad está instalada con membranas en configuración fibra hueca de aramida asimétrica, y el 40% son membranas en configuración espiral de acetato de celulosa. El 85% de esta capacidad es para la desalación de agua salobre, y el 15% restante para agua de mar.

La demanda de membranas para desalación por Osmosis Inversa en México puede representar una salida de divisas de \$445,000.00 Dlls., integrándose esta demanda por los siguientes renglones:

- Por nueva instalación, capacidad de 2,450 m<sup>3</sup> diarios  
(Índice de crecimiento en la capacidad instalada 10%)
  - Por reposición de membranas 8,897 m<sup>3</sup> diarios.
- Total: \$39.00 Dlls./m<sup>3</sup>/diario de capacidad.

El potencial bruto para ahorro de divisas por fabricación de membranas para Osmosis Inversa es de \$445,000.00 Dlls., este potencial será el total si la materia prima es de origen nacional.

Los sobreprecios que predominan en el mercado interno no representan ahorro de divisas, ya que se emplean en transportes, impuestos y comisiones dentro del país.

Una demanda no existente actualmente, pero que puede adquirir gran importancia, es el uso de la Osmosis Inversa en el tratamiento de aguas residuales para su reuso, pero esto sólo cuando se superen los problemas legales existentes. No se prevé,

sin embargo, que tal demanda se presente de manera repentina, sino gradualmente y todavía a largo plazo.

El tipo de membrana que se toma como base en este estudio y sobre la cual están referidos los insumos materiales y sus respectivos precios es la membrana en configuración espiral de acetato de celulosa asimétrica.

De los precios cotizados de los reactivos que se utilizan como materia prima en la fabricación de las membranas, se tomaron los más altos, para dar un grado de seguridad al estudio en lo que respecta al renglón de costos de materia prima.

Los materiales utilizados en el ensamble del elemento desalador se encuentran fácilmente en el mercado nacional, lo que no sucede con la formamida y el acetato de celulosa, reactivos utilizados como materia prima, que de acuerdo a las especificaciones requeridas, no existe en el país.

El dominio aún incompleto de la tecnología de producción comercial de los elementos desaladores por Osmosis Inversa no permite hacer sino estimaciones muy generales de inversión requerida, de rendimientos de materiales y de costos de producción. Por otra parte el examen de la demanda estimada indica que los volúmenes fijos que se manejarían serían del orden de 36 m<sup>2</sup> diarios de membrana activa, unos 5 cartuchos terminados diarios. Esto induce a plantear una empresa con estructura mínima.

Un problema que se presenta para el análisis económico es el de la inestabilidad de precios y costos.

Los resultados expuestos se deben considerar como preliminares, ya que actualmente no se tiene asegurada una

tecnología completa. Se recomienda un estudio complementario acerca de la viabilidad tecnológica y la forma de obtenerla y mantenerla actualizada. Es éste un terreno que tiene inmenso dinamismo y que por lo tanto implica riesgos de obsolescencia tecnológica. Los dos aspectos, viabilidad económica y tecnológica deben compaginarse con un tercer aspecto: el de viabilidad corporativa.

Adelantando un poco sobre el aspecto corporativo, se hace notar que aún cuando el objetivo de establecer una Industria Nacional de Fabricación de Membranas es de gran atractivo para el país, queda todavía la tarea de competir con las compañías de renombre mundial que actualmente satisfacen el mercado de sistemas de Osmosis Inversa en el país, ampliando las garantías de calidad. Por otra parte lograr que los usuarios actuales de sistemas de Osmosis Inversa en el país, que en su mayor parte cuentan con membranas de fibra hueca y material aramida, acepten cambiar a membrana espiral de acetato de celulosa.

## APENDICES

## APENDICE I

DATOS SOBRE EQUIPO DE UNIDADES DESALADORAS DE AGUA DE MAR.

CENTRAL EN OPERACION	UNIDADES	CAPACIDAD	PROCESO	AÑO DE INSTALACION	UBICACION
C.T.Tijuana	4	10 m <sup>3</sup> /hr.c/u	Evaporación Instantánea.	1963	Rosarito, B.C.
	2	600 m <sup>3</sup> /hr.c/u	Evaporación Instantánea.	1959	Rosarito, B.C.
C.T.Guaymas II	1	15 m <sup>3</sup> /hr	Evaporación Instantánea.	1970	Guaymas, Son.
C.T.Guaymas II	2	15 m <sup>3</sup> /hr.c/u	Evaporación Instantánea	1973	Guaymas, Son.
	2	16 m <sup>3</sup> /hr.c/u	Evaporación Instantánea	1979	Guaymas, Son.
C.T.Topolobampo	1	11 m <sup>3</sup> /hr	Evaporación Instantánea	1963	Topolobampo, Sin.
C.T.Mazatlán II	2	11 m <sup>3</sup> /hr.c/u	Evaporación Instantánea	1976	Mazatlán, Sin.
	1	30 m <sup>3</sup> /hr	Evaporación Instantánea	1961	Mazatlán, Sin.
C.T.PuntaPrieta	2	5 m <sup>3</sup> /hr.c/u	Evaporación Instantánea	1979	La Paz, B.C.
C.T.Campeche	3	5 m <sup>3</sup> /hr.c/u	Evaporación Instantánea	1976-77	Lorea, Camp.
Suma:		17,232 m <sup>3</sup> /día.			

A FUTURO, DE ACUERDO CON EL PROGRAMA DE OBRAS E INVERSIONES DEL SECTOR ELECTRICO.

CENTRAL EN OPERACION	UNIDADES	CAPACIDAD	PROCESO	AÑO DE INSTALACION	UBICACION
C.T.Pto. Libertad	4	25 m <sup>3</sup> /hr.c/u	Evaporación Instantánea	1983-84	Pto. Libertad, Son.
C.T.Mazatlán II	1	30 m <sup>3</sup> /hr.	Evaporación Instantánea	1983	Mazatlán, Sin.
C.T.Xcarel	2	15 m <sup>3</sup> /hr.c/u	Evaporación Instantánea	1985-87	Pto. Morelos, Q.R.
C.T.Tuxpan	4	45 m <sup>3</sup> /hr.c/u	Evaporación Instantánea	1985-87	Topolobaapo, Sin.
C.T.A.L.Mateos	2	8 m <sup>3</sup> /hr.c/u	Evaporación Instantánea	1986-87	B.C.S.
C.T.Lázaro Cárdenas	4	45 m <sup>3</sup> /hr.c/u	Evaporación Instantánea	1987-89	Lázaro C., Mich.
C.T.Altamira	4	45 m <sup>3</sup> /hr.c/u	Evaporación Instantánea	1988-90	Altamira, Tamps.
C.T.Mazatlán II	1	45 m <sup>3</sup> /hr.	Evaporación Instantánea	1990	Mazatlán, Sin.

Suma: 6,729 m<sup>3</sup>día.

SISTEMAS DE DESLACION POR EL PROCESO DE OSMOSIS INVERSA.

CENTRAL EN OPERACION	UNIDADES	CAPACIDAD	FUENTE DE SUMINISTRO	AÑO DE INSTALACION	UBICACION
C.T.Tijuana	1	25 m <sup>3</sup> /hr.	Agua de Mar.	1981	Rosarito, B.C.
C.T.Río Bravo	1	3 m <sup>3</sup> /hr.	Agua de Pozo.	1975	Río Bravo, Tamps.
C.T.Monterrey	1	60 m <sup>3</sup> /hr.	Agua de Pozo	1980	Monterrey, N.L.
C.T.Río Escondido	1	100 m <sup>3</sup> /hr.	Agua de Pozo	1981	Río Escondido, Coah.
C.T.Huimilá	1	18 m <sup>3</sup> /hr.	Agua de Pozo	1982	Huimilá, N.L.
Suma:		4,944 m <sup>3</sup> /día.			

PLANTAS DESALADORAS.

CENTRAL EN OPERACION	UNIDADES	CAPACIDAD	FUENTE DE SUMINISTRO.	AÑO DE INSTALACION	UBICACION
C.T.Río Bravo.	1	70 m <sup>3</sup> /hr.	Agua de Pozo	1982	Río Bravo, Tamps.
C.T.Cd. Juárez.	1	70 m <sup>3</sup> /hr.	Agua de Pozo	1983	Cd. Juárez, Chih.
C.T.Cd. Lerdo.	1	60 m <sup>3</sup> /hr.	Agua de Pozo	1985	Cd. Lerdo, Dgo.
C.T.Río Escondido	1	120 m <sup>3</sup> /hr.	Agua de Pozo	1986	Río Escondido, Coah.
Suma:		7,860 m <sup>3</sup> /día.			

SISTEMAS DE OSMOSIS INVERSA INSTALADOS EN LA INDUSTRIA PRIVADA. Datos proporcionados por "Dow de México".

