

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA



**“CALCULO Y DISEÑO PRELIMINAR DE UNA PLANTA
PARA DESALINIZACION DE AGUA DE MAR POR EL
METODO FLASH PARA UNA CAPACIDAD DE
960,000 GALONES/DIA”**

TOMO I

TESIS

Para optar el Título Profesional de
INGENIERO MECANICO

ALFIO GUTIERREZ BOUDRI

Promoción 1983 - I

Lima - Perú

1987

EXTRACTO

Título : " Cálculo y Diseño preliminar de una planta para desalinización de agua de mar por el método Flash para una capacidad de 960,000 gal/día.

Autor : ALFIO GUTIERREZ BOUDRI

Proyecto para optar el Título Profesional de Ingeniero Mecánico.

Lima, 1987.

A continuación se realizará una descripción sucinta del trabajo efectuado: la introducción ofrece suficientes detalles relativos al agua de mar, y las características típicas de los diferentes procesos de desalinización.

El capítulo II abarca la explicación detallada del método de evaporación instantánea -incluyendo la evolución registrada desde los años 50; mientras que en el capítulo III se desarrollan ecuaciones en base al balance térmico de la planta -orientadas a expresiones generales- en función de los parámetros de contorno, con los que se realiza un análisis de su influencia sobre la operación de la planta.

El capítulo IV comprende, en primer término, la determinación de las características finales de la planta:

número de etapas, grado de calentamiento y dimensionado, de acuerdo a una optimización económica -considerando plantas de 10,20,30,40 y 50 etapas, y grados de calentamiento de 3 y 5 °C (todas ellas con la misma capacidad de producción)-; y en segundo lugar el posterior diseño preliminar, que abarca los elementos básicos de la planta desalinizadora: evaporadores, precalentadores y calentador de agua de alimentación.

Finalmente, en el capítulo V se trata sobre el aspecto económico, presentando los costos relativos a toda planta desalinizadora. Es preciso indicar que fue necesario el auxilio de una computadora por lo extenso y laborioso del trabajo.

PROLOGO

El presente trabajo pretende fijar las pautas iniciales (teóricas y de diseño) sobre las cuales se pueden desarrollar los estudios definitivos -de construcción e instalación- de plantas desalinizadoras de agua de mar que satisfagan el requerimiento creciente de agua para serviciodoméstico e industrial, en zonas donde no exista o no sea posible aumentar el abastecimiento de agua potable por medios convencionales. Así, la costa del Perú, en sus casi 3,000 KMS. se caracteriza por ser árida, presentando la mayoría de sus pueblos y ciudades un problema de abastecimiento de agua potable.

El método más utilizado en plantas de desalinización a escala industrial (capacidades mayores a 25,000 galones/día) es el de evaporación instantánea (flash), razón por la cual se ha seleccionado como materia de este estudio.

De otro lado, en la actualidad, a nivel mundial, se encuentran operando plantas de desalinización con capacidades desde 0.25 mgd., como consecuencia de los buenos resultados comerciales generados. En nuestro país

existen algunas plantas desalinizadoras (alrededor de 4) multietapas flash, la más grande es de 0.96 mgd., instalada en Ilo (propiedad de Southern Peru Copper Corporation); todas ellas han sido construídas íntegramente en el extranjero, por lo que es necesario desprenderse de esta dependencia tecnológica. En este sentido ya se han realizado estudios previos, así se tiene el trabajo del Ing. Guillermo Cez P. (Planta de desalinización por evaporación múltiple) y el trabajo de los Ings. Jorge Nakamura Muroy-Manuel Mayorca La Torre (Planta piloto de desalinización de agua de mar por el método flash); y ahora se presenta este trabajo.

A lo largo de la ejecución de la tesis, se presentaron, como es natural, una serie de inconvenientes, los cuales fueron superados, en gran parte, gracias al consejo oportuno del Ing. Juan Cruz Rodríguez, razón por la cual hago manifiesto un profundo agradecimiento a su persona.

TABLA DE CONTENIDOS

	<u>-Pág-</u>
PROLOGO	15
<u>Capítulo I : Introducción.</u>	
1. Agua de mar	17
1.1 Cantidad de sales permisible	21
2. Métodos usados en la desalinización	
2.1 Esquematzación general de una planta desalinizadora.....	22
2.2 Métodos empleados en la desalinización	25
2.2.1 Electrodialísis	26
Principio de operación	26
2.2.2 Osmosis inversa	29
Principio de operación	31
2.2.3 Congelamiento	33
2.2.4 Intercambio iónico	36
2.2.5 Destilación	42
3. Fuentes de energía a usar.	
3.1 Energía solar.	
Características.....	43
3.2 Carbón	45
3.3 Petróleo	48
3.4 Gas natural	48
3.5 Energía nuclear	48
4. Trabajo mínimo requerido para la recupera ción de agua de mar.....	49
5. Evaporación	
Evaporación	51

	<u>-Pág-</u>
Transporte de vapor	52
Condensación	52
- Métodos de producción de vapor.	
Tubo sumergido	53
Flash	56
Capa fina (pelicular)	57
6. Sistemas usados en desalinización por evaporación	
6.1 Evaporadores de múltiple efecto	59
- Evaporador de tubo sumergido	60
- Evaporador de tubo vertical	62
- Evaporador de tubo horizontal	64
6.2 Multietapas flash	64
6.3 Compresión de vapor	67

Capítulo II : Teoría de la evaporación instantánea

1. Funcionamiento del sistema de evaporación instantánea.	
1.1 Principio de operación	71
1.2 Descripción del proceso.	
Flujo de agua de mar	74
Flujo de salmuera recirculante	76
Flujo de agua producida (destilado)	77
Flujo de vapor	78
- Planta de recirculación	79
- Planta de un solo paso	79
2. Capacidad de la instalación.....	80
3. Método de alimentación.....	83
3.1 Formación de incrustaciones	84

	<u>-Pág-</u>
- Incrustaciones alcalinas	85
Remoción	85
Prevención	86
- Incrustaciones no alcalinas	87
Remoción	89
Prevención	89
4. Cálculo del número de etapas	90
5. Influencia del aumento del punto de ebullición del agua de mar	90
6. Corrosión y materiales de construcción.	
6.1 Corrosión.	
- Corrosión uniforme	92
- Picadura	93
+ Erosión	93
- Fatiga	95
- Corrosión galvánica'	95
- Celdas de concentración	96
6.2 Materiales de construcción.	
6.2.1 Selección de materiales	97
6.2.2 Características de los materiales ...	98
Titanio	100
Cobre-Níquel	100
Acero inoxidable	101
Acero al carbono	102
Plástico	102
Aluminio	104
Recubrimientos, revestimientos y enchapados	104

Capítulo III : Balance de materia y Energía.

1. Desarrollo de las ecuaciones para el cálculo.	
1.1 Balance termodinámico alrededor de los evaporadores	108
1.2 Balance termodinámico en las cámaras de expansión	112
1.3 Balance termodinámico en los precalentadores	115
1.4 Procedimiento para la resolución de las ecuaciones (13.1) a (13.N)	118
1.5 Calor necesario para el proceso	123
2. Simplificaciones para la resolución de las ecuaciones	123
3. Temperaturas de operación de las etapas	125
4. Diferencia de temperatura entre etapas	126
5. Producción de destilado por etapa	127
6. Concentración de salmuera	129
7. Calor necesario para el proceso	129
8. Análisis de la influencia de las variables de contorno en la operación de la planta desalinizadora	130
8.1 Influencia de la temperatura de salida del calentador (T_o)	
8.1.1 Destilado producido por flujo de agua de mar	131
8.1.2 Grado de condensación	133
8.1.3 Calor necesario	136
8.2 Influencia del número de etapas (N)	141
8.2.1 Destilado producido por flujo de agua de mar	142
8.2.2 Grado de condensación	142

	<u>-Pág-</u>
8.2.3 Calor necesario para el proceso	144
8.3 Influencia del grado de calentamiento (θ_e).	147
8.4 Influencia de la temperatura del agua de mar (T_e)	149
8.4.1 Destilado producido por flujo de agua de mar	151
8.4.2 Grado de concentración (K_N/K_e)	151
8.4.3 Calor necesario (Q_H/D)	151

Capítulo IV : Diseño preliminar de la instalación.

1. Procedimiento de cálculo para una instalación de evaporación instantánea.....	156
1.1 Identificación y selección de datos para el cálculo térmico.	
Capacidad de la planta	157
Temperatura disponible de agua de mar	157
Temperatura de operación de la planta	157
1.2 Determinación de los parámetros de operación de la planta.	
1.2.1 Balance térmico	158
Inicialización de parámetros de contorno	159
Temperatura de operación de la primera etapa	159
Temperatura de entrada al calentador.	159
Destilado producido en la primera etapa	160
Grado de concentración	160
Temperatura de operación de la siguiente etapa	160
Destilado producido en la cámara de expansión	161

	<u>-Pág-</u>
Destilado producido y salmuera restante	161
Segunda etapa	162
Destilado producido	162
Grado de concentración	162
Temperatura de operación de la siguiente etapa	163
Diagrama de flujo CALFA	167
1.2.2 Determinación de las dimensiones principales de la planta desalinizadora	
- Número de tubos del precalentador.	168
Velocidad recomendable	168
Diámetro de tubería	16168
- Determinación del coeficiente pelicular interior	169
- Determinación del coeficiente pelicular exterior	170
- Determinación del coeficiente global de transferencia de calor (U)	172
Factores de incrustación.	
. Incrustación del vapor	173
. Incrustación de la salmuera	173
- Comprobación de la temperatura de pared asumida	174
- Calor transferido	174
- Área necesaria del precalentador .	175
- Longitud de etapa	175
- Diagrama de flujo CALFADI1	177
1.2.3 Determinación definitiva de las dimensiones principales de la	

planta desalinizadora.	
- Longitud de etapa	173
- Temperatura de operación de la primera etapa	173
- Destilado producido	178
- Calor de condensación	179
- Determinación de la temperatura de pared-lado vapor	179
- Determinación de la temperatura de pared-lado agua de mar	180
Resistencia térmica del tubo (R_K).	180
- Determinación de la temperatura de mezcla de la salmuera	181
- Determinación de las temperaturas de entrada y salida al precalentador	181
- Asunción de la temperatura de la siguiente etapa	182
- Diagrama de flujo CALPADI	184
2. Determinación del número de etapas.	
2.1 Determinación del costo de operación	185
- Caudal de petróleo	186
- Costo de operación	186
2.2 Determinación del costo de instalación ...	187
Costo de tubos de precalentadores	188
Costo de instalación	188
2.3 Optimización	188
3. Dimensiones de los precalentadores.	
- Longitud de etapa	196
- Area necesaria para instalación de tubos ...	196

4. Dimensionado de la cámara de destilado.	
- Dimensiones de la placa	197
5. Dimensionado de los evaporadores	198
- Cámara de vapor	201
- Sección transversal de flujo de salmuera ...	202
- Placa de paso de salmuera	203
6. Resumen de dimensiones	204
7. Dimensionado del calentador de salmuera	204
- Calor transferido	205
- Flujo de vapor	205
- Determinación del área de transferencia de calor	205
. Velocidad de salmuera	206
. Diámetro de tubería	206
- Determinación de diámetro y velocidad a emplearse	207

Capítulo V : Consideraciones Económicas y Costes.

1. Consideraciones económicas	218
2. Costes.	
2.1 Costos de capital	221
- Costos de capital directos	223
- Costos de capital indirectos	223
- Costos de capital no depreciables	224
2.2 Costos anuales	
- Costos de operación y mantenimiento	224
- Costo anual de la depreciación de capital	225

	<u>-Pág-</u>
- Costos anuales de capital no depreciado	225
- Optimización de costos	226
CONCLUSIONES	228
BIBLIOGRAFIA	231

CAPITULO I
INTRODUCCION

Por conveniencia en las discusiones sobre desalinización, el agua ha sido considerada de acuerdo a la cantidad total de sólidos disueltos (T.S.D) que contiene -en partes por millón : mg/lt.; así :

	<u>T.S.D</u>
Agua dulce	Hasta 1,000 p.p.m.
Agua salobre	Entre 1,000 y 34,000 p.p.m.
Agua de mar	Más de 34,000 p.p.m.

La salmuera es el agua remanente luego de haber sometido una solución salina a algún proceso de desalinización, a fin de obtener agua pura; contiene todas las sales que originalmente tenía la solución inicial, la diferencia radica en que en la salmuera están disueltas en un volumen menor de agua.