Septiembre de 1990

EMPRESA	PRODUCCION	UBICACION	USO	PROVEEDOR
Hules Mexicanos	654 m <sup>3</sup> /día.	Tampico, Tamps.	Ind.	Fluyd Systems.
Cervecería Cuauhtémoc	1,140 m <sup>3</sup> /día.	Tecate, B.C.H.	Ind.	Aquawex.
Coca-Cola	454 m <sup>3</sup> /día.	Capecho, Caap.	Ind.	Fluyd Systems.
Coca-Cola	227 m <sup>3</sup> /día.	Can cón, Q.R.	Ind.	Fluid Systems.
AHMSA	2,331 m <sup>3</sup> /día.	Minclova, Coah.	Ind.	Aquawex.
Química del Ray Industrial Peñoles	1,000 m <sup>3</sup> /día.	Coahuila, Coah.	Ind.	Polymetrics.
Química Fluor	680 m <sup>3</sup> /día.	Katanoros, Tamps.	Ind.	Puretit.
Gen de México La Presa	163 m <sup>3</sup> /día.	Edo. de México.	Ind.	Puretit.
Pita, S.A.	287 m <sup>3</sup> /día.	Mexicali, B.C.N.	Ind.	Fluid Systems.
Fanosa	624 m <sup>3</sup> /día.	Baja California.	Ind.	
Aquabaja	1,135 m <sup>3</sup> /día.	Mexicali, B.C.N.	Ind.	
General Motors	1,635 m <sup>3</sup> /día.	Saltillo, Coah.	Ind.	Ajax.
Chrysler	360 m <sup>3</sup> /día.	Saltillo, Coah.	Ind.	Polymetrics.
Zenith	163 m <sup>3</sup> /día.	Tampico, Tamps.	Ind.	Envirogenics.
General Mills	227 m <sup>3</sup> /día.	Tampico, Tamps.	Ind.	
Hotel Sol Caribe	200 m <sup>3</sup> /día.	Cozumel, Q.R.	Tur.	

## APENDICE I I

## PLANTAS DUPONT B-10

PLANTA No.	NOMBRE DE LA PLANTA	UBICACION		CAPACIDAD M3PD	TIPO DE AGUA DE ALIMENT. TDS		FECHA DE INICIO DE OPERACION	ESTADO ACTUAL
		ESTADO	PAIS					
00001	OCEAN CITY	NJ	USA	10.00			08/01/72	SH
00002	GHUMAIN TRADING		KUWAIT	1.60			/ /73	SH
00003	ILE DE HOJAT		FRANCE	1.00	S		06/01/74	SH
00004	ARVIN AUTOMATTO	FL	USA	1.00	S		12/01/74	SH
00005	B. A. S.		BERMUD	0.00		37,500	/ /	
	B.A.S.		BERMUD	7.00	S	37,500	01/01/74	OP
00007	ADMIRAL' ARMS		B.W.I.	5.30	S	92,000	/ /	OP
00017	U.S. NAVY	MD	USA	1.00	S		12/31/75	SH
00018	MITI		JAPAN	1.00	S	35,000	07/01/75	SH
00019	WRIGHTSVILLE	NC	USA	15.00			10/01/75	SH
00020	MITI		JAPAN	3.20	S	35,000	01/01/78	SH
00021	COHEX MARINE SE		SINGAP	2.00			03/01/78	OP
00022	COHEX MARINE SE		SINGAP	0.90			03/01/78	OP
00039	IMPERIAL OIL	AB	CANADA	1.00	S	15,000	01/01/78	SH
00041	PENNZOIL	TX	USA	9.00			12/01/78	OP
00042	MEXICAN GOVERN		MEXICO	2.00	S	36,000	12/31/76	OP
00043	U.B.F.		BANPAI	600.00	S	11,000	01/01/77	OP
00044	RAS AL HISAB		SAUDI	0.00			/ /	
00046	CONCHUS LAKE	NY	USA	0.00			/ /	
00047	COLUMBIAN GULF		MEXICO	2.80			04/01/77	OP
00049	PERMITT AUSTRA		AUSTRA	0.00			06/01/77	SU
00050	JARDINE OFFSHOR		SINGAP	5.00	S	33,000	04/01/76	SU
00051	JARDINE OFFSHOR		SINGAP	5.00	S	33,000	04/01/76	SU
00053	CAND ISLAND		COLUMB	5.1	S		07/01/77	OP
00055	COLUMBIAN GULF		MEXICO	2.80			08/01/77	OP
00057	COLUMBIAN GULF		MEXICO	2.80			10/01/77	OP
00058	RAYMOND INT'L		U.A.E.	150.00	S	400,000	10/01/77	OP
00059	PETER ISLAND		B.W.I.	8.00	S	33,000	07/01/77	SH
00061	TEKOPOTH WATER		ISHAEL	2.80	S		/ /	SH
00062	COLUMBIAN GULF		COLUMB	2.80			/ /	
00063	BAKERYN BERMUD		BERMUD	0.00		31,000	12/01/77	
00065	BYRUS CREEK HOT	VI	B.V.I.	10.00	S	40,000	02/01/78	OP
00067	43AA		MEXICO	10.00	S		07/01/78	OP
00068	SASAKURA		JAPAN	13.00	S	35,000	08/01/78	OP
00069	CSIR PILOT		NAMIBI	9.20	S	35,000	09/01/78	OP
00070	MCINTOSH (R&B)		INDONE	10.00	S		07/01/78	OP
00071	EGYPTIAN DRILLI		EGYPT	10.00	S		12/31/79	SH
00072	ROMAN DRILLING		MEXICO	6.20			10/01/78	OP
00073	AMINDIL		CF. MEX	5.00	S	35,000	11/01/77	OP
00074	COMPET BAY WEST	VI	USA	9.00	S	33,000	10/01/78	OP
00074	CONTINENTAL OIL		CF. MEX	10.00	S		01/01/79	OP
00077	EGYPTIAN DRILLI		EGYPT	6.30			/ /79	
00078	MORAN JACK-UP		MEXICO	10.00	S		03/01/79	OP
00079	MSV THORAS		ENGLAND	30.00	S		12/31/79	OP
00082	AMINDIL		CF. MEX	5.00	S		01/01/78	OP
00084	BORA BORA		AUSTRA	0.00			/ /	

## PLANTAS DUPONT B-10

PLANTA No.	NOMBRE DE LA PLANTA	UBICACION		CAPACIDAD MCPD	TIPO DE AGUA DE		FECHA DE INICIO DE OPERACION	ESTADO ACTUAL
		ESTADO	PAIS		ALIMENT.	TDS		
00085	PROCTOR & GAMBL	KY	USA	100.00	S		/ /	SH
00086	GRAND CAYMAN		BAHAMA	0.00			10/31/78	
00087	ST. CROIX TEST	VI	USVI	3.10	S	37,000	09/01/78	OP
00088	CADAFE		VENEZU	1,000.00	S		/ /	CU
00089	WEIR WESTGART		U.K.	0.00			/ /	SU
00090	BORA BORA		SOC. IS	0.00	S		11/01/78	CU
00098	PENROD (RIG 56)		ARAB G	10.00	S		05/01/79	OP
00099	PENROD (RIG 57)		ARAB G	10.00	S		05/01/79	OP
00100	JER WELL RIG 1		JAPAN	10.00	S		09/01/79	OP
00102	GOVT UTILITY		MADEIR	132.00			/ /	CU
00106	BAHIA ASUNCION		MEXICO	40.00	S	35,000	12/01/80	CU
00108	KYUSHU ELECTRIC		JAPAN	5.50	S	35,000	01/01/79	SH
00110	KALLENBERG		PORTUG	1.00	S		06/01/77	OP
00115			SINGAP	0.00			/ /	CU
00116	CHILEAN NAVY		CHILE	5.00	S	35,000	10/01/78	OP
00117	SUPERIOR OIL		GF. MEX	10.00	S		01/01/79	OP
00120			CANADA	0.00			/ /	
00123	SINGAPORE		SINGAP	0.00			/ /	
00124	TAIWAN		SINGAP	0.00			/ /	
00126	TEXAS A7H UNIVE	TX	USA	0.00			/ /	
00133	PORTO SANTO		MADEIR	132.00	S	35,000	04/01/80	OP
00135	BAKU		USSR	2,760.00	S	15,000	12/31/80	
00138	RAS AL MISHAB		SAUDI	0.00			/ /	
00147	TRNS WLD ORLG 1		SINGAP	10.00	S		08/01/79	OP
00267	BINLADEN CO.		SAUDI	14.00	S		01/01/78	
00280	CADAFE		VENEZU	0.00			04/29/79	
00285	CHRIS SEEGER		INDONE	10.00	S		12/31/79	
00288	PLATFORM		GF MEX	1.50	S		12/31/79	
00289	PLATFORM		INDONE	0.10	S		12/31/79	
00414	WISSE		YUWAIT	294.00	S		01/01/81	
00700	CONCHOS LAKE	NM	USA	30.00	S	9,000	04/01/77	OP
00055	PETER IS. YAC. CL	VI	BVI	15.00	S		07/01/79	OP
00791	TANZANIA PETROL		TANZAN	8.00	S	35,000	02/01/77	OP
00054	WEST INDIES LAB	VI	USVI	0.00			/ /	
00055	HITACHI SHIP		SAUDI	10.00	S	35,000	/ /	SH
00070	VILLAGE MEG 1	CA	USA	7.80	S		01/01/79	
00092	KEY WEST	FL	USA	3,000.00	S		12/01/80	CU
00022	NOAH WATER SYS.	CA	USA	5.00			11/28/79	OP
00032	VILLAGE MEG	CA	USA	5.20			12/01/78	
00033	PRINCESS CRUISE		AUSTRA	6.00	S		03/01/79	
00001	BEND RESEARCH	OR	USA	3.00			/ /	
00002	WELCH ALLYN	NY	USA	0.00			/ /	
00003	NOAH WATER SYS.	CA	USA	5.00	S		11/01/79	OP
00004	SEDCO J		N. SEA	15.00	S		03/01/79	
00005	SEDCO J		N. SEA	15.00	S		03/01/80	
00006	BOAIS IN701		CARIBB	0.30	S		01/01/79	
00007	SEDCO H		BRAZIL	15.00	S		03/01/80	OP

PLANTAS DUPONT B-10

PLANTA No.	NOMBRE DE LA PLANTA	UBICACION ESTADO PAIS	CAPACIDAD MGGP	TIPO DE AGUA DE ALIMENT. TDS	FECHA DE INICIO DE OPERACION	ESTADO ACTUAL
00008	WALTER'S CAY	BAHAMA	25.00	S	03/01/80	OP
00009	P.M. LTD	BERMUD	1.50	S	01/01/80	OP
00020	OFF SHORE 111	ARAB G	15.00	S	09/01/80	CU
00021	OFF SHORE 121	ARAB G	15.00	S	09/01/80	CU
00022	SEDCO	N. SEA	20.00	S	12/01/80	CU
00023	OMCO	INDIA	10.00	S	09/01/80	CU
00024	BAKERY IN MEMPH	BERMUD	1.50	S	18/01/77	OP
00025	WODECO	TAIWAN	10.00	S	09/01/79	OP
00024	JAPAN DRILLING	ARAB G	40.00	S	08/01/80	CU
02017	MARLIN DRILING 1	GF MEX	10.00	S	/ /	CU
02018	MARLIN DRILING 2	GF MEX	10.00	S	/ /	CU
02019	TENS WLD DRIG 2	ARAB G	10.00	S	03/01/81	CU
02020	CANADIAN NAVY	EC CANADA	10.00	S	/ /	OP
02021	OIL RIG	N. SEA	5.00	S	/ /	CU
02022	TOTAL NCP-01	N. SEA	7.50	S	08/01/79	OP
02023	VILLAGE MFG-2	CA USA	5.20	S	12/01/78	
02024	VILLAGE MFG-3	CA USA	5.20	S	01/01/79	
02025			5.20	S	01/01/79	
02026	VILLAGE MFG-5	CA USA	5.20	S	01/01/79	
02027	VILLAGE MFG-6	CA USA	5.20	S	12/31/79	
02028	VILLAGE MFG-7	CA USA	5.20	S	12/31/79	
02029	VILLAGE MFG-8	CA USA	5.20	S	12/31/79	
02030	VILLAGE MFG-9	CA USA	5.20	S	12/31/79	
02031	VILLAGE MFG-10	CA USA	5.20	S	12/31/79	
02032	MUNDARE ALBERTA	AB CANADA	18.00	S	03/01/79	OP
02033	PHILLIPS SS	NORWAY	30.00	S	01/01/78	OP
02034	REGIONAL ENDEAV	AUSTRA	10.00	S	07/01/77	OP
02035	ROWAN DRILLING	MEXICO	10.00	S	10/01/78	OP
02034	ROWAN JUNEAU	LA USA	10.00	S	09/01/77	OP
02037	FELS JACK-UP	ARAB G	10.00	S	01/01/80	
02038	PLATFORM 280-C	GF MEX	5.00	S	12/31/79	CU
02039	KEY BISCAYNE	BRAZIL	10.00	S	12/31/79	
02040	JACK-UP	GF MEX	5.00	S	12/31/79	
02041	TRIDENT 5	ARAB G	10.00	S	01/01/80	
02042	JACK-UP	N. SEA	20.00	S	01/01/80	
02043	JACK-UP RIG I	EGYPT	10.00	S	01/01/80	
02044	JACK-UP RIG I	EGYPT	10.00	S	01/01/80	
02045	JACK-UP	GF MEX	5.00	S	01/01/80	
02046	RIG 455	GF MEX	10.00	S	12/31/79	
02047	REVOLUCION (DSP)	MEXICO	10.00	S	01/01/80	
02048	REVOLUCION (DSH)	MEXICO	10.00	S	01/01/80	
02049	REFORMA	MEXICO	10.00	S	01/01/80	CU
02050	REFORMA (DRLSHP)	MEXICO	10.00	S	01/01/80	CU
02051	JACK-UP RIG II	EGYPT	10.00	S	01/01/80	CU
02052	JACK-UP RIG II	EGYPT	10.00	S	01/01/80	CU
02053	PARIS-23	TX USA	10.00	S	/ /	

## PLANTAS DUPONT B-10

PLANTA No.	NOMBRE DE LA PLANTA	UBICACION		CAPACIDAD MGPD	TIPO DE	FECHA DE INICIO DE OPERACION	ESTADO ACTUAL
		ESTADO	PAIS		AGUA DE ALIMENT. TDS		
02054	MIDDLETON-22		S. AMER	10.00	S	/ /	
02055	TENDER #3		THAILA	15.00	S	11/01/79	
02056	PROTEXA CORA		MEXICO	30.00	S	09/01/79	
02057	PROTEXA CORA		MEXICO	30.00	S	09/01/79	
02058	SALEM OFF SHORE		SWEDEN	10.00	S	/ /	
02059	SALEM OFF SHORE		SWEDEN	10.00	S	/ /	
02060	DIAMOND	TX	USA	10.00	S	/ /	
02061	ADECO #5		CANADA	10.00	S	02/01/80	
02062	JEP WELL SERVIC	TX	USA	5.00	S	/ /	
02063	SAIPEN AGIP		ITALY	10.00	S	/ /	
02064	SANTA FE	TX	USA	10.00	S	/ /	
02065	GOTAVERKEN-AREN		SWEDEN	10.00	S	/ /	
02066	GOTAVERKEN-AREN		SWEDEN	10.00	S	/ /	
02067	PAGESSETTER 11		GF MEX	10.00	S	03/01/80	
02068	MARINE DRILLING		GF MEX	10.00	S	/ /	
02069	INTREPID # 17		GF MEX	10.00	S	03/01/80	
02070	SUN CONTRACTORS		NIGERI	0.50	S	04/01/80	
02071	SUN CONTRACTORS		NIGERI	0.50	S	04/01/80	
02072	JEP WELL SERVIC	TX	USA	10.00	S	10/01/80	
02073	BPIDAS		ARGENT	0.50	S	/ /	
02074	DOLPHIN # 14		SINGAP	10.00	S	/ /	
02075	ATWOOD OCEANICS		SINGAP	10.00	S	04/01/80	
02076	SUN CONTRACTORS		NIGERI	0.50	S	04/01/80	
02077	SUN CONTRACTORS		NIGERI	0.50	S	04/01/80	
02078	FLUOR DRILLING	TX	USA	10.00	S	/ /	
02079	SUN CONTRACTORS		NIGERI	0.50	S	04/01/80	
02080	SUN CONTRACTORS		NIGERI	0.50	S	04/01/80	
02081	GLOBAL MARINE 8		INDOHE	10.00	S	03/01/81	
02082	JFP WELL SERVIC	TX	USA	10.00	S	/ /	
02083	ZAPATA RIG # 31	TX	USA	0.00	S	/ /	
02084	OFF SHORE CO.		SAUDI	10.00	S	/ /	
02085	SHELL BRUNEI		BRUNEI	10.00	S	/ /	
02086	PROGRESS DRILLI	TX	USA	10.00	S	/ /	
02087	ODECO		BRAZIL	10.00	S	/ /	
02088	ZAPATA RIG # 11	TX	USA	10.00	S	/ /	
02089	GLOBAL MARINE		SINGAP	10.00	S	/ /	
02090	ZAPATA INVESTIG		ASIA	10.00	S	/ /	
02091	ODECO OCEAN DIG		AUSTRA	10.00	S	05/01/80	
02092	DIXYLAND FIELD	TX	USA	10.00	S	09/01/80	
02093	TUPPER 11 # 23		U.A.E.	10.00	S	/ /	
02094	ZAPATA RIG # 31	TX	USA	10.00	S	/ /	
02095	ZAPATA RIG # 31	TX	USA	10.00	S	/ /	
02096	ZAPATA RIG # 36	TX	USA	10.00	S	/ /	
02097	ZAPATA RIG # 32	TX	USA	10.00	S	/ /	
02098	HAKATA-CHO SHIK		JAPAN	75.00	S	01/01/80	CU
02091	KIGORIAK		BEAU.S	10.00	S	08/01/78	OP