1. Agua de mar.

Todos los océanos y mares del mundo están interconectados, y la composición general del agua en el océano abierto es relativamente la misma: con un total de sólidos

dos disueltos de cerca de 34,400 p.p.m. Sin embargo, en áreas específicas el agua de mar puede variar considerablemente en concentración de sales, como en la proporción relativa de los constituyentes; adicionalmente el calentamiento, enfriamiento, las corrientes y mareas afectan notablemente la concentración de un volumen de agua de mar en cualquier localización y tiempo. En la tabla 1.1 se muestra la composición estándar de iones en el agua de mar, y la variación existente en diferentes lugares del planeta.

El agua de mar incluye pequeñas cantidades de materiales orgánicos y gases disueltos; pero la mayor parte de materiales son sales inorgánicas, siendo la más abundante el cloruro de sodio (ClNa) -en un porcentaje aproximado de 77% sobre el total de sales-. Por ello, para ciertas propiedades físicas del agua de mar, se considera a ésta como una solución de ClNa.

Es importante mencionar así mismo, que los mares y océanos representan cerca del 97% del agua existente en el mundo, la cual es constantemente recirculada por la evaporación y condensación cuyo producto son las lluvias quienes arrastran a los mares enormes cantidades de materias sólidas, tanto en suspensión como en solución. Un análisis minucioso muestra la composición representada en la tabla 1.2.

Adicionalmente, como complemento a continua

TABLA 1.1 Composición iónica en el agua de mar (ppm).

<u>Constituyente</u>	<u>Agua Normal</u> (a)	<u>Mediterráneo</u> <u>Este (b)</u>	<u>Golfo Arabigo</u> <u>y Kuwait (c)</u>	<u>Mar Rojo y</u> <u>Jeddah (d)</u>	<u>Océano Atlántico</u> <u>y Wrights Ville</u> <u>Beach, N.C, USA.</u>
Cloro	18980	21200	23000	22219	19102
Sodio	10556	11800	-	14255	-
Sulfato	2649	2950	3200	3078	2637
Magnesio	1272	1403	1765	742	1204
Calcio	400	423	500	225	356
Potasio	380	463	---	---	---
Bicarbonato	140	---	---	146	---
Estroncio	13	---	---	---	---
Bromo	65	155	---	---	---
Acido Bórico	26	.72	80	---	---
Fluor	1	---	---	---	---
Silicio(Si ⁻⁴)	---	---	1.5	---	0.7
Yodo	1	2.	---	---	---
Otros	1	---	---	---	---
<hr style="border-top: 1px dashed black;"/>					
Total de	34483	38600	45000	39884	37144
Solidos					
disueltos					

Nota. --- Menos de 1 ppm. o no existe.

Leyenda. a) Suerdrup et al., 1946

b) Kaiser, 1966

c) Hickman et al., 1979

d) Harashina, 1977.

TABLA 1.2 Elementos presentes en el
agua de mar

<u>Elemento</u>	<u>ppm</u>
Cloro	18980
Sodio	10561
Magnesio	1272
Azufre	884
Calcio	400
Potasio	380
Bromo	65
Carbón	28
Estroncio	13
Boro	4.6
Silicio	4
Fluor	1.4
Nitrogeno	0.7
Aluminio	0.5
Rubidio	0.2
Lítio	0.1
Fósforo	0.1
Bario	0.05
Yodo	0.05
Arsénico	0.02
Hierro	0.02
Manganeso	0.01
Cobre	0.01
Zinc	0.005
Plomo	0.004
Selenio	0.004
Cesio	0.002
Uranio	0.0015
Molibdeno	0.0005
Torio	0.0005
Cerio	0.0004
Plata	0.0003
Vanadio	0.0003
Lantanio	0.0003
Itrio	0.0003
Níquel	0.0001
Escandio	0.00004
Mercurio	0.00003
Oro	0.000006
Radio	0.3×10^{-10}

ción se muestra un resúmen de las condiciones del agua de mar en la costa del Perú.

<u>Zona</u>	<u>Salinidad</u>	<u>T (°C)</u>	
Paita a Talara	34.6 %	20	
Salaverry	35.0	18	
Chimbote	34.9	18	
Pisco	34.8	19	(<u>TABLA 1.3</u>)
Ilo	35.0	20	
Promedio	34.8	19	

1.1 Cantidad de sales permisible

Para el caso de agua potable es recomendable un valor de T.S.D. no mayor a 500 p.p.m.; sin embargo si el agua disponible es de alta salinidad se puede adoptar hasta 1,000 p.p.m. como límite. Concentraciones más altas no deben permitirse, ya que su ingestión provocaría en el hombre vómitos y en algunos casos puede generar locura. De otro lado el cuerpo necesita para su metabolismo de una cierta cantidad de sales, por lo cual no es saludable tomar el agua desalinizada antes de ser sometida a un post-tratamiento.

Para la industria, en el caso de calderos las cantidades máximas permisibles de sales en el agua de alimentación serán: 200 p.p.m. para presiones de 40 a 50 atm., 100 p.p.m. para más de 100 atm y de 1 a 2 p.p.m. para vaporización instantánea. Finalmente, en la agricultura se acepta hasta 1200 p.p.m., ya que un valor mayor produciría etrofia en

los poros del suelo.

2. Métodos usados en la desalinización.

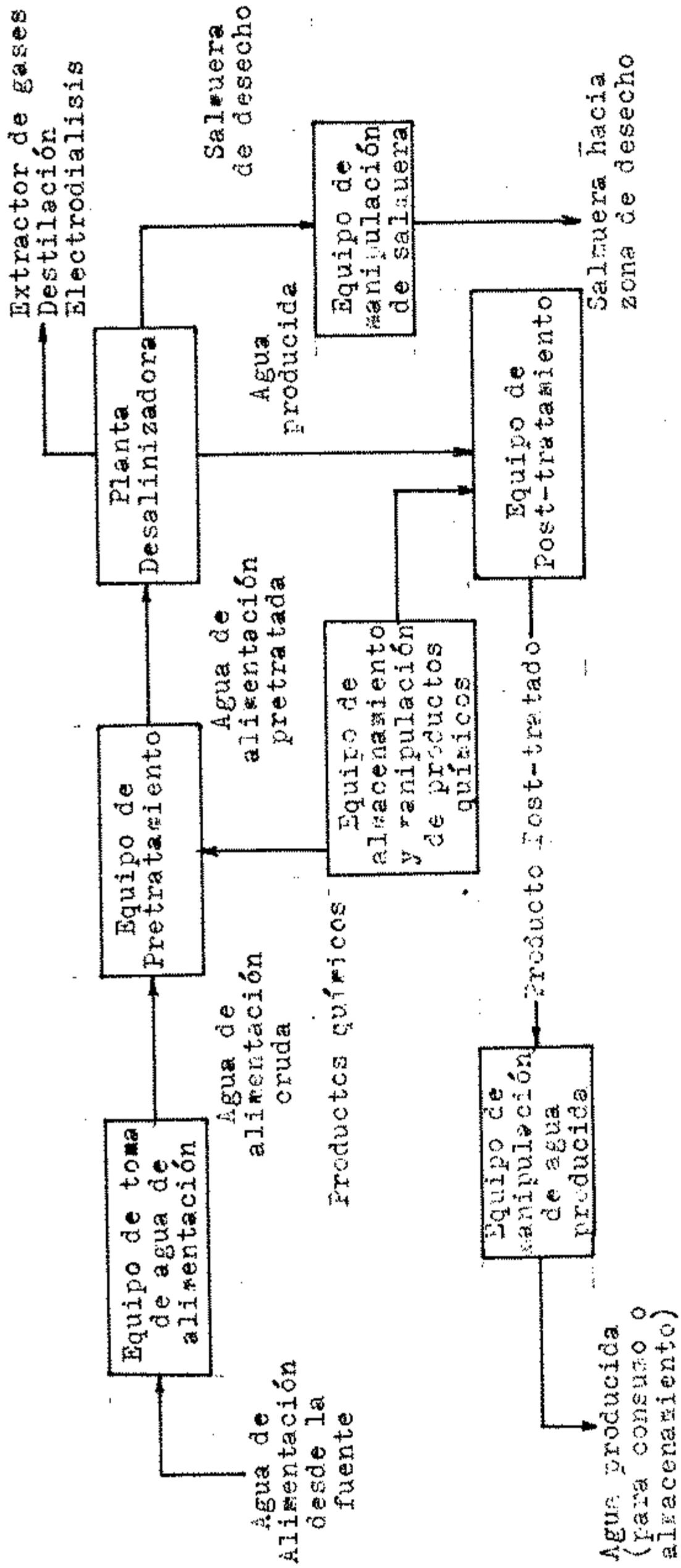
Esta sección presenta en forma abreviada la teoría básica que enfoca los diferentes procesos de desalinización actualmente considerados para aplicación práctica. El principal objetivo es ofrecer suficientes detalles que permitan comprender las funciones y características típicas de los diferentes procesos de desalinización.

2.1 Esquematización general de una planta desalinizadora.

En la figura 1.1 se muestra una esquematización general que ilustra los componentes comunes de todo proceso de desalinización:

El equipo de toma de agua de alimentación opera desde la fuente produciendo el flujo de "agua de alimentación cruda"; en esta etapa el tratamiento es mecánico, comprendiendo un tamizado (a través de cedazos fijos) y remoción de los sólidos y material de desecho suspendidos (a través de cedazos rotativos). El agua de alimentación cruda es, a continuación, tratada químicamente para producir la corriente de "agua de alimentación pre-tratada" en la mayoría de los casos el pre-tratamiento es requerido para asegurar -de alguna forma- un mejor rendimiento y operación libre de problemas en la

FIGURA 1.1 Esquemática general de una planta desalinizadora



planta desalinizadora. El tipo y extensión del pretratamiento requerido dependen de los constituyentes del agua de alimentación y fundamentalmente de las características del proceso de desalinización bajo consideración. El agua de alimentación pretratada ingresa ahora a la planta desalinizadora donde es procesada originando 2 ó 3 nuevas corrientes siendo la corriente de agua producida, por supuesto, el principal producto.

Todos los procesos de desalinización producen un flujo de salmuera de desecho, a partir de los sólidos disueltos removidos; y en algunos procesos existe un flujo de ventilación que remueve los gases no condensables u otros gases producidos en la planta.

El flujo de agua producida es a continuación tratado con productos químicos apropiados: etapa de post-tratamiento; ya que el agua producida por una planta de destilación por lo general no es apropiada para uso doméstico, a menos que se realice un ajuste y estabilización del pH. Enseguida el agua producto tratada es bombeada al sistema de almacenamiento, o preparada para ser transferida al sistema de distribución.

2.2 Métodos empleados en la desalinización.

En la actualidad existe gran variedad de métodos para obtener agua potable a partir de agua salada.

A continuación se enfocan dos métodos básicos:

- a) Separar parte del agua de las sales disueltas.
- b) Eliminar la mayor parte de las sales disueltas del agua salada.

El primer método resulta más económico cuando se trata de agua de mar, mientras el segundo es económicamente aplicable con aguas salobres.

Así, los principales métodos de desalinización existentes son:

- Electrodialisis
- Osmosis inversa
- Proceso de congelamiento
- Intercambio iónico
- Destilación

Los dos procesos de membrana más comúnmente usados son la electrodialisis y la osmosis inversa. La diferencia entre estos radica en que la primera utiliza la corriente eléctrica para separar las sales desde el agua alimentada a través de una membrana, mientras que el segundo emplea presión hidráulica para forzar al agua a pasar desde el agua alimentada a través de una membrana.

2.2.1 Electrodiálisis.

Este proceso emplea energía en una proporción que depende de la cantidad de sales a ser removidas. Por esta razón, su principal utilización es la desalinización de aguas subterráneas salobres bajas en sólidos disueltos; por lo tanto la energía eléctrica representa el costo principal de este método, limitando su aplicación económica a aguas salobres de menos de 5,000 p.p.m. de T.S.D.

Principio de operación.

La desalinización se produce por migración de los iones (de las sales) a través de membranas selectivamente permeables, bajo la influencia de un campo eléctrico de corriente directa. El electrodo de potencial positivo es llamado ánodo, y el de potencial negativo es llamado cátodo.

La electrodiálisis utiliza dos tipos de membranas especialmente preparadas: la primera, llamada membrana permeable a cationes, permite el paso de cationes pero no de aniones; la segunda llamada membrana permeable a aniones, permite el paso de aniones pero no de cationes (la figura 1.2 muestra el arre-

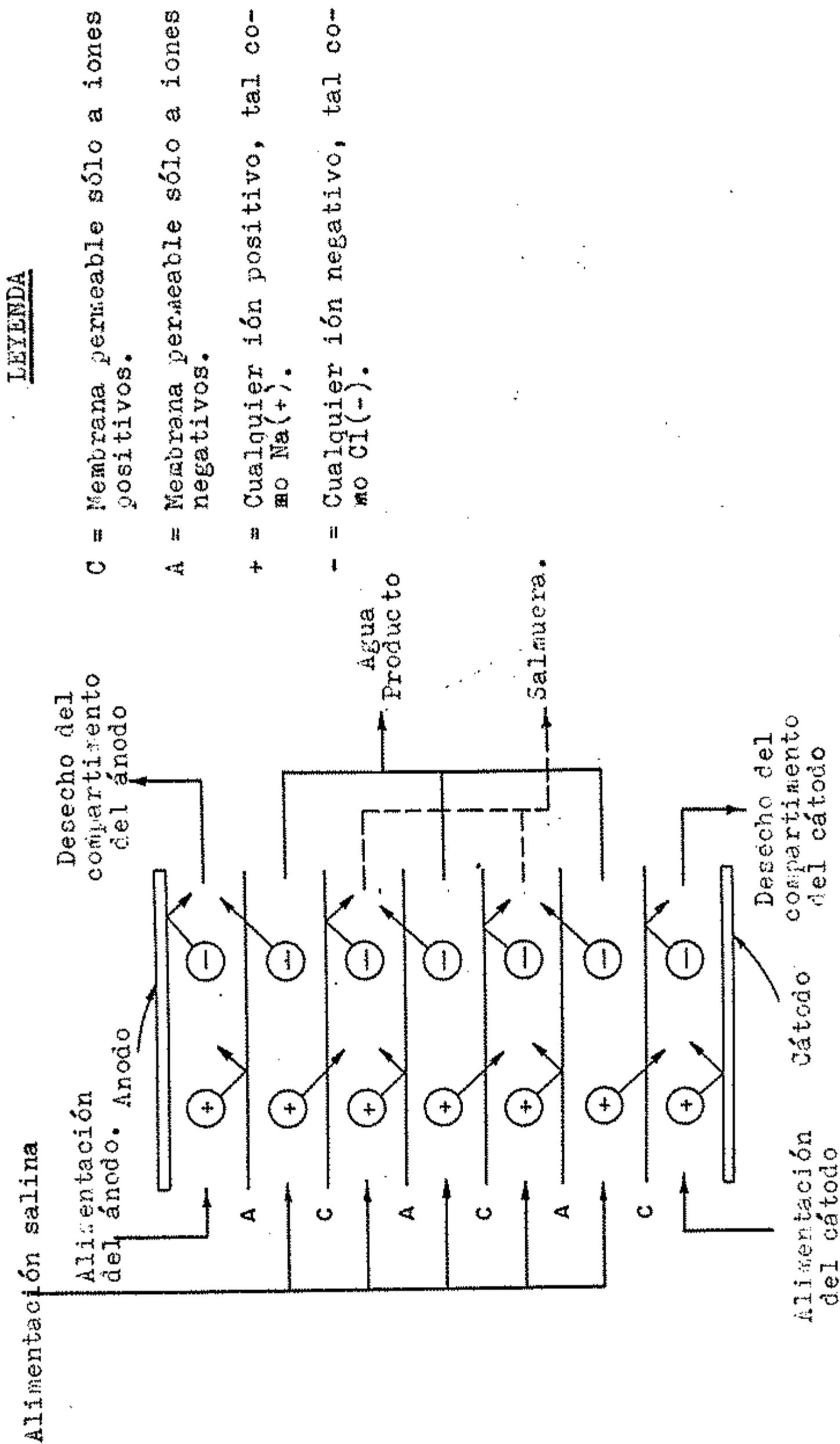


FIGURA 1.2 Esquema de la Electrodiálisis

glo de las membranas). El agua de alimentación pasa a través de los espacios existentes entre las membranas catiónicas y aniónicas.

Al aplicar un potencial de corriente con tínua al dispositivo, los iones migran hacia sus electrodos respectivos a través de las membranas permeables. A medida que esta acción continúa los compartimientos de producto del dispositivo se agotan en iones, mientras que los compartimientos de salmuera se concentran en iones; ya que los iones que in gresan a los compartimientos de salmuera -a través de una membrana permeable- no pueden escapar, debido a que son detenidos por la segunda membrana. El proceso de electrodiál isis convierte el agua de alimentación en dos corrientes, esencialmente, la sal es removi da de una corriente y pasada a la otra.

Debido a las reacciones químicas ocurridas en los electrodos, cada compartimiento de ánodo y cátodo debe ser alimentado con una corriente separada y limpia, la cual es desa guada. En el compartimiento anódico el agua se acidifica y genera oxígeno y/o gas cloro. Ambos cloro y oxígeno son químicamente agresivos y requieren equipo y diseño de proceso

apropiados. En el compartimiento del cátodo el agua se alcaliniza y se genera hidrógeno. El alto pH puede causar una rápida formación de incrustaciones y por lo tanto es necesaria una pre-acidificación de la corriente del cátodo.

Los espacios entre membranas son del orden de 0.04 pulg. y las membranas tienen un espesor de algo más de 0.023 pulg. Un par de membranas comprimidas en un compartimiento, se denomina celda. Un dispositivo típico puede tener de 1.5 a 4 pies de altura y contener varios cientos de membranas. El rango de áreas de membranas da 300-2,000 pulg./celda. Así por ejemplo, un sólo dispositivo de los mostrados en la figura 1.3 contiene más de 600 membranas con 720 pulg./membrana y puede procesar más de 0.252 millones de galones por día de agua.

2.2.2 Osmosis inversa.

Tal como se explicó anteriormente, en este caso se emplea presión hidráulica para forzar al agua pura a pasar desde el agua alimentada a través de una membrana. Al igual que la electrodiálisis, emplea energía en proporción (no directa) dependiente de la cantidad de sa

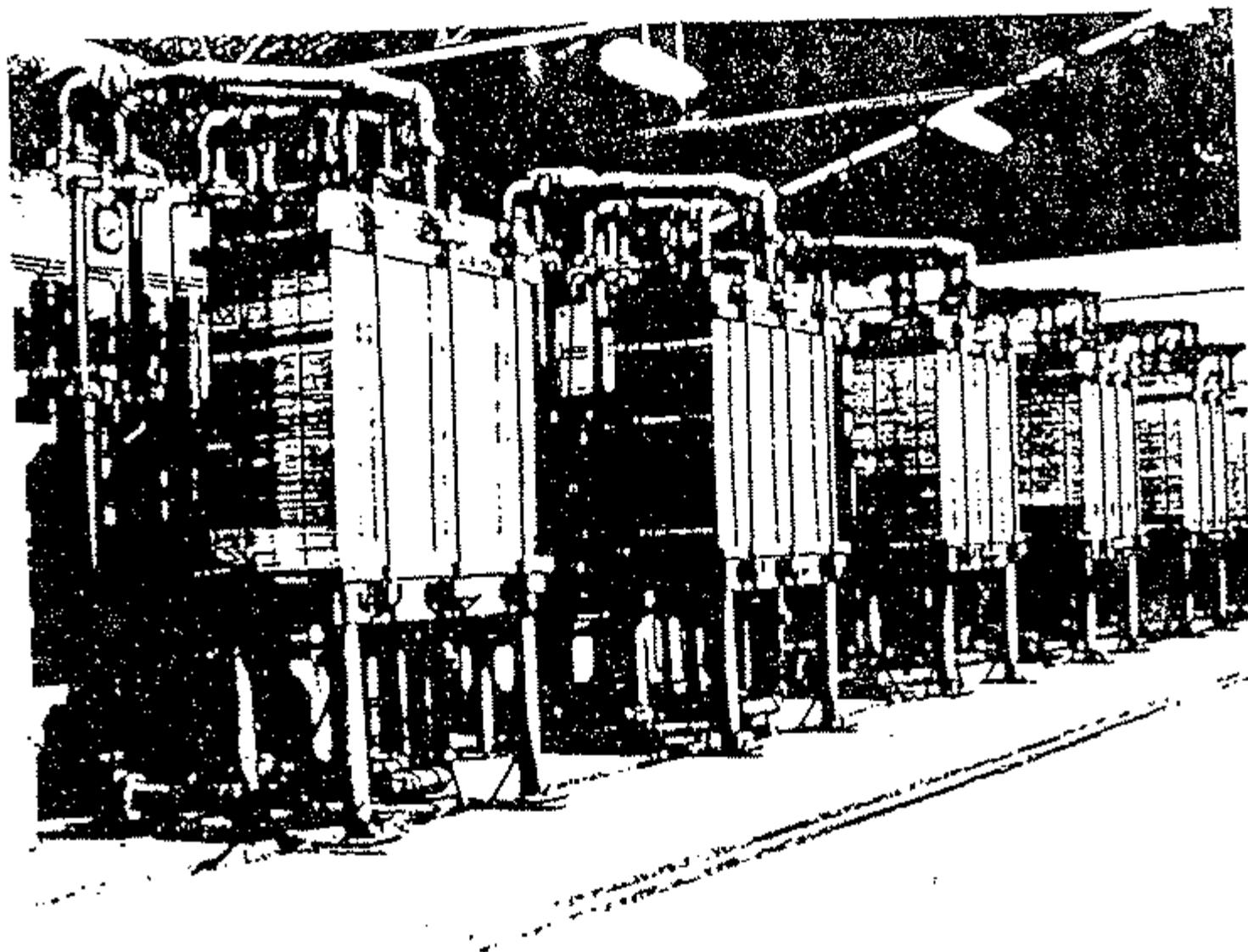


FIGURA 1.3 Dispositivos de desalinización por intercambio iónico.

les a ser removidas. La tecnología actual limita la aplicación económica de este método a la desalinización de aguas salobres de menos de 10,000 p.p.m. de T.D.S. Las membranas usadas en osmosis inversa difieren considerablemente de las que se utilizan en el proceso de electrodiálisis.

Principio de operación.

Cuando dos compartimientos, cada uno conteniendo agua de diferente salinidad están separados por una membrana semi-permeable, agua relativamente pura fluirá desde la solución diluída a través de la membrana hasta que el aumento de presión en el compartimiento de alta concentración detenga el flujo. Este fenómeno es conocido como osmosis. Mientras mayor sea la diferencia en concentración entre los dos compartimientos, más grande será la presión desarrollada -la cual detendrá el transporte osmótico de agua a través de la membrana. Esta presión es conocida como presión osmótica.

En la osmosis normal la solución de baja concentración pierde volúmen mientras que la solución más concentrada lo incrementa. Es posible invertir la dirección

del transporte de agua aplicando una presión mayor que la presión osmótica a la solución concentrada; luego esta solución decrecerá en volúmen y se concentrará aún más; simultáneamente la solución diluída incrementa su volúmen a medida que recibe agua pura a través de la membrana. Este proceso es, por lo tanto, llamado osmosis inversa.

En el año de 1960, recién estuvo disponible una membrana sintética con posibilidades comerciales. Loeb y Sourirajan (referencia 1) desarrollaron una membrana de acetato de celulosa anisotrópica, la cual podía rechazar sales disueltas, permitiendo el paso de agua pura en una proporción aceptable.

Dos propiedades son de extrema importancia para una membrana de osmosis inversa :

- 1° La permeabilidad al agua, que determina la razón de producción de agua desalinizada por unidad de área de membrana.
- 2° El rechazo a las sales, que determina la capacidad de una membrana de retener sólidos disueltos. Esta indicada por la siguiente razón de concentraciones : (salmuera -producto)/salmuera, expresada en porcentaje.

Para las membranas tipo acetato de celulosa comercialmente disponibles, se tiene:

Permeabilidad para flujos de 400-600 psig = 12-20 galones por día/pie².

Rechazo a las sales = 99-30% para iones mono
(valentes

99-80% para iones diva

(lentes

En la figura 1.4 y 1.5 se representan los elementos y flujos de un sistema de osmosis inversa.

2.2.3 Congelamiento.

Cuando una solución salina es congelada, se forman cristales de agua fresca y las sales son concentradas en la solución de salmuera remanente; posteriormente los cristales de hielo pueden ser separados de la salmuera, lavados y fundidos a fin de obtener agua fresca. El proceso de congelamiento se asemeja al proceso de destilación en el cual se requiere la transferencia de calor como elemento importante, además de producirse un cambio de fase. Una diferencia importante entre estos procesos es que el congelamiento opera a temperaturas menores a la ambiente y debe estar diseñado para minimizar el ingreso de calor hacia el sistema.