PLANTAS DUPONT B-10

PLANTA No.	NOMBRE DE LA PLANTA	UBICACION		CAPACIDAD M3PD	TIPO DE AGUA DE ALIMENT. TDS		FECHA DE INICIO DE OPERACION	ESTADO ACTUAL
		ESTADO	PAIS		S	TDS		
02100	P.D.O. SHELL 1		OMAN	30.00	S	21,400	/ /	
02101	P.D.O. PLANT 2		OMAN	125.00	S	21,400	/ /	
02102	HUSSLING		LIBYA	50.00	S	40,400	/ /	
02103	MOBILE TRAILERS		LIBYA	25.00	S	/ /	/ /	
02104	AMOCO		N. SEA	17.00	S	35,400	/ /	CU
02105	MUSANDAM NAM BA		OMAN	8.00	S	42,490	12/01/79	CU
02106	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02107	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02108	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02109	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02110	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02111	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02112	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02113	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02114	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02115	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02116	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02117	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02118	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02119	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02120	YACHT		USA	1.00	S		12/31/79	
02121	HOTEL - ESMIL		S. CANA	1.00	S		06/01/78	OP
02122	DE SIMONSBERG		NETHER	12.60	S		/ /	OP
02123	VENI B. V.		NETHER	15.80	S		/ /	OP
02124	GROOTSCHILDTE		NETHER	15.80	S		/ /	OP
02125	J. VIS		NETHER	8.00	S		/ /	OP
02126	STOLK		NETHER	3.20	S		/ /	OP
02127	CADAFE I		VENEZU	800.00	S	38,000	01/01/80	OP
02128	CADAFE II		VENEZU	1,000.00	S	39,000	06/01/81	
02129	CADAFE PILOT		VENEZU	4.00	S	38,000	01/01/79	SH
02130	BORA BORA HOTEL		SOC. IS	15.00	S	35,000	01/01/79	OP
02131	MOBIL OIL		N. SEA	15.00	S	34,000	11/01/78	OP
02132	MOBIL OIL		N. SEA	15.00	S	34,000	11/01/78	OP
02133	WEST INDIES LAB	VI	USVI	5.00	S	34,000	12/01/76	SH
02134	JARDINE INDUST		SINGAP	5.00	S	33,000	08/01/77	
02136	DEMAURO/SHWAYE		SAUDI	12.00	S		01/01/77	
02137	DEMAURO/SHWAYE		SAUDI	12.00	S		01/01/77	
02138	SAHTA FE GVEISE		CHILE	7.00	S	35,000	10/01/77	OP
02139	CHUAN HUP		SINGAP	6.00	S	33,000	02/01/78	OP
02140	MOBILE DRILLING		CF MEX	9.00	S	35,000	04/01/78	OP
02141	ASIA PAC SHIPPYD		SINGAP	9.00	S	35,000	04/01/78	OP
02142	ASIA PAC SHIPPYD		SINGAP	9.00	S	35,000	04/01/78	OP
02143	CHEMITREAT		SINGAP	5.00	S	35,000	09/01/78	OP
02144	SUGAR BEAR BEAC	VI	USVI	12.00	S	35,000	01/01/79	OP
02145	DITCO		SAUDI	5.00	S		01/01/79	
02146	WINDING BAY		BAHAMA	15.00	S	35,000	01/01/79	OP

## PLANTAS DUPONT B-10

PLANTA No.	NOMBRE DE LA PLANTA	UBICACION		TIPO DE CAPACIDAD AGUA DE			FECHA DE INICIO DE OPERACION	ESTADO ACTUAL
		ESTADO	PAIS	MCPD	ALIMENT.	TDS		
02147	CAT CAY # 1		BAHAMA	15.00	S	35,000	02/01/79	OP
02148	E. KAISER		BAHAMA	15.00	S	35,000	03/01/79	OP
02149	TENNECO OIL		GF MEX	9.00	S	35,000	04/01/79	OP
02150	J. HURMS MARINA	VI	USVI	5.00	S	35,000	06/01/79	OP
02151	SECRET HARBOR II	VI	USVI	7.00	S	35,000	08/01/79	OP
02152	CAT CAY # 2		BAHAMA	15.00	S	35,000	09/01/79	OP
02154	CASTLE HARBOR HOT		BERMUD	15.00	S	35,000	11/01/79	OP
02155	GROTTO BAY NOTE		BERMUD	15.00	S	35,000	12/01/79	OP
02156	ELBOV BEACH HOT		BERMUD	15.00	S	33,000	01/01/80	OP
02157	YANBU		SAUDI	890.00	S	42,000	04/01/80	OP
02158	YANBU EXTENSION		SAUDI	520.00	S	58,000	10/01/80	CU
02159	PARADISE ISLAND		BAHAMA	120.00	S	38,000	11/01/80	CU
02160	BRASA	PR	USI	150.00	S	35,000	02/01/81	CU
02161	OHEXO (BOHRA III)		SPAIN	1.20	S		04/01/75	OP
02162	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02163	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02163	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02164	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02165	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02166	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02167	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02168	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02169	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02170	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02171	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02172	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02173	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02174	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02175	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02176	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02177	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02178	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02179	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02180	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02181	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02182	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02183	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02184	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02185	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02186	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02187	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02188	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02189	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02190	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02191	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	
02192	PRIVATE YACHTS		USA	1.50	S		/ /	

PLANTAS DUPONT B-10

PLANTA No.	NOMBRE DE LA PLANTA	UBICACION ESTADO PAIS	CAPACIDAD MGD	TIPO DE AGUA DE ALIMENT. TDS	FECHA DE INICIO DE OPERACION	ESTADO ACTUAL
02193	PRIVATE YACHTS	USA	1.50	S	/ /	
02194	PRIVATE YACHTS	USA	1.50	S	/ /	
02195	PRIVATE YACHTS	USA	1.50	S	/ /	
02196	PRIVATE YACHTS	USA	1.50	S	/ /	
02197	PRIVATE YACHTS	USA	1.50	S	/ /	
02198	PRIVATE YACHTS	USA	1.50	S	/ /	
02199	PRIVATE YACHTS	USA	1.50	S	/ /	
02201	PRIVATE YACHTS	USA	1.50	S	/ /	
02202	AGRICOLA GONZAL	S. CANA	0.00	S	10,000	/ /
02203	J. V. MOLEAN	INDONE	10.00	S	12/31/79	
0045	RAS AL HISHAB	SAUDI	75.00	S	44,000	01/01/77 OP

## APENDICE III

EVAPORACION INSTANTANEA POR ETAPAS Y COMPRESION DE VAPOR.

INVERSION FISICA DIRECTA:

Capacidad: 3,800 m<sup>3</sup>/día.

Costo: \$6'024,000 Dlls.

ESTIMACION DE LA INVERSION DIRECTA TOTAL:

Para las distintas capacidades se utiliza en índice de Lang:

$$\frac{i_1}{i_2} = \left( \frac{C_1}{C_2} \right)^{0.2}$$

DUNDE:

$i_1$  = Inversión actual (1992) Dlls.

$i_2$  = Inversión original (1985) Dlls.

$C_1$  = Capacidad actual m<sup>3</sup>/día.

$C_2$  = Capacidad original m<sup>3</sup>/día.

ACTUALIZACION DE LA INVERSION POR INDICE DE COSTOS:

$$i_1/i_2 = (812.9)/(721.3) = 1.126$$

TIPO DE CAMBIO CON RESPECTO AL DOLAR: 1 dólar = \$3,064.00 pesos.

COSTO UNITARIO DE COMPONENTES DEL COSTO UNITARIO DE PRODUCCION:

FIJOS: (Igual que para los procesos de ósmosis inversa).

VARIABLES: Energía eléctrica 4.5 KWH/m<sup>3</sup> producto (E.I.E.)

16.3 KWH/m<sup>3</sup> producto (C.V.)

Combustible pesado (combustóleo)

9.1 Kg/m<sup>3</sup> producto (E.I.E.)

MEMORIAS DE CALCULO.

1) CALCULO DE LA INVERSION TOTAL:

$$\frac{i_1}{i_2} = \left( \frac{C_1}{C_2} \right)^{0.6}$$

Donde:

$i_1$  = Inversión actual (Dlrs.)

$i_2$  = Inversión original (\$330.00 Dlrs./m<sup>3</sup>/día)

$C_1$  = Capacidad actual (m<sup>3</sup>/día)

$C_2$  = Capacidad original 18,900 m<sup>3</sup>/día

De datos tomados de "Permasep Engineering Manual", Boletín 307, pág. 1; tenemos que la inversión estimada para una planta de ósmosis inversa (Agua Salobre) de 1,472 ppm es de \$330/m<sup>3</sup>/día (\$1.25/GPD) V.S. Dlrs., con una capacidad instalada de 18,900 m<sup>3</sup>/día. (5,000,000 GPD).

Inversión total:

$$(330 \text{ Dlrs/m}^3) * (18,900 \text{ m}^3/\text{día}) = \$6'237,000 \text{ Dlrs.}$$

Para 10,000 m<sup>3</sup>/día la inversión es de:

$$\frac{(x)}{6'237,000} = \left( \frac{10,000}{18,900} \right)^{0.6}$$

$$x = \$4'256,952.10 \text{ Dlrs.}$$

Para 1,000 m<sup>3</sup>/día, la inversión es de:

$$\frac{(x)}{6'237,000} = \left( \frac{1,000}{18,900} \right)^{0.6}$$

$$x = \$1'089,297.80 \text{ Dlrs.}$$

Para 100 m<sup>3</sup>/día, la inversión es de:

$$\frac{(x)}{6'237,000} = \left( \frac{100}{18,900} \right) \dots$$

$$x = \$268,595.46 \text{ Dlls.}$$

Para 10 m<sup>3</sup>/día, la inversión es:

$$\frac{(x)}{6'237,000} = \left( \frac{10}{18,900} \right) \dots$$

$$x = \$67,468.13 \text{ Dlls.}$$

Datos tomados del "Permasep Engineering Manual", Boletín 405, pág. 2; en una planta de Florida, U.S.A., de ósmosis inversa de agua de mar de 38,000 ppm, es de \$924.00 Dlls./día, con una capacidad de 11,355 m<sup>3</sup>/día.

Inversión total:

$$(924 \text{ Dlls./m}^3/\text{día}) * (11,385 \text{ m}^3/\text{día}) = \$10'492,020 \text{ Dlls.}$$

Para 10,000 m<sup>3</sup>/día:

$$\frac{(x)}{10'492,020} = \left( \frac{10,000}{11,355} \right) \dots$$

$$x = \$9'721,800.80 \text{ Dlls.}$$

Para 1,000 m<sup>3</sup>/día la inversión es:

$$\frac{(x)}{10'492,020} = \left( \frac{1,000}{11,355} \right) \dots$$

$$x = \$2'442,006.50 \text{ Dlls.}$$

Para 100 m<sup>3</sup>/día la inversión es:

$$\frac{(x)}{10'492,020} = \left( \frac{100}{11,355} \right) \dots$$

$$x = \$631,404.31 \text{ Dlls.}$$

Para 10 m<sup>3</sup>/día la inversión es:

$$\frac{(x)}{10'492,020} = \left( \frac{10}{11,355} \right) \dots$$

$$x = \$154,080.20 \text{ Dlls.}$$

2) ACTUALIZACION DE LA INVERSION POR INDICE DE COSTOS.

Inversión a actualizar (  $\frac{I_{1992}}{I_{1985}}$  )

Tomado de Chemical Engineering, 30 de septiembre de 1985, pp 7.

$I_{1992} = 812.9$

$I_{1985} = 745.6$

a) Proceso: Osmosis Inversa (agua salobre).

Para 10,000 m<sup>3</sup>/día:

$4'256,952.10 \left( \frac{812.90}{745.60} \right) = 4,256.952 (1.09) = 4'641,196.90$  Dlls.

Para 1,000 m<sup>3</sup>/día:

$1'069,297.80 (1.09) = 1'165,815.70$  Dlls.

Para 100 m<sup>3</sup>/día:

$268,595.46 (1.09) = 292,839.66$  Dlls.

Para 10 m<sup>3</sup>/día:

$67,468.13 (1.09) = 73,557.90$  Dlls.

b) Proceso: Osmosis Inversa (agua de mar).

Para 10,000 m<sup>3</sup>/día:

$9'721,800.80 (1.09) = 10'599,319.00$  Dlls.

Para 1,000 m<sup>3</sup>/día:

$2'442,006.50 (1.09) = 2'662,429.00$  Dlls.

Para 100 m<sup>3</sup>/día:

$631,404.31 (1.09) = 688,396.68$  Dlls.

Para 10 m<sup>2</sup>/día:

154,080.20 (1.09) = 167,987.92 Dlls.

### 3) PARA EL CALCULO DEL PERSONAL.

Sueldo mensual al personal a septiembre de 1992 =  
\$631,307.00 pesos.

1 dólar a la fecha = \$3,064.00 pesos

631,307 \* 1 dólar/3,064 pesos = 206.04 Dlls.

No. de operadores:	1
Sueldo mensual:	206.04
Meses del año:	12
Prestaciones:	1.20

---

TOTAL: \$2,966.97 Dlls.

4) ESTIMACION DE LOS COSTOS VARIABLES.

PROCESO: OSMOSIS INVERSA (AGUA SALOBRE).

1) Energía eléctrica:

Consumo de energía eléctrica. (Dato tomado del Manual DuPont. Tabla III, Boletín 307, pág. 21).

COMPONENTES	REQUERIMIENTOS DE ENERGIA.	
	Kwh/m <sup>3</sup>	(Kwh/1000 gals.)
Bomba de suministro	0.28	(1.08)
Bomba para filtros	0.07	(0.28)
Bomba para permeator (B-9 RO)	1.02	(3.87)
Bombas adicionales	0.04	(0.14)
Bomba de desgasificador	0.04	(0.14)
Bomba producto	0.12	(0.44)
<b>T O T A L :</b>	<b>1.57</b>	<b>(5.95)</b>

Para capacidad de 10,000 m<sup>3</sup>/día, el costo anual de la energía es:  
 $1.57 \text{ Kwh/m}^3 \times 10,000 \text{ m}^3/\text{día} \times 365 \text{ días} = 5,730,500 \text{ Kwh al año.}$   
 5,730,500 Kwh = \$220,728.40 Dlls.

Para capacidad de 1,000 m<sup>3</sup>/día, el costo anual de la energía es:  
 $1.57 \text{ Kwh/m}^3 \times 1,000 \text{ m}^3/\text{día} \times 365 \text{ días} = 573,050 \text{ Kwh al año.}$   
 573,050 Kwh = \$16,813.70 Dlls.

Para 100 m<sup>3</sup>/día, el costo anual de la energía es:

1.57 Kwh/m<sup>3</sup> \* 100 m<sup>3</sup>/día \* 365 días = 57,305 Kwh al año.

57,305 Kwh = \$1,681.37 Dlls.

Para 10 m<sup>3</sup>/día, el costo anual de la energía es:

1.57 Kwh/m<sup>3</sup> \* 10 m<sup>3</sup>/día \* 365 días = 5,730.5 Kwh al año.

5,730.5 Kwh = \$166.13 Dlls.

(2) Reactivos.

Consumo de productos químicos: (Dato tomado del Manual DuPont. Tabla IV, Boletín 307, pág. 3).

COMPONENTES	COSTOS	
	Dlls./m <sup>3</sup>	Dlls./1000 gals.)
a) Químicos usados continuamente:		
Cloro	0.002	(0.006)
Bisulfito de sodio	0.002	(0.006)
Acido sulfúrico	0.008	(0.032)
Adición de coagulante	0.007	(0.027)
Hexametáfosfato de sodio	0.001	(0.003)
SUB-TOTAL:	0.020	(0.074)

b) Químicos usados periódicamente:		
Acido cítrico	0.00090	(0.00340)
Detergente	0.00024	(0.00090)
Eter polivinilmetilico (PT-A)	0.00238	(0.00900)
Formaldehido	0.00003	(0.00010)
Hidróxido de sodio	0.00001	(0.00005)
<hr/>		
SUB-TOTAL:	0.00356	(0.01345)
Total de costos químicos por m <sup>3</sup>		
(1,000 gals.) de producto.	0.024	(0.087)

0.024 Dlls./m<sup>3</sup> \* 10,000 m<sup>3</sup>/día \* 365 = \$87,600.00 Dlls./año

0.024 Dlls./m<sup>3</sup> \* 1,000 m<sup>3</sup>/día \* 365 = \$8,760.00 Dlls./año

0.024 Dlls./m<sup>3</sup> \* 100 m<sup>3</sup>/día \* 365 = \$876.00 Dlls./año

0.024 Dlls./m<sup>3</sup> \* 10 m<sup>3</sup>/día \* 365 = \$87.60 Dlls./año

(3) Mantenimiento variable:

Mantenimiento y reparaciones de equipo: (Tabla IV)

COMPONENTES	COSTO	
	Dlls./m <sup>3</sup>	(Dlls./1,000 gals.)
Filtro cartucho	0.0005	(0.0019)
Medio filtrante	0.0011	(0.0044)
Bombas y motores	0.0053	(0.0200)
Controles, electricidad, etc.	0.0032	(0.0120)
Instrumentos	0.0018	(0.0070)
Otros	0.0013	(0.0050)
<hr/>		
TOTAL:	0.0132	(0.0503)

$0.0132 \text{ Dlls./m}^3 * 10,000 \text{ m}^3 * 365 = \$48,180.00 \text{ Dlls./año}$

$0.0132 \text{ Dlls./m}^3 * 1,000 \text{ m}^3 * 365 = \$4,818.00 \text{ Dlls./año}$

$0.0132 \text{ Dlls./m}^3 * 100 \text{ m}^3 * 365 = \$481.80 \text{ Dlls./año}$

$0.0132 \text{ Dlls./m}^3 * 10 \text{ m}^3 * 365 = \$48.18 \text{ Dlls./año}$

(4) Reemplazo de membranas:

Reemplazo de membranas = \$0.03 Dlls./m<sup>3</sup> de agua producto.

= \$0.10 Dlls./1,000 gals.