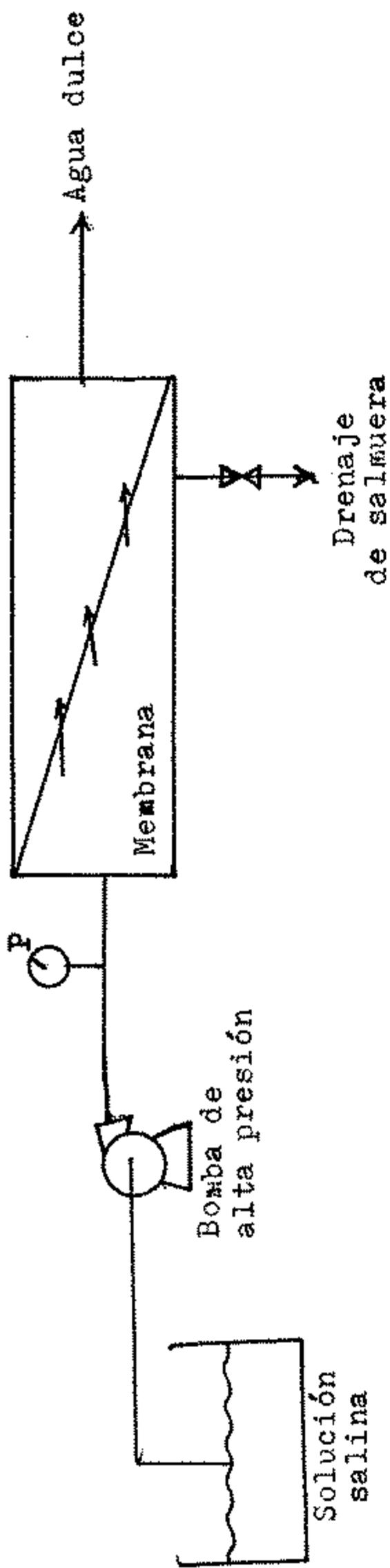


FIGURA 1.4 Elementos de un sistema de osmosis inversa

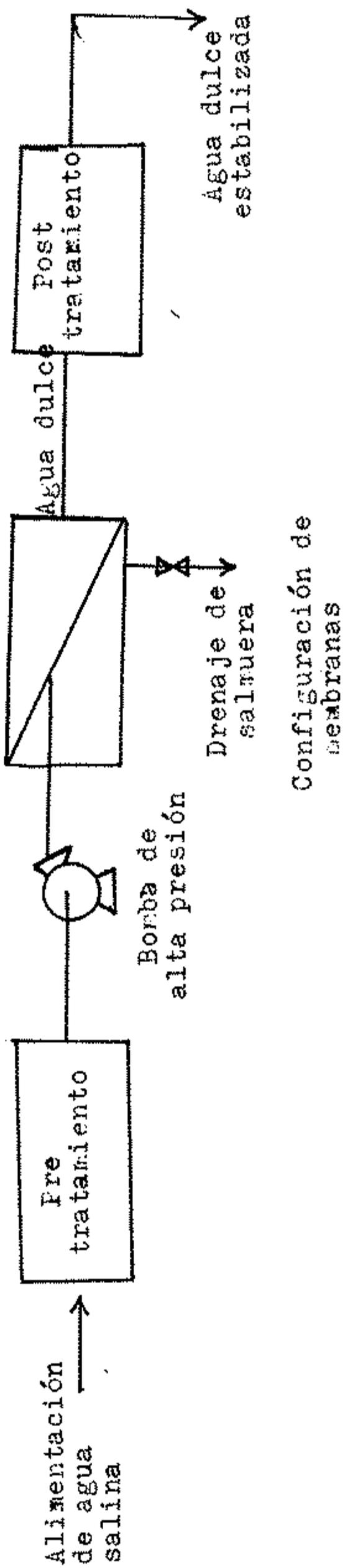


FIGURA 1.5 Diagrama de flujo de un sistema de osmosis inversa

La operación de los procesos de congelamiento ha sido exitosa tanto para alimentaciones de agua salobre como para el agua de mar. La desalinización de agua de mar por congelamiento, involucra tres operaciones fundamentales:

- a) Congelamiento parcial del flujo alimentado.
- b) Separación de la mezcla hielo-salmuera.
- c) Fusión del hielo.

La formación de cristales de hielo se lleva a cabo por procesos tanto de congelamiento directo como indirecto. En un proceso directo, el congelamiento es efectuado por evaporación instantánea de agua de mar a presión reducida; mientras que en un proceso indirecto el congelamiento es efectuado por vaporización de un refrigerante inmiscible -tal como butano o freón- en contacto directo con la alimentación. El refrigerante es recuperado y vuelto a utilizar. En el método indirecto el vapor refrigerante es comprimido. En cualquier caso el calor latente de fusión es recuperado para fundir el hielo asociado.

En todo proceso de desalinización por congelamiento, están presentes cuatro componentes básicos:

- Congelador
- Lavador de hielo
- Fundidor de hielo
- Sistema de remoción de calor

La figura 1.6 presenta el diagrama de bloque y la relación entre los componentes. Y la figura 1.7 presenta el esquema de una planta de desalinización por congelamiento, que usa compresión de vapor y congelamiento por vacío.

2.2.4 Intercambio iónico.

Este proceso utiliza resinas naturales o sintéticas como conductores o portadores para intercambiar iones indeseables por iones menos dañinos.

El intercambio iónico puede ser aplicado no sólo para ablandar aguas duras sino también para la remoción completa de todas las sales de un agua. Es así que el proceso de ablandamiento de agua es una buena ilustración del mecanismo de intercambio iónico.

En este proceso una resina de intercambio catiónico es usada en forma de : (Na^+) ; esto significa que los lugares de intercambio disponibles son ocupados por iones

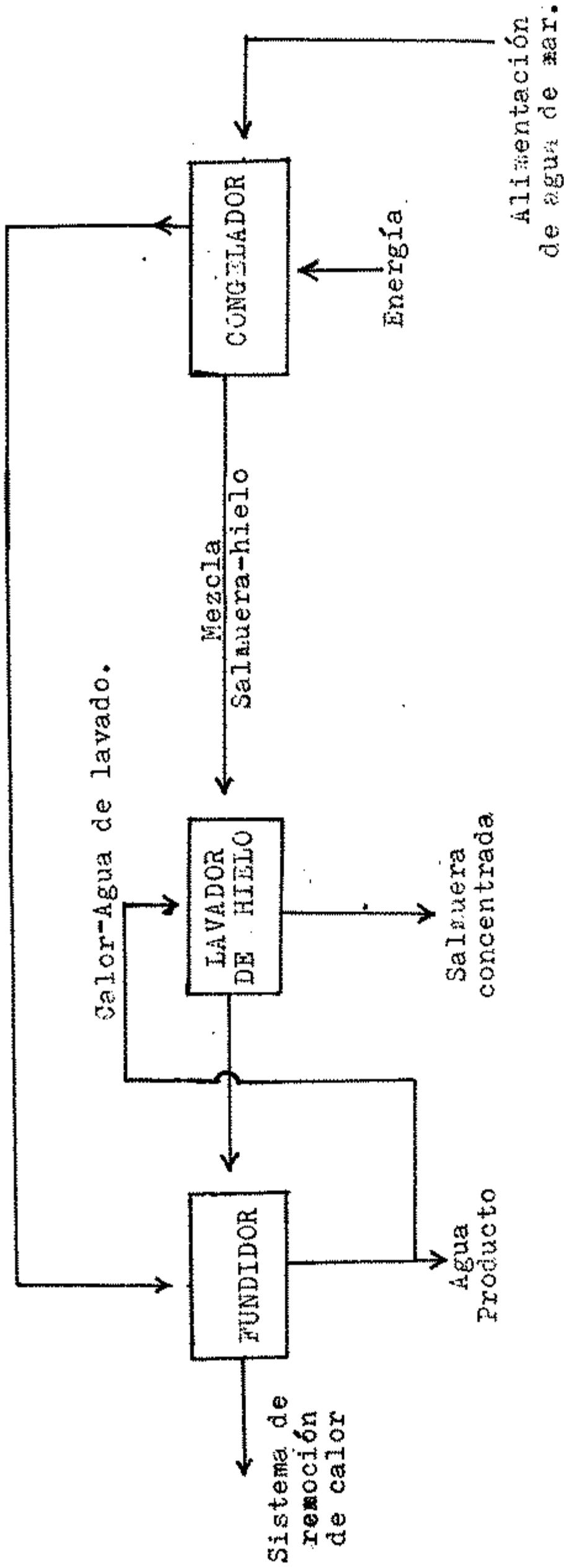


FIGURA 1.6 Componentes básicos en procesos de desalinización por congelamiento.

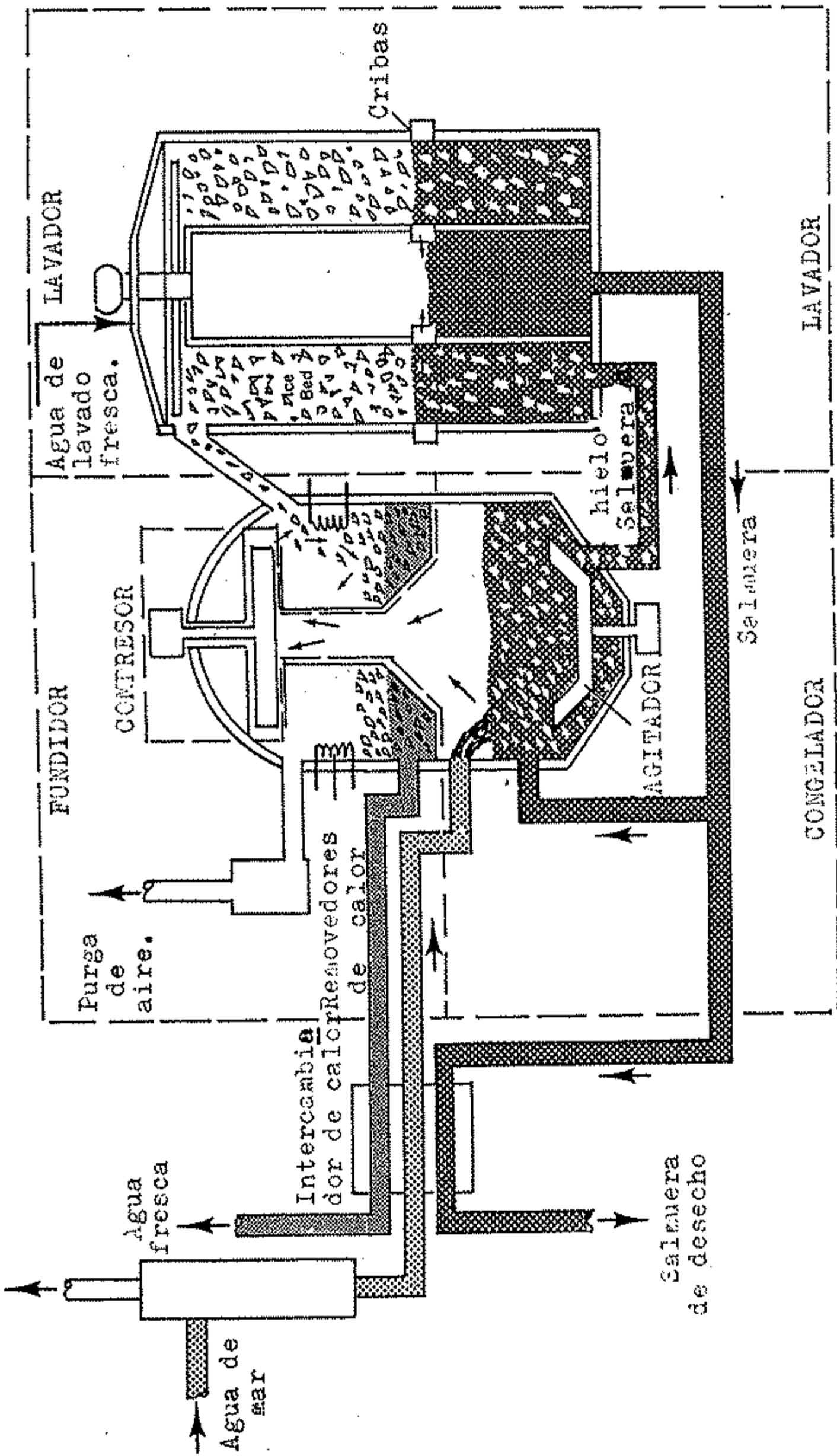


FIGURA 1.7 Esquema de una planta de desalinización por congelamiento (CVCV).

sodio. Los iones indeseables en el agua dura son Ca^{++} y Mg^{++} , como la resina tiene una afinidad más alta por los iones Ca^{++} y Mg^{++} que por el Na^+ ; el resultado será que la resina intercambia Ca^{++} y Mg^{++} por Na^+ . Los espacios de intercambio de la resina son ahora ocupados por los iones Ca^{++} y Mg^{++} . Una operación continuada conducirá finalmente a un punto donde virtualmente todos los espacios de intercambio están cargados con los iones indeseables por lo que la columna deberá ser regenerada.

A fin de conseguir una completa remoción de las sales, es obvio que tanto cationes como aniones tendrán que ser intercambiados y así mismo que los iones liberados no deberán formar sales. Este último requerimiento restringe la elección a los iones hidrógeno (H^+) e hidroxilo (OH^-), luego las resinas sintéticas han sido desarrolladas de forma que puedan ser usadas ya sea como hidrógeno o hidroxilo. Así, el intercambiador catiónico intercambiará cualquier catión por iones H^+ , y el intercambiador aniónico intercambiará cualquier anión por iones OH^- . Usando estas resinas en combinación, mezclada o en camas separadas en serie, puede ejecutarse

se una desmineralización total. Las siguientes ecuaciones explican las reacciones: si R_c y R_a representan los intercambiadores cationicos y aniónicos respectivamente, y NaCl representa una sal disuelta típica, se tiene

- Primera cama, intercambiador catiónico :



Resultado : Una solución fuertemente ácida.

- Segunda cama, intercambiador aniónico :

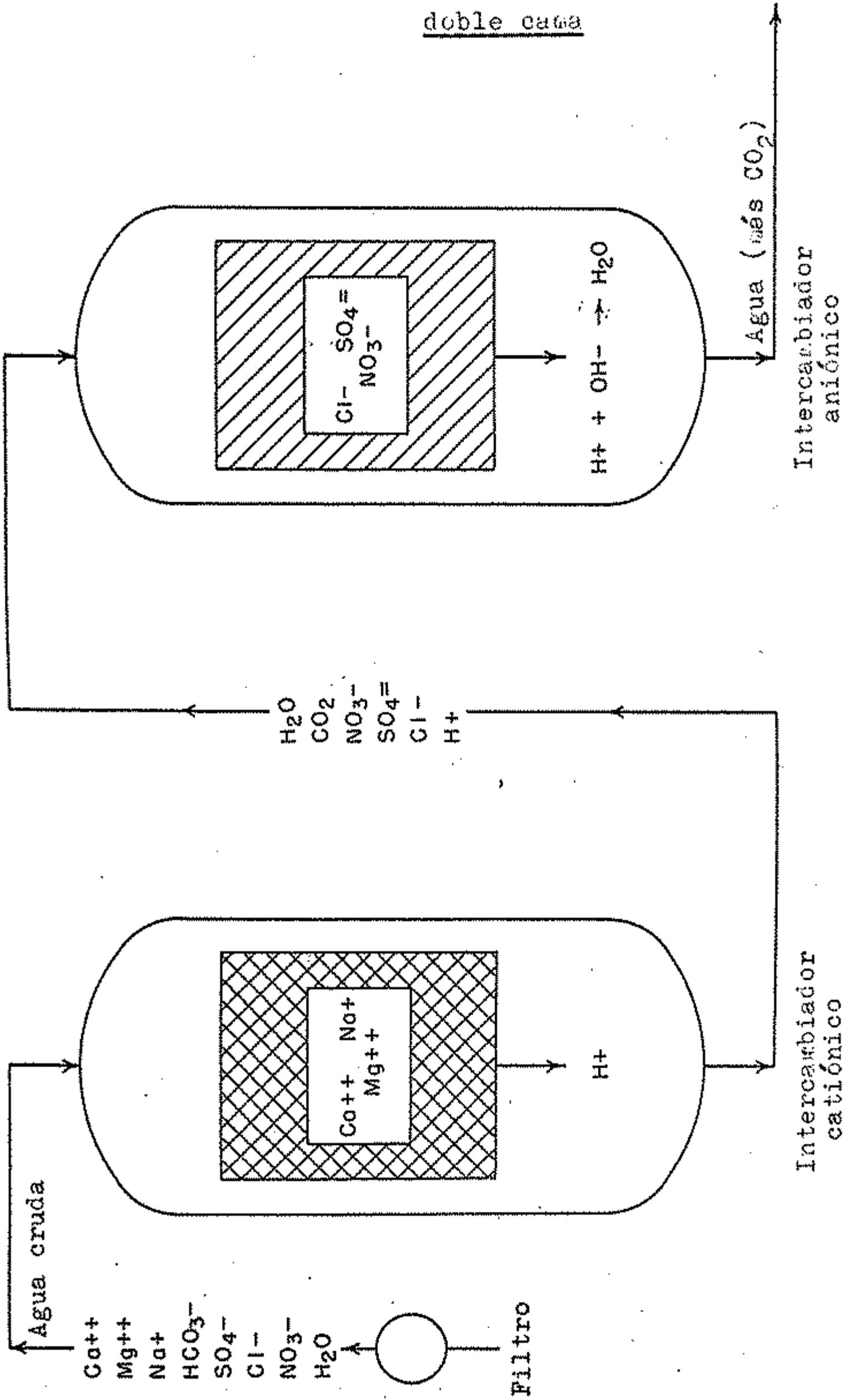


Como $OH^- + H^+ \longrightarrow H_2O$

Resultado : Neutralización, producto desalinizado.

En las ecuaciones precedentes se observa que la combinación de dos resinas efectivamente absorbe la sal (en este ejemplo NaCl) y produce agua pura. La figura 1.8 muestra como la desmineralización total puede ser llevada a cabo en un sistema llamado de doble cama, donde están presentes otras sales. Las resinas eventualmente están cargadas con iones, y la regeneración es posible usando un ácido -tal como ácido sulfúrico- para el intercambiador catiónico, y una base -tal como hidróxido de sodio- para el intercambiador aniónico.

FIGURA 1.8 Intercambio Iónico en un sistema de doble cama



2.2.5 Destilación.

La teoría de la destilación no es nueva, ha sido empleada por alquimistas y químicos, y ha servido para separar líquidos (alcohol y agua) y sólidos disueltos en líquidos (producción de sal) durante siglos. La destilación de agua salina para uso potable fue inicialmente de interés para los marinos, en sus largos viajes de mar, como un método para suplir sus provisiones de agua; en el siglo XVII se registraron patentes inglesas para unidades de destilación comercial (Baker 1948), luego con el paso de los años y el desarrollo de la tecnología, la destilación se ha convertido en el método más usado para producir agua potable a partir del agua de mar.

Quando una solución salina es llevada a ebullición, las sales disueltas -que son relativamente no volátiles- permanecen en solución, mientras que el agua es vaporizada; si el vapor de agua es luego condensado sobre una superficie de enfriamiento, se obtiene agua pura. Para vaporizar 1 lb. de agua, deben añadirse aproximadamente 1,000 BTU a la solución y posteriormente este calor debe ser removido; por lo tanto la desti

lación es en esencia un proceso de transferencia de calor y el problema fundamental de ingeniería involucra la determinación de formas para transferir grandes cantidades de agua, vapor y calor económicamente. En la sección posterior se tratará en detalle este método y los procesos utilizados en la desalinización de agua de mar.

3. Fuentes de energía a usar.

Se mencionará en esta sección las fuentes posibles de energía que se emplean en la desalinización del agua de mar.

3.1 Energía solar.

De todas las formas de energía no convencional disponibles, la energía solar está recibiendo la mayor atención con el objeto de ser utilizada en los procesos de desalinización.

Características.

La cantidad de energía solar depende del día del año, de la hora del día y de las condiciones climáticas del día. Las figuras 1.10 y 1.11 muestran la cantidad de calor recibido por cm. cuadrado de área durante el día para diferentes meses del año, y diferentes latitudes. En resumen, la energía solar disponible varía durante el día, día a día, y

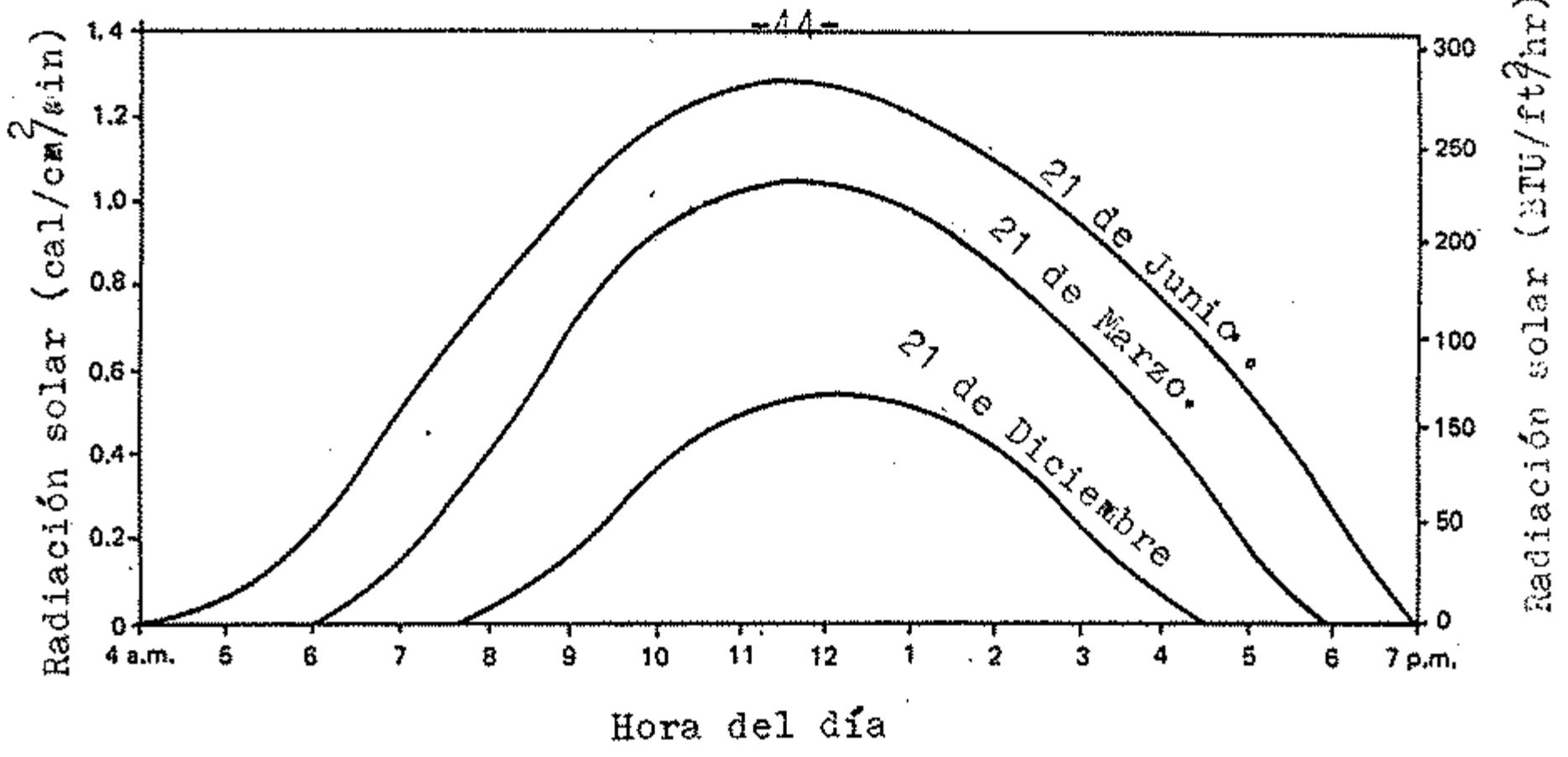


FIGURA 1.10 Variación de la radiación solar con la hora del día

Nota. Radiación promedio en aproximadamente 45° latitud norte, sobre una superficie horizontal