$0.03 \text{ Dlls./m}^3 * 10,000 \text{ m}^3 * 365 = \$109,500.00 \text{ Dlls./año}$

$0.03 \text{ Dlls./m}^3 * 1,000 \text{ m}^3 * 365 = \$10,950.00 \text{ Dlls./año}$

$0.03 \text{ Dlls./m}^3 * 100 \text{ m}^3 * 365 = \$1,095.00 \text{ Dlls./año}$

$0.03 \text{ Dlls./m}^3 * 10 \text{ m}^3 * 365 = \$109.50 \text{ Dlls./año}$

(5) Materiales diversos:

---

COMPONENTES	PRECIO (PESOS)
Gasolina: 20 lt/día	
Aseo: 1 persona	
Seguridad: 1 persona	
Diversos: 10% de anteriores:	
<b>TOTAL:</b>	<b>5'594,172.00</b>
	<b>(\$1,760.50 Dlls.)</b>

---

(6) Transportes:

COMPONENTES	PRECIO (PESOS)
Reactivos, materiales, equipos, Refacciones, etc.	
100 Ton. * \$32,600.00/Ton.	\$3'260,000.00
	(\$1,046.00 Dils.)

(7) Diversos e imprevistos:

10% de anteriores.

ESTIMACION DE LOS COSTOS VARIABLES.

PROCESO: OSMOSIS INVERSA (AGUA DE MAR.)

Base: 1 año de operación al 100% de capacidad.

1) Energía eléctrica:

Consumo de energía eléctrica. (Dato tomado del Manual DuPont. Tabla III, Boletín 405, pág. 3).

COMPONENTES	REQUERIMIENTOS DE ENERGIA. (kwh/m <sup>3</sup> )
Bomba de suministro	0.45
Bomba para filtros	0.45
Bomba para permeator (B-10)	8.16
Bombas adicionales	0.02
Bomba de desgasificador	0.02
Bomba producto	0.13
<b>T O T A L :</b>	<b>9.23</b>

El costo de la energía eléctrica para suministro de agua potable (tarifa No.6) a principios de 1986 es de \$14.02 pesos/Kwh más \$2,790.00 pesos por cargo fijo.

Para capacidad de 10,000 m<sup>3</sup>/día, el costo anual de la energía es:  
 $9.23 \text{ Kwh/m}^3 * 10,000 \text{ m}^3/\text{día} * 365 \text{ días} = 33,689,500 \text{ Kwh al año.}$   
 $33,689,500 \text{ Kwh} * 14.02 = \$472,320,000.00 \text{ pesos} = \$988,131.40 \text{ Dlls.}$

Para capacidad de 1,000 m<sup>3</sup>/día, el costo anual de la energía es:  
 9.23 Kwh/m<sup>3</sup> \* 1,000 m<sup>3</sup>/día \* 365 días = 3,368,950 Kwh al año.  
 3,368,950 Kwh \* \$14.02 = \$47'235,469.00 pesos = \$98,818.97 Dlls.

Para 100 m<sup>3</sup>/día, el costo anual de la energía es:  
 9.23 Kwh/m<sup>3</sup> \* 100 m<sup>3</sup>/día \* 365 días = 336,895 Kwh al año.  
 336,895 Kwh \* \$14.02 = \$4'726,057.90 pesos = \$9,887.15 Dlls.

Pará 10 m<sup>3</sup>/día, el costo anual de la energía es:  
 9.23 Kwh/m<sup>3</sup> \* 10 m<sup>3</sup>/día \* 365 días = 33,689.50 Kwh al año.  
 33,689.50 Kwh \* \$14.02 = \$475,116.79 pesos = \$993.96 Dlls.

(2) Reactivos.

Consumo de productos químicos: (Dato tomado del Manual DuPont. Tabla XIII, Boletín 405, pág. 8).

COMPONENTES	COSTOS	
	Dlls./m <sup>3</sup>	Dlls./1000 gals.)
a) Químicos usados continuamente:		
Acido sulfúrico	0.002	(0.007)
b) Químicos usados periódicamente:		
Acido cítrico	0.004	(0.015)
Detergente	0.001	(0.004)
Acido tánico (PT-B)	0.001	(0.002)
Eter polivinilmetílico (PT-A)	0.004	(0.015)
Formaldehido	0.000	(0.001)

Hidróxido de sodio	0.000	(0.001)
Total de costos químicos por m <sup>3</sup> (1,000 gals.) de producto.	0.012	(0.045)

---

0.012 Dlls./m<sup>3</sup> \* 10,000 m<sup>3</sup>/día \* 365 = \$43,800.00 Dlls./año

0.012 Dlls./m<sup>3</sup> \* 1,000 m<sup>3</sup>/día \* 365 = \$4,380.00 Dlls./año

0.012 Dlls./m<sup>3</sup> \* 100 m<sup>3</sup>/día \* 365 = \$438.00 Dlls./año

0.012 Dlls./m<sup>3</sup> \* 10 m<sup>3</sup>/día \* 365 = \$43.80 Dlls./año

(3) Mantenimiento variable:

Mantenimiento y reparaciones de equipo: (Tabla XV)

COMPONENTES	COSTO	
	Dlls./m <sup>3</sup>	(Dlls./1,000 gals.)
Filtro cartucho	0.001	(0.005)
Bombas y motores	0.024	(0.090)
Controles, electricidad, etc.	0.014	(0.052)
Instrumentos	0.009	(0.034)
Otros	0.005	(0.020)
<b>TOTAL:</b>	<b>0.053</b>	<b>(0.02/1,000 gals.)</b>

---

0.053 Dlls./m<sup>3</sup> \* 10,000 m<sup>3</sup> \* 365 = \$193,450.00 Dlls./año

0.053 Dlls./m<sup>3</sup> \* 1,000 m<sup>3</sup> \* 365 = \$19,345.00 Dlls./año

0.053 Dlls./m<sup>3</sup> \* 100 m<sup>3</sup> \* 365 = \$1,934.50 Dlls./año

0.053 Dlls./m<sup>3</sup> \* 10 m<sup>3</sup> \* 365 = \$193.00 Dlls./año

(4) Reemplazo de membranas (TABLA XVII):

Reemplazo de membranas = \$0.25 Dils./m<sup>3</sup> de agua producto.  
= \$0.90 Dils./1,000 gals.

0.25 Dils./m<sup>3</sup> \* 10,000 m<sup>3</sup> \* 365 = \$912,500.00 Dils./año

0.25 Dils./m<sup>3</sup> \* 1,000 m<sup>3</sup> \* 365 = \$91,250.00 Dils./año

0.25 Dils./m<sup>3</sup> \* 100 m<sup>3</sup> \* 365 = \$9,125.00 Dils./año

0.25 Dils./m<sup>3</sup> \* 10 m<sup>3</sup> \* 365 = \$912.50 Dils./año

(5) Materiales diversos:

COMPONENTES	PRECIO (PESOS)
Gasolina: 20 lt/día	
Aseo: 1 persona	
Seguridad: 1 persona	
Diversos: 10% de anteriores:	
TOTAL:	5'594,172.00 (\$1,760.50 Dils.)

**(6) Transportes:**

---

COMPONENTES	PRECIO (PESOS)
Reactivos, materiales, equipos, Refacciones, etc.	
100 Ton. * \$32,600.00/Ton.	\$500.000.00
	(\$1,046.00 Dlls.)

---

**(7) Diversos e imprevistos:**

10% de anteriores.

**CALCULO DEL PERSONAL.****A) PERSONAL DE OPERACION.**

No. de personas	3
No. de turnos	3
Salario por persona y turno	\$206.04 Dlls.
Prestaciones	1.20

\*) Para 10,000 m<sup>3</sup>/día (TODOS LOS PROCESOS)

$$(4) * (3) * (206.04) * (12) * (1.2) = \$35,603.71 \text{ Dlls.}$$

\*) Para 1,000 m<sup>3</sup>/día (3 personas por turno, en 3 turnos):

$$(3) * (3) * (206.04) * (12) * (1.2) = \$26,702.80 \text{ Dlls.}$$

\*) Para 100 m<sup>3</sup>/día (2 personas por turno, en 3 turnos):

$$(2) * (3) * (206.04) * (12) * (1.2) = \$17,801.90 \text{ Dlls.}$$

\*) Para 10 m<sup>3</sup>/día (1 persona por turno, en 3 turnos)

$$(1) * (3) * (206.04) * (12) * (1.2) = \$8,901.00 \text{ Dlls.}$$

**B) PERSONAL DE SUPERVISION DE TIEMPO PARCIAL:**

Porcentaje del salario de un técnico	0.25
x Salario	\$350.00 Dlls.
x Meses	12.00
x Prestaciones	1.20

---

**TOTAL:** \$1,260.00 Dlls./año

MEMORIAS DE CALCULO.

1) CALCULO DE LA INVERSION TOTAL.

PROCESO: EVAPORACION INSTANTANEA POR ETAPAS.

Tomado del "DESALATING SEAWATER AND BRACKISH WATERS: 1981 Cost Update", pág. 32

CAPACIDAD DE LA PLANTA (m <sup>3</sup> /día)	COSTO TOTAL DIRECTO DE CAPITAL (DlIs.)
3,800	6'024,000.00
9,500	11'329,000.00
19,000	19'726,000.00
37,900	36'370,000.00
94,000	84'043,000.00
186,300	159,200,000.00
378,500	310'111,000.00

Para una planta cuya capacidad es de 3,800 m<sup>3</sup>/día, el costo de capital es de \$6,024,000.00 DlIs.