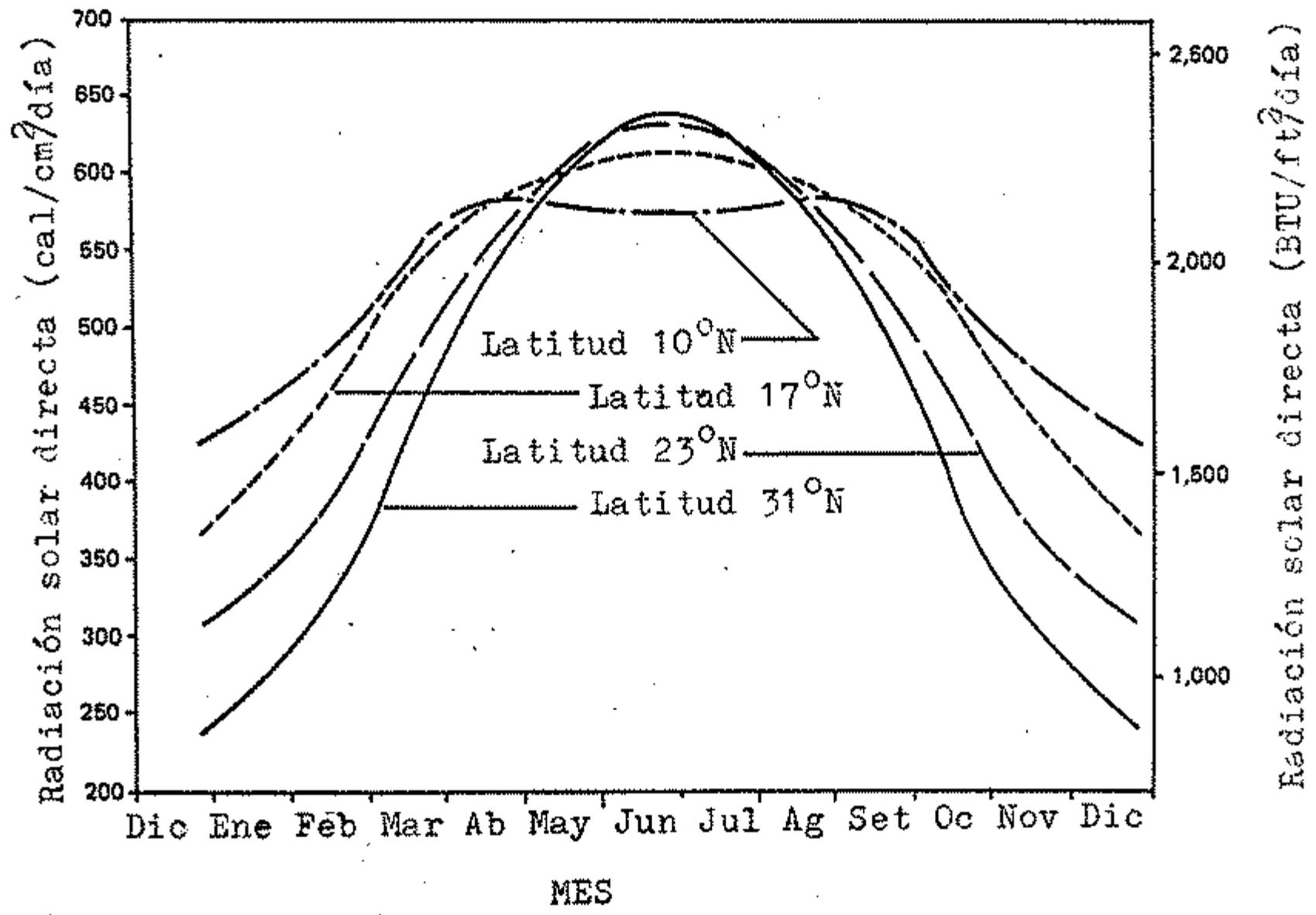


FIGURA 1.11 Variación de la radiación solar con la latitud

Notas. 1. Radiación en un día claro sobre una superficie horizontal.
 2. Datos adaptados de "Dunham (1978)".

de acuerdo a la localización (en el planeta), y a las condiciones atmosféricas.

En la actualidad se han desarrollado una variedad de mecanismos para convertir la energía solar directa en otras formas de energía, (calor o electricidad) con el objeto de lograr valores constantes de suministro de energía; ya que solo de esta manera podrá aplicarse en procesos de desalinización a escala industrial. De otro lado, hoy por hoy solo existen instalaciones para obtener agua potable a partir de aguas salobres a escala reducida, utilizando el evaporador solar del ticolector solar plano; una muestra de esto es la instalación en la India (Arvania) diseñada para producir 1,300 gal/día, la cual tiene una superficie de 20,000 pies² de colectores solares. En la tabla 1.4 se aprecia la producción real de agua potable de esta planta.

En conclusión, la energía solar no puede competir económicamente con otras fuentes de energía, con el objeto de desalinizar el agua de mar a escala industrial.

3.2 Carbón.

Debido a que las instalaciones de las plantas de evaporación, en su mayoría requieren el uso de vapor como medio calefactor, se analizará el carbón

TABLA 1.4 Producción promedio (Gal/día) para una instalación de desalinización solar del tipo colectores solares (Awania-India).

<u>Mes</u>	<u>1978</u>	<u>1979</u>
Enero	--	918
Febrero	--	987
Marzo	1625	1121
Abril	1714	1461
Mayo	1779	1737
Junio	1295	--
Julio	758	--
Agosto	303	--
Setiembre	803	--
Octubre	1032	--
Noviembre	1218	--
Diciembre	1026	--

como combustible alternativo. A nivel mundial el carbón es la segunda fuente energética, y su importancia relativa continúa en aumento.

Las reservas de carbón identificadas, técnica y económicamente, están estimadas en 636 mil millones de toneladas métricas equivalentes o 3,095 mil millones de barriles de petróleo equivalente; esto significa cinco veces las reservas probadas de petróleo, convirtiéndose así en uno de los recursos energéticos más abundantes disponibles por lo que se prevee importantes desarrollos en su uso y tecnología. Es importante también tener en cuenta que el carbón -dependiendo del tipo- puede ser hasta un 40% más barato que el petróleo en la generación de energía eléctrica o en plantas industriales.

El Perú tiene dos tipos de carbón: Bituminoso y Antracítico, considerándose al carbón peruano de calidad mediocre debido a su composición y a las dificultades tecnológicas para quemarlo con el objeto de producir vapor. En realidad la factibilidad de utilizar el carbón tendría que ir de la mano con la instalación de centrales térmicas a carbón, así un intento en esta línea es el proyecto de instalación de la central térmica en Chicama.

En la actualidad el mercado del carbón es muy reducido en el Perú ya que del total de combustible consumido (proveniente de fósiles) representa sólo el 2%.

3.3 Petróleo.

El petróleo es la energía convencional más utilizada para generar vapor y en la actualidad el principal recurso energético, sin embargo un análisis de la situación respecto a su explotación muestra que las reservas se van agotando y que su precio sube constantemente; lo que obliga a pensar en sustituirlo en el futuro como medio de producción de vapor y pensar en el carbón o en la energía nuclear como sustitutos probables.

3.4 Gas natural.

En el Perú con el nuevo descubrimiento de reservas considerables, el gas natural se ha convertido en promesa para el futuro.

3.5 Energía nuclear.

La energía nuclear es sin duda uno de los retos para el futuro. Está llamada a convertirse en opción preponderante aún en los países en desarrollo; esta posibilidad induce a continuar con las investigaciones en el campo nuclear a fin de disminuir los costos de instalación y aumentar la confiabili

dad de las centrales, así como su seguridad. Las oportunidades de cooperación internacional en el campo nuclear, son particularmente significativas en relación a América Latina.

La posibilidad de utilización para la de salinización del agua de mar debe ir de la mano con la instalación de una central nuclear que produzca energía eléctrica.

4. Trabajo mínimo requerido para la recuperación de agua de mar.

La desalinización del agua de mar, es un proceso que se lleva a cabo siguiendo un determinado método y utilizando máquinas y dispositivos que necesariamente consumen energía. Independientemente de este gasto de energía -que varía con las características del método de desalinización- existe una cantidad intrínseca que hay que consumir para invertir el sentido del proceso; ya que al colocar agua pura y agua de mar en comunicación, se realiza un proceso natural que tiende a diluir la solución hasta alcanzar un estado de equilibrio.

La determinación de esta cantidad de energía se efectúa considerando un proceso ideal completamente reversible. Para lograr un proceso reversible se debe seguir tres pasos cuidadosos y lentos:

1^o Se evapora isotérmicamente una mol de agua de un

gran volúmen de solución. Luego el trabajo realizado es :

$$W_1 = P (V_v - V_L) \quad \dots (1)$$

El volúmen del líquido (V_L) es despreciable en comparación con el vapor, y este se considera como un gas ideal que sigue -por lo tanto- la ley de los gases perfectos. Entonces la ecuación (1) se transforma en :

$$W_1 = P \left(\frac{RT}{P} \right) = RT \quad \dots (2)$$

2° El vapor se condensa isotermicamente de "p" a " P_0 " y el trabajo realizado es :

$$W_2 = \int_P^{P_0} P dV \quad \dots (3)$$

Se expresará la integral en función del cambio de presión dP,

$$PV = RT, \quad V = RT/P$$

Diferenciando se tiene: $dV = -RT/P^2 \cdot dP$

$$\text{Luego : } PdV = -RT dP/P$$

Y la ecuación (3) se transforma en :

$$W_2 = -RT \int_P^{P_0} dP/P = -RT \ln \left(\frac{P_0}{P} \right) \quad \dots (4)$$

3° El vapor estando a P_0 se condensa isotermicamente.

El trabajo realizado es:

$$W_3 = P_0 (V_L - V_v) = -P_0 V_v = -RT \quad \dots (5)$$

El trabajo total realizado será la suma de los trabajos parciales:

$$W = RT - RT \ln \left(\frac{P_0}{P} \right) - RT = -RT \ln \left(\frac{P_0}{P} \right) \quad \dots (6)$$

El signo negativo pone de manifiesto que el trabajo ha sido realizado sobre el sistema.

A 25 °C la presión de vapor del agua de mar con un contenido de sal de 1.05 mol/Kg. es 23.238 y la del agua pura es 23.756. Luego el trabajo mínimo realizado se-
rá:

$$W_{\text{MIN}} = -RT \ln \frac{P_0}{P} = -13.05 \text{ Cal/mol.}$$

Esto equivale a -2.89 Kw-Hr. por cada 1,000 galones.

5. Evaporación.

Existen 3 pasos esenciales en la producción de agua potable por destilación:

- a) Producción de vapor (evaporación).
- b) Transporte de vapor a un condensador, y
- c) Condensación.

a) Evaporación.

Es un fenómeno superficial por el cual las moléculas de agua acumulan la suficiente energía para escapar del líquido e ingresar al espacio circundante ocurre en cualquier tipo de agua que presente una interfase gas-líquido. La razón de este comportamiento es que la energía contenida en las moléculas de agua no es distribuida uniformemente -aunque muchas moléculas tienen una energía cercana a la promedio- algunas tienen menos y otras más. Así, aque-
→ llas con suficiente energía dejan la superficie del agua e ingresan al espacio gaseoso sobre el líquido como vapor. Si energía, tal como calor solar, es añadida continuamente, el líquido sigue evaporándose

lentamente: LIQUIDO + ENERGIA = VAPOR

b) Transporte de vapor.

El vapor producido debe conducirse al lugar donde se realice la condensación. Por otra parte, la ebullición durante el proceso de vaporización puede ser violenta y gotas de sal pueden ser arrastradas por el vapor, contaminando el destilado producido; por lo tanto un diseño cuidadoso es necesario a fin de asegurar espacio suficiente en el cual tenga lugar la vaporización y pueda prevenirse el transporte de sales. Para tal efecto, frecuentemente se emplean deflectores o telas metálicas. Finalmente, en general el vapor es transformado por diferenciales de presión y temperatura o por medios mecánicos.

c) Condensación.

La condensación generalmente tiene lugar sobre la parte interna o externa de tubos hechos de un material con alta conductividad térmica. Una cantidad de calor debe ser removida del vapor de agua, a fin de condensarlo y pueda ser usado para calentar o vaporizar agua salina. Para que ocurra una condensación eficiente, la superficie debe remover rápidamente el calor u permitir que el líquido condensado fluya hasta un lugar de colección; ya que si el líquido condensado permanece como una película sobre la superficie, actuaría como un aislante reduciendo

el rendimiento.

- Métodos de producción de vapor.

A fin de favorecer la ebullición, el proceso de destilación toma ventaja de la relación entre la temperatura de ebullición y la presión correspondiente. Esta relación se muestra en la figura 1.12, en la cual se observa que reduciendo sucesivamente la presión de una solución salina, puede llevarse a ebullición varias veces sin añadir calor adicional. Esta técnica es usada de un grado a otro en casi todos los procesos de destilación comerciales, ya que la reducción de presión es menos costosa que el incremento de calor.

En los últimos 25 años, se han puesto en práctica 3 métodos principales para favorecer la vaporización en unidades de destilación:

- Tubo sumergido.
- Flash (evaporación brusca).
- Capa fina.
- Tubo sumergido.

El agua es llevada a condiciones de ebullición mediante la adición de calor a través de tubos sumergidos en el volumen de agua salina a evaporar (esto se ilustra en la figura 1.13). Se utilizan gran variedad de configuraciones que incluyen: Haz de

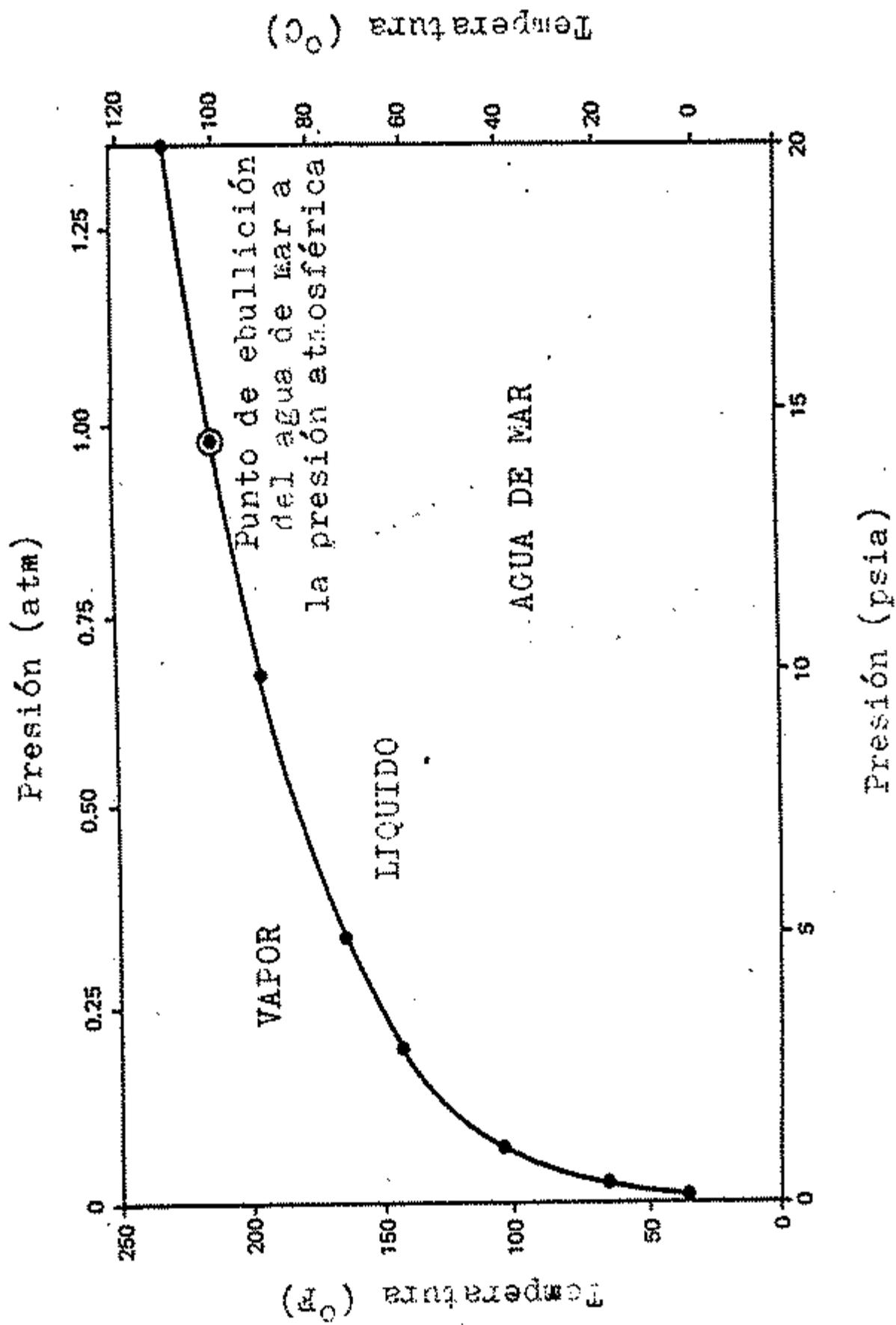


FIGURA 1.12 Relación entre la temperatura y presión en el punto de ebullición.

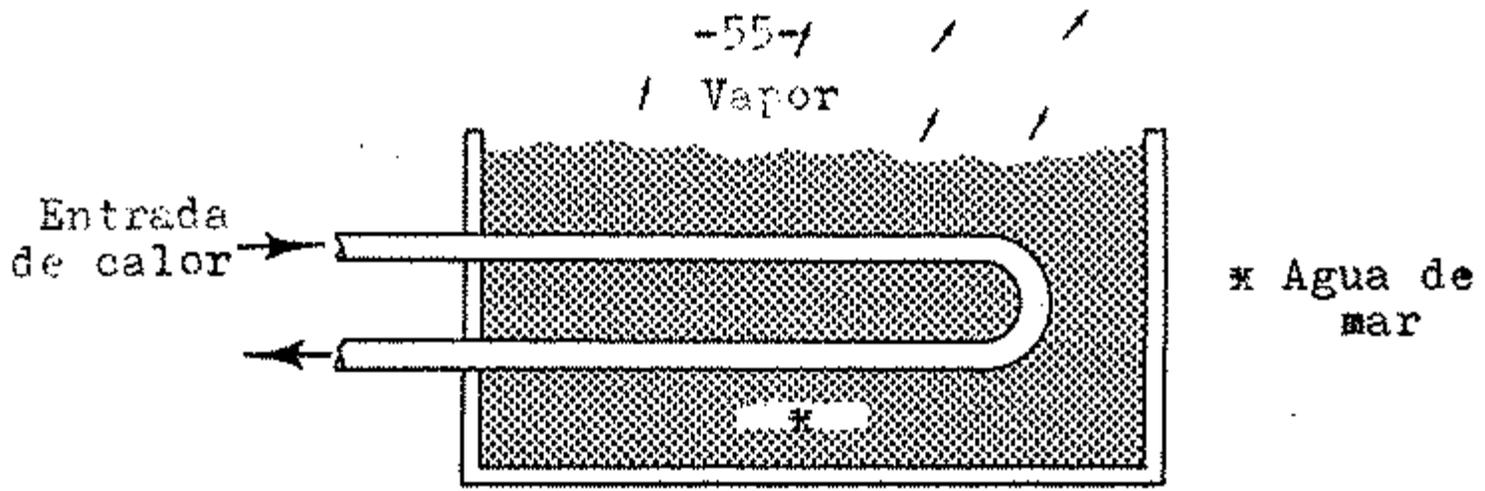
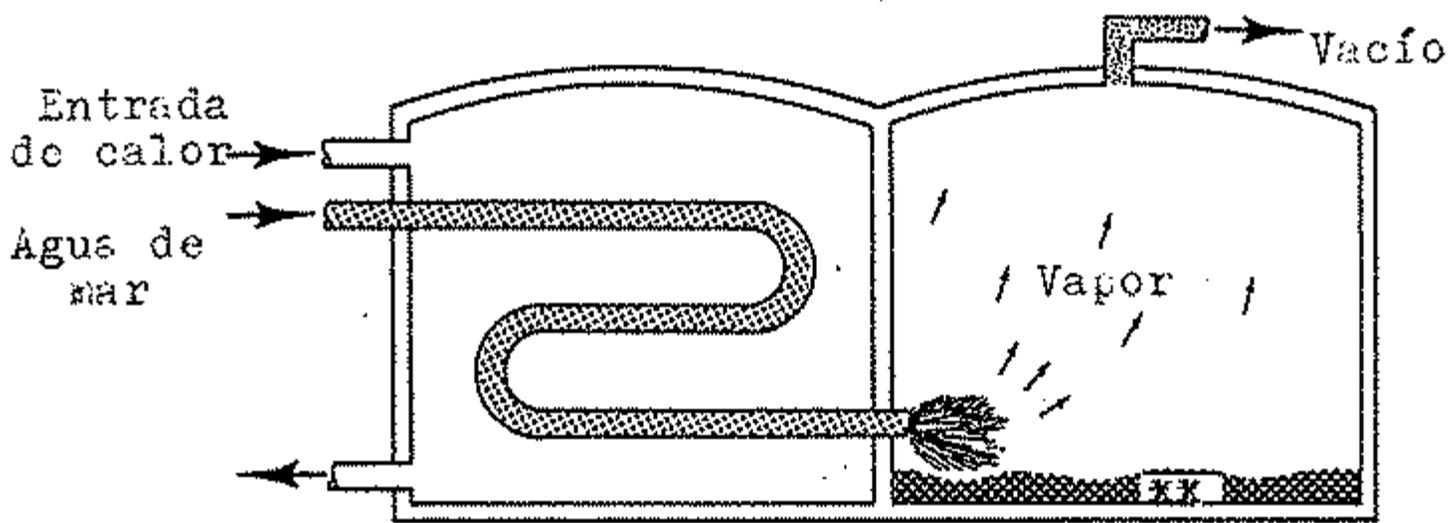
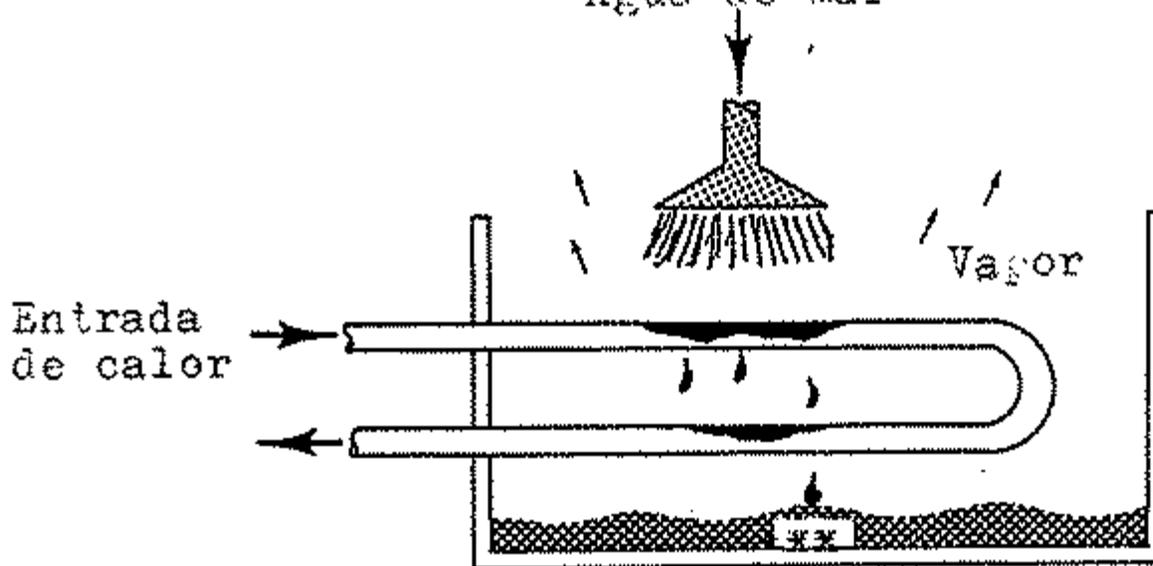


FIGURA 1.13 Método de vaporización por tubo sumergido



** Salmuera

FIGURA 1.14 Método de vaporización flash
Agua de mar



** Salmuera

FIGURA 1.15 Método de vaporización de capa fina

tubos en espiral - curva y recta - donde el vapor se condensa en el interior de los tubos suministrando calor.

Cuando se sumergen en soluciones salinas estos tubos estan sujetos a la formación de incrustaciones sobre el exterior, ya que ciertos compuestos como el carbonato de calcio y sulfato de calcio precipitan de la solución a temperaturas altas reduciendo enormemente la transferencia de calor. El diseño de tubos sumergidos fue muy empleado en las unidades de destilación construídas en los años de 1950, pero en la actualidad se usan raramente en plantas a gran escala; sin embargo es frecuente en unidades pequeñas de una sola etapa que emplean calor residual de baja temperatura como fuente de energía.

- Flash (evaporación brusca).