El cálculo de la inversión directa total para distintas capacidades, se realiza utilizando el exponente:

$$\frac{i_1}{i_2} = \frac{C_1}{C_2}^{0.4}$$

DONDE:

$i_1$  = Inversión actual (1985) DlIs.

$i_2$  = Inversión original (1981) DlIs.

$C_1$  = Capacidad actual (m<sup>3</sup>/día)

$C_2$  = Capacidad original (m<sup>3</sup>/día)

Para 10,000 m<sup>3</sup>/día:

$$\frac{x}{6'024,000} = \frac{10,000}{3,800} \quad \dots \quad x = \$10'765,000.00 \text{ Dlls.}$$

Para 1,000 m<sup>3</sup>/día: \$2'704,053.10 Dlls.

Para 100 m<sup>3</sup>/día: 676,224.07 Dlls.

Para 10 m<sup>3</sup>/día: 170,614.14 Dlls.

2) ACTUALIZACION DE LA INVERSION POR INDICE DE COSTOS AL 30 DE SEPTIEMBRE DE 1992.

Para 10,000 m<sup>3</sup>/día:

$$\text{Inversión a actualizar} = \frac{I_1 (1992)}{I_2 (1985)} = \frac{(812.90)}{(721.30)}$$

$$\$10'765,008.00 * 1.126 = \$12'121,399.00 \text{ Dlls.}$$

Para 1,000 m<sup>3</sup>/día:

$$\$2'704,053.10 * 1.126 = \$3'044,763.80 \text{ Dlls.}$$

Para 100 m<sup>3</sup>/día:

$$\$679,229.07 * 1.123 = \$764,806.30 \text{ Dlls.}$$

Para 10 m<sup>3</sup>/día:

$$\$170,614.14 * 1.126 = \$192,111.52 \text{ Dlls.}$$

3) EL TIPO DE CAMBIO UTILIZADO A LA FECHA:

$$1 \text{ dólar} = \$3,064.00 \text{ pesos}$$

**ESTIMACION DE COSTOS VARIABLES:**

**PROCESO: DESTILACION CON EVAPORACION INSTANTANEA POR ETAPAS.**

**1) ENERGIA ELECTRICA:**

Consumo de energía eléctrica.

Infraestructura completa: Generación de vapor con combustóleo y energía eléctrica contratada.

**Características:**

- Propósito simple.
- Relación alimentación/producto (en volumen) = 10.0
- Combustible pesado (combustóleo), con poder calorífico de 9,600 KCal/Kg (mín.) y densidad relativa de 0.00
- Eficiencia de la caldera: 80%

Consumo de energía eléctrica: 4.5 Kwh/m<sup>3</sup> de producto

Combustible pesado (combustóleo): 9.1 Kg/m<sup>3</sup> de producto

---

**Requerimientos reales de energía eléctrica:**

---

**Equipo:**

Bomba de alimentación, eficiencia 70%	123.3
Bomba de producto, eficiencia 70%	4.4
Alimentación de agua a la caldera, eficiencia 70%	7.5
Alimentación de combustible a la caldera, eficiencia 70%	0.6
Bomba de vacío, eficiencia 70%	52.2

---

**POTENCIA ACTUAL (KW) 186.0**

Consumo de energía: 4.5 Kwh/m<sup>3</sup> de producto.

---

2) COMBUSTIBLE PESADO (COMBUSTOLEO)

Consumo de combustible: 9.1 Kg/m<sup>3</sup> de producto.

La densidad relativa del combustóleo es de 0.99

El costo del combustóleo pesado es de \$52.85 Dlls./m<sup>3</sup>

$$(\$52.85 \text{ Dlls./m}^3) * \left( \frac{.99}{990 \text{ Kg}} \right) = \$0.53 \text{ Dlls./Kg}$$

Por lo que con el consumo tenemos:

$$9.1 \text{ Kg} * \$0.0533 = \$0.485 \text{ Dlls./m}^3 \text{ de agua producto.}$$

Para 10,000 m<sup>3</sup>/día, el costo por consumo de combustible es:

$$\$0.485 * 10,000 \text{ m}^3 * 365 \text{ días} = \$1,770,250.00 \text{ Dlls. al año}$$

Para 1,000 m<sup>3</sup>/día, el costo por consumo de combustible es:

$$\$0.485 * 1,000 \text{ m}^3 * 365 \text{ días} = \$177,025.00 \text{ Dlls. al año}$$

Para 100 m<sup>3</sup>/día, el costo por consumo de combustible es:

$$\$0.485 * 100 \text{ m}^3 * 365 \text{ días} = \$17,702.50 \text{ Dlls. al año}$$

Para 10 m<sup>3</sup>/día, el costo por consumo de combustible es:

$$\$0.485 * 10 \text{ m}^3 * 365 \text{ días} = \$1,770.25 \text{ Dlls. al año}$$

Para una capacidad de 10,000 m<sup>3</sup>/día, el costo anual es:

$$4.5 \text{ Kwh/m}^3 * 10,000 \text{ m}^3 * 365 \text{ días} = 16,425,000 \text{ Kwh/año.}$$
$$= \$632,633.30 \text{ Dlls.}$$

Para una capacidad de 1,000 m<sup>3</sup>/día, el costo anual es:

$$4.5 \text{ Kwh/m}^3 * 1,000 \text{ m}^3 * 365 \text{ días} = 1,642,500 \text{ Kwh/año.}$$
$$= \$63,263.33 \text{ Dlls.}$$

Para una capacidad de 100 m<sup>3</sup>/día, el costo anual es:

4.5 Kwh/m<sup>3</sup> \* 100 m<sup>3</sup> \* 365 días = 164,250 Kwh/año.

= \$6,326.33 Dlls.

Para una capacidad de 10 m<sup>3</sup>/día, el costo anual es:

4.5 Kwh/m<sup>3</sup> \* 10 m<sup>3</sup> \* 365 días = 16,425 Kwh/año.

= \$632.65 Dlls.

### 3) REACTIVOS:

Los reactivos a utilizar son los siguientes:

COMPUESTO	CONCENTRACION
Belgard, E.U.	2 ppm
Cloro (Cl <sub>2</sub> )	5 ppm
Hipoclorito de calcio alta graduación (HTH)	
Reactivos para caldera	
Antiespumante	2 ppm

Para 10,000 m<sup>3</sup>, el consumo de reactivos es:

a) Belgard, E.U.

$$\frac{2 \text{ Kg Belgard, E.U.}}{1,000 \text{ m}^3 \text{ agua de mar}} * 8 \frac{\text{agua producto.}}{\text{agua de mar}} =$$

3,650,000 m<sup>3</sup> producto = 58,400 Kg Belgard = \$201,205.86 Dlls.

Actualizando por índice de costos, para la industria química:

$$\text{costo a actualizar } \frac{I_1}{I_2} \qquad I_1 = 800.80$$

$$I_2 = 780.40$$

$$\frac{800.80}{780.40} = 1.0261$$

$$(201,205.86) * (1.0261) = \$206,457.30 \text{ Dlls.}$$

Para 1,000 m<sup>3</sup>/día:

$$\frac{2 \text{ Kg Belgard, E. U.}}{1,000 \text{ m}^3 \text{ a.m.}} * 8 \text{ A. } \frac{\text{producto}}{\text{A. M.}} * 365,000 \text{ m}^3 \text{ prod.}$$

$$= 5,840 \text{ Kg de Belgard} = \$20,120.60 \text{ Dlls.}$$

Para 100 m<sup>3</sup>/día:

$$\frac{2 \text{ Kg Belgard, E. U.}}{100 \text{ m}^3 \text{ a.m.}} * 8 \text{ A. } \frac{\text{producto}}{\text{A. M.}} * 365,000 \text{ m}^3 \text{ prod.}$$

$$= 584 \text{ Kg de Belgard} = \$2,064.00.$$

Para 10 m<sup>3</sup>/día:

$$\frac{2 \text{ Kg Belgard, E. U.}}{10 \text{ m}^3 \text{ a.m.}} * 8 \text{ A. } \frac{\text{producto}}{\text{A. M.}} * 365,000 \text{ m}^3 \text{ prod.}$$

$$= 58.40 \text{ Kg de Belgard} = 200.50 \text{ Dlls.}$$

b) Cloro Hipoclorito de calcio de alta graduación. (HTH)

Para 1,000 m<sup>3</sup>/día:

$$\frac{5 \text{ Kg Cl}_2}{1,000 \text{ m}^3 \text{ a.m.}} * 8 \text{ A. } \frac{\text{producto}}{\text{A. M.}} * 365,000 \text{ m}^3 \text{ prod.}$$

$$= 18,250 \text{ Kg de Cloro } \text{ ó } 23,000 \text{ Kg. de (HTH)} = \$40,323.70 \text{ Dlls.}$$

Para 100 m<sup>3</sup>/día:

$$\frac{5 \text{ Kg Cl}_2}{100 \text{ m}^3 \text{ a.m.}} * 8 \text{ A. } \frac{\text{producto}}{\text{A. M.}} * 365,000 \text{ m}^3 \text{ prod.}$$

= 1,825 Kg de Cloro = \$4,032.30 Dols.

## BIBLIOGRAFIA

- 1) Dukler, A. E.; Elliot, L. C.; Farber, A. L.; Desatillation Plant Data Book; Ed. A. S. W.; New York; 86,36 (1981).
- 2) Sánchez, M. J.; Pérez, S. O.; Construcción de Plantas Desaladoras Tipo Evaporación Instantánea a Base de Etapas Estructuralmente Independientes; Ed. DIGAASES; México, D.F.; 1,27 (1983).
- 3) Porteus, A.; Saline water destillation processes; Ed. Longman Group; London; 520 (1984).
- 4) Hoffman, M.; Manual para la Selección de Compresores Centrifugos; Ed. McGraw-Hill; New York; 1,128 (1986).
- 5) DIGAASES; Conferencia sobre Desalación; México, D.F. 1,20-236 (1984).
- 6) Jefferson A.; Procesos de Separación de Membranas; Chem. Eng, 9,320-327
- 7) Truby, R.; Manual Práctico de Osmosis Inversa Ed, U.O.P. Fluid Systems; San Diego, Ca.; 2,2-46 (1989).
- 8) Everett, D. H.; Fundamentals of water Desalination; Ed. Dukker; New York; 14 (1984).
- 9) Maurel, A.; Le cout de l'eau desalée - Comparaison de procedes; Ed. Institut National des Sciences et Techniques Nuclearies; Paris; 320 (1984).
- 10) Cox, R. B.; Energy Costs of Various Desalting processes; Ed. Pure Water; Englewood, New Jersey; 8,4 (1989).
- 11) Kenneth, I.; Reverse Osmosis Principles and Applications by Fluid Systems; Ed. Systems Division Staff; Ca.; 68 (1980).
- 12) Reed, S. A.; Wilson, J. V.; Desalating sea water and brackish water, a cost update; Ed. Oak Ridge National Laboratory; New York; 208 (1989).
- 13) Trumpor, C.; Clinical Biochemistry; Ed. W. B. Saunders; New York; 78 (1982).
- 14) Summer, N. L.; Selected papers on Desalination and Ocean Technology; Ed. Dover Publications. Inc.; New York, 820 (1988).
- 15) Spiegel, K. S.; Principles of Desalination; Ed. Academic Press; New York; 64 (1986).
- 16) Kern, D. Q.; Procesos de Transferencia de Calor; Ed. C.E.C.S.A.; México; 340 (1981).
- 17) Spiegel, J. A.; Desalination Processes; Ed. Longman Group Ltd; Londres; 42 (1985).

- 18) Kirk; Otmar, et. al.; Encyclopedia of Chemical Technology; Ed. U.T.H.A.; San Francisco, Ca.; 13,21-68 (1990).
- 19) Fair, G. O.; Water and wastewater Engineering; Ed. John Wiley and Sons; New York; 1,20 (1986).
- 20) United Nations; The use of non-conventional water resources in developing countries; Ed. Natural Resources; New York; 14 (1985).
- 21) Water Re-Use Promotion Center; General Description of Desalination Processes with their Comparison and Evaluation; Ed. A. S. W.; Tokio, Japan; 160 (1981).
- 22) Koenig, J.; Economic Boundaries of Saline Water Conversion; Ed. Water Works Association; 51,845 (1989).
- 23) Office of Saline Water; A Standardized Procedure for Estimating Costs of Saline Water Conversion; Ed. Desalination and Ocean Technology; New York; 326 (1988).
- 24) Mullholcand, M.; Notas de Clase; Ed. Stanford Bookstore; Stanford University, Ca.; 36 (1991).
- 25) Du Pont; Permeadores Permasep; Ed. Du Pont; México, D.F.; 6 (1990).
- 26) Du Pont; Catálogo de Operación; Ed. Du Pont; New York; 2,3,4,5,16,36,40 (1988).
- 27) Industrial Waste Water and Solid Waste Engineering; Design Factors in Reverse Osmosis; Ed. Prentice Hall, New York; 210 (1988).
- 28) Sánchez, M. J.; Reporte de Trabajos Experimentales; Ed. DIGAASES, México, D.F.; 78 (1984).
- 29) Bradanovic, J. Z.; Alternative Strategies for Desert Development and Management; Ed. Pergamon Press; New York; 2,1017 - 1041 (1982).
- 30) Bargalló, M.; Tratado de Química inorgánica; Ed. Porrúa; México, D.F.; 210 (1972).
- 31) Simmonds, F.; General Biochemistry; Ed. John Wiley and Sons; New York; 213 (1983).
- 32) United Nations; Reverse Osmosis for Desalination Research and Development; Ed. National Resources; New York; 150, 320 (1983).
- 33) Hofman, J. P.; Heat Transfer; Ed. McGraw-Hill; Kogahusha, Tokio, Japan; 126 (1982).

- 34) Zwickler, S.; Use of Waste Heat for Production of Fresh Water; Ed. D.S.W.; New York; 8,114-235 (1987).
- 35) Ramly, N. A.; Congdon, C. F.; Desalting Plants Inventory; Ed. United States Department of Interior; Washington, D.C.; 412 (1987).
- 36) United Nations; Proposals for a Costing Procedure and Related Technical and Economic Considerations; Ed. Natural Resources; New York; 65 (1988).
- 37) Buros, O. K.; The USAID Desalination Manual; Washington, D.C.; Ed. McGraw-Hill; New York; 78 (1980).
- 38) Peveril Meigs; Geography of Coastal Deserts; UNESCO; Paris; 2,3288 (1986).
- 39) Meyer, T. A.; Freshwater Ballasting as a Means for the Conservation and Energy and Natural Resources; International Maritime Organization; Tripoli, Libya; 2,3289 (1983).
- 40) Middleton, F. M.; Advanced Wastewater Treatment Technology in Water Reuse; Ed. Water Renovation and Reuse; New York; 6 (1977).
- 41) Fair, G. M.; Geyer, J. C.; Elements of Water Supply and Waste Water Disposal; Ed. John Wiley and Sons; New York; 32 (1978).
- 42) Metcalf, Eddy; Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse; Ed. McGraw-Hill; New York; 231 (1972).
- 43) Armstrong, A.; Technological Magic Demonstrated in Denver; Ed. CH2M-Hill International Corporation; Denver; 21 (1983).
- 44) United Nations; Process Design Manual: Land Applications of Municipal Wastewater; Ed. Natural Resources; Cincinnati, Ohio; 42 (1981).
- 45) Bouwer, H.; Waste Water Reuse in Arid Areas; Ed. Ann Arbor Science Publisher; Michigan; 145 (1982).
- 46) Hart, O.; Water Reuse in South Africa; Ed. Water Renovation and Reuse; New York; 76 (1977).
- 47) United Nations; Water Reuse and Recycling: Evaluation of Treatment Technology; Ed. OWRT; Washington, D.C.; 478 (1989).
- 48) Canter, L. W.; Waste Water Disposal and Treatment; Ed. Ann Arbor Science Publisher; Michigan; 207 (1982).
- 49) United Nations; Aquaculture Systems for Waste Water Treatment and Engineering Assessment; Ed. E.P.A.; Washington, D.C.; 27 (1980).

- 50) Kasperson, R.E.; Kasperson, J. X.; Water Reuse and the Cities; Ed. Hanover; New Hampshire University Press of New England; 11 (1977).
- 51) Friedlander, H. Z.; Rickles, R. N.; The Membrane Circle; Chem Eng. 7,28-39 (1966).
- 52) Perry; Chilton; Manual del Ingeniero Químico; Ed. McGraw-Hill; 6a. ed.; New York; 214 (1990).
- 53) Peters; Timerhaus; Plant Design and Economics for Chemical Engineers; Ed. McGraw-Hill; 3a. ed.; New York; 127 (1989).
- 54) Grant; Treson; Leavenwot; Principles of Engineering Economy; Ed. John Willey and Sons;7a. ed.; New York; 312 (1990).
- 55) Du Pont; Manual de Operación; Ed. Du Pont; Tokio, Japón; 16 (1988).
- 56) Instituto SEDUE; Manuales de Operación y Mantenimiento de Plantas Desaladoras de Osmosis Inversa; México, D.F.; 1,327 (1985).
- 57) Water Reuse Promotion Center; Desalination by Reverse Osmosis - Plant Design and Engineering; Document No. 5544; Tokio, Japan; 4,329 (1980).

#### AGRADECIMIENTOS:

Deseo dar las gracias al Ing. Erwin C. Rivera García, ya que durante el desarrollo del presente trabajo, siempre conté con su confianza para realizarlo.

De igual forma quiero agradecerle a los C. Guillermo González Puente y C. Antonio Flores Avila, ya que cada uno de ellos aportó sus conocimientos, para la realización de este trabajo.

Al "tata" Ing. Javier Sánchez Mejorada, ya que muchas de sus enseñanzas están en este trabajo. Y porque muchas personas lo consideramos el padre de la Desalación.