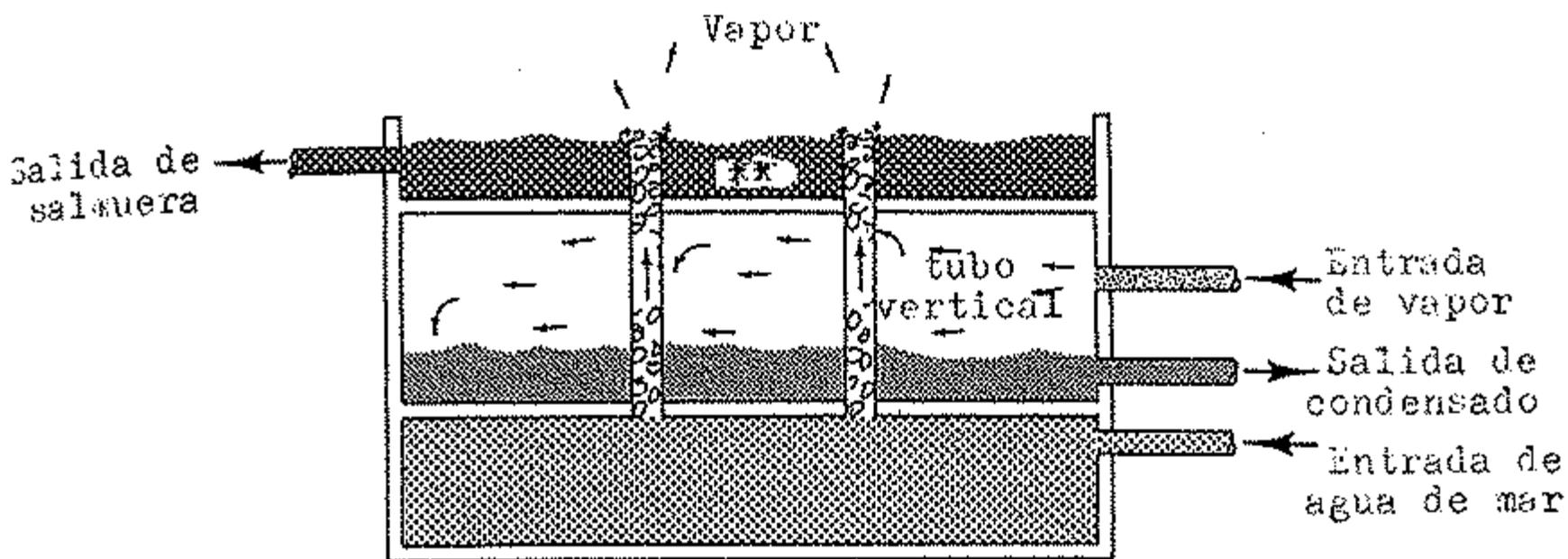
La ebullición vigorosa puede ser inducida alimentando agua en una cámara a través de un orificio, lo cual reduce la presión de la primera por debajo de la presión de vapor de equilibrio requerida para la ebullición a la temperatura de la alimentación; originando una ebullición vigorosa inmediatamente después de introducir el agua a la cámara. La agitación y la forma como sea descargada por el orificio, aumentan el área de exposición y por lo

tanto pueden mejorar la producción de vapor. (una representación se muestra en la figura 1.14).

Es el método utilizado por excelencia en la mayoría de las plantas construídas en los últimos 25 años. La ventaja es que una vez que el proceso se inicia, el agua de mar no entra en contacto con las superficies de transferencia de calor mas calientes y por lo tanto la probabilidad de incrustaciones -inducidas por calor- es minimizada. Sin embargo, la turbulencia causada por la ebullición y el impacto de la salmuera caliente atomizada pueden causar daño considerable a materiales inapropiadamente seleccionados o instalados en la cámara .

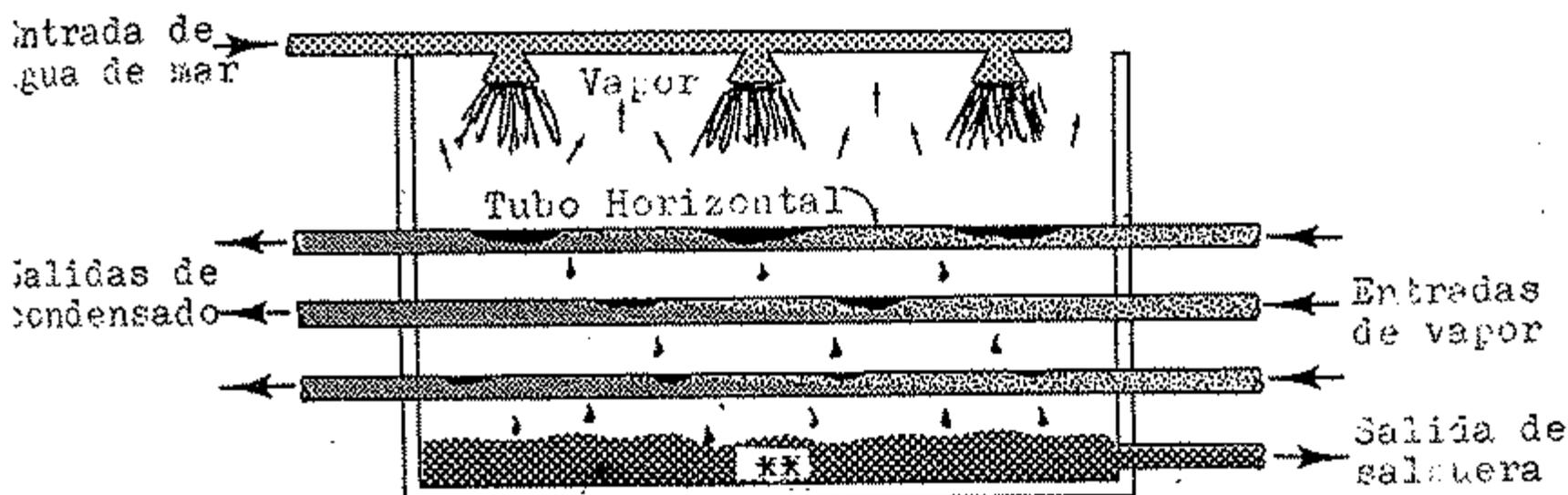
- Capa fina (pelicular) .

En este método el agua salina es aplicada como una película sobre el interior o exterior de tubos que son calentados por condensación de vapor en el lado opuesto. El calor es rápidamente transferido a través de las paredes de los tubos hacia la película, la cual permite un rápido calentamiento mientras expone una gran área superficial que favorece la vaporización. La figura 1.15 ilustra el concepto de capa delgada y la figura 1.16 muestra 3 métodos para aplicar películas a tubos tanto verticales como horizontales.



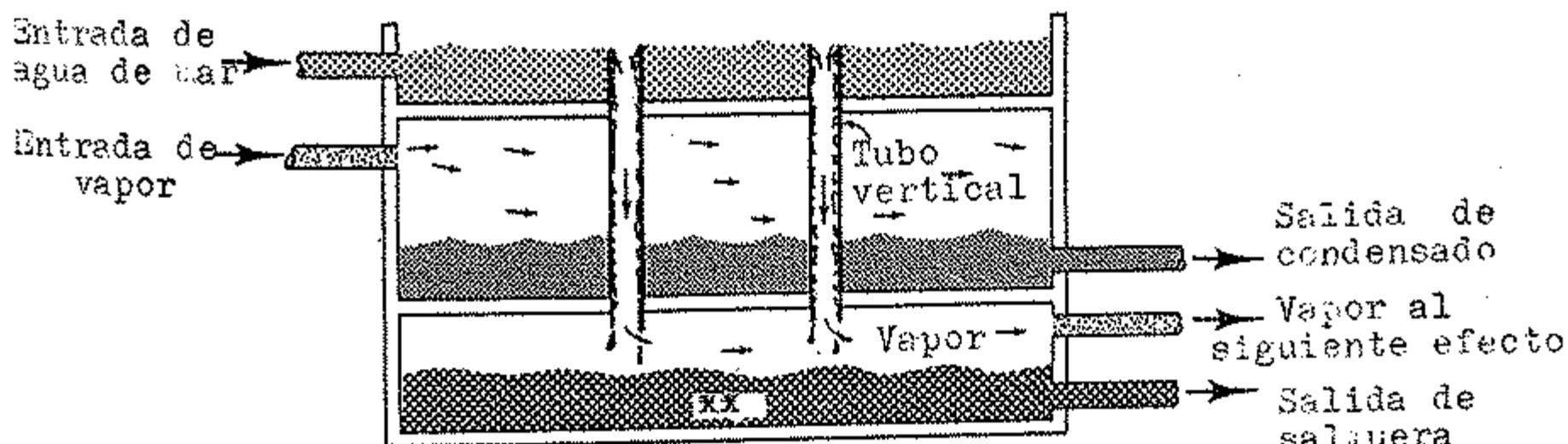
XX Salmuera

Película descendente en tubos verticales.



XX Salmuera

Película atomizada sobre tubos horizontales.



XX Salmuera

Película descendente en tubos verticales

FIGURA 1.16 Tres métodos para aplicar películas

La capa es generalmente aplicada sobre el interior de tubos verticales y el exterior de tubos horizontales. Un inconveniente de la vaporización en capa fina es que el calor induce la formación de incrustaciones sobre la superficie de los tubos.

6. Sistemas usados en desalinización por evaporación.

Existen 3 procesos principales de destilación que se emplean actualmente en la industria:

- Evaporación de múltiple efecto.
- Multietapas flash.
- Compresión de vapor.

En adición a estos, existen evaporadores recuperadores de calor residual que utilizan principios de múltiple-efecto o destilación flash y algunos híbridos que combinan dos o más de los procesos anteriores.

6.1 Evaporadores de múltiple-efecto.

Operan sobre el principio de la ebullición del agua a temperaturas progresivamente más bajas. En cada efecto el vapor es condensado sobre un lado del tubo y el calor de condensación derivado es utilizado para evaporar agua salina que circula por el otro lado; por lo tanto, el calor de vaporización impartido al agua para producir la vaporización inicial es reemplazado eficientemente a través del intercambio subsecuente de los calores de condensación y

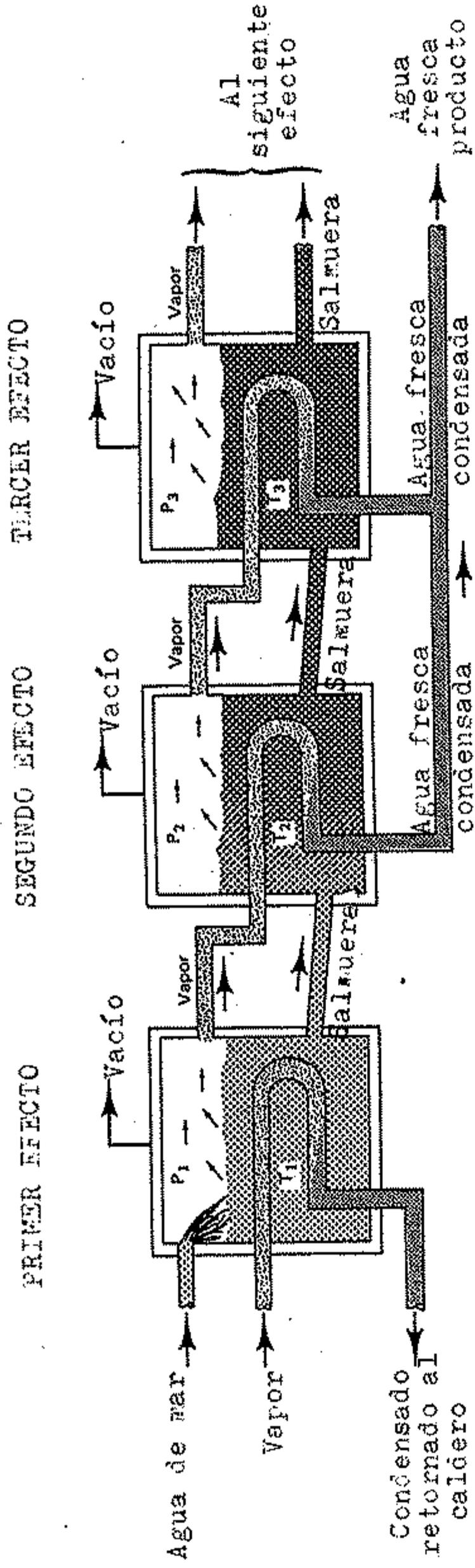
vaporización en efectos posteriores. El uso y reuso de los calores de vaporización y condensación para inducir la ebullición es llevado a cabo reduciendo la presión en cada uno de los efectos en relación al inmediatamente precedente. Esto permite que la salmuera hierva a temperaturas cada vez más bajas a medida que fluye a través de la planta. Debido a esto la planta de multiple-efecto tiene una economía de vapor proporcional al número de efectos (etapas).

De otra parte, dependiendo de la forma del tubo empleado en la planta, se tiene la siguiente clasificación :

- Evaporador de tubo sumergido.

Las primeras plantas de agua potable multiple-efecto generalmente tenían de 2 a 6 efectos, y el agua era calentada usando tubos sumergidos (la figura 1,17 muestra una configuración de tubo sumergido). Estas unidades presentan algunos problemas:

- . La vaporización no es muy eficiente comparada con otras configuraciones, debido a que el área superficial expuesta es relativamente pequeña.
- . Existe formación de incrustaciones sobre los tubos calientes, las cuales reducen la transferencia de calor.



Nota.
 $P_1 > P_2 > P_3$
 $T_1 > T_2 > T_3$

FIGURA 1.17 Diagrama de una planta multiple-efecto de tubo sumergido.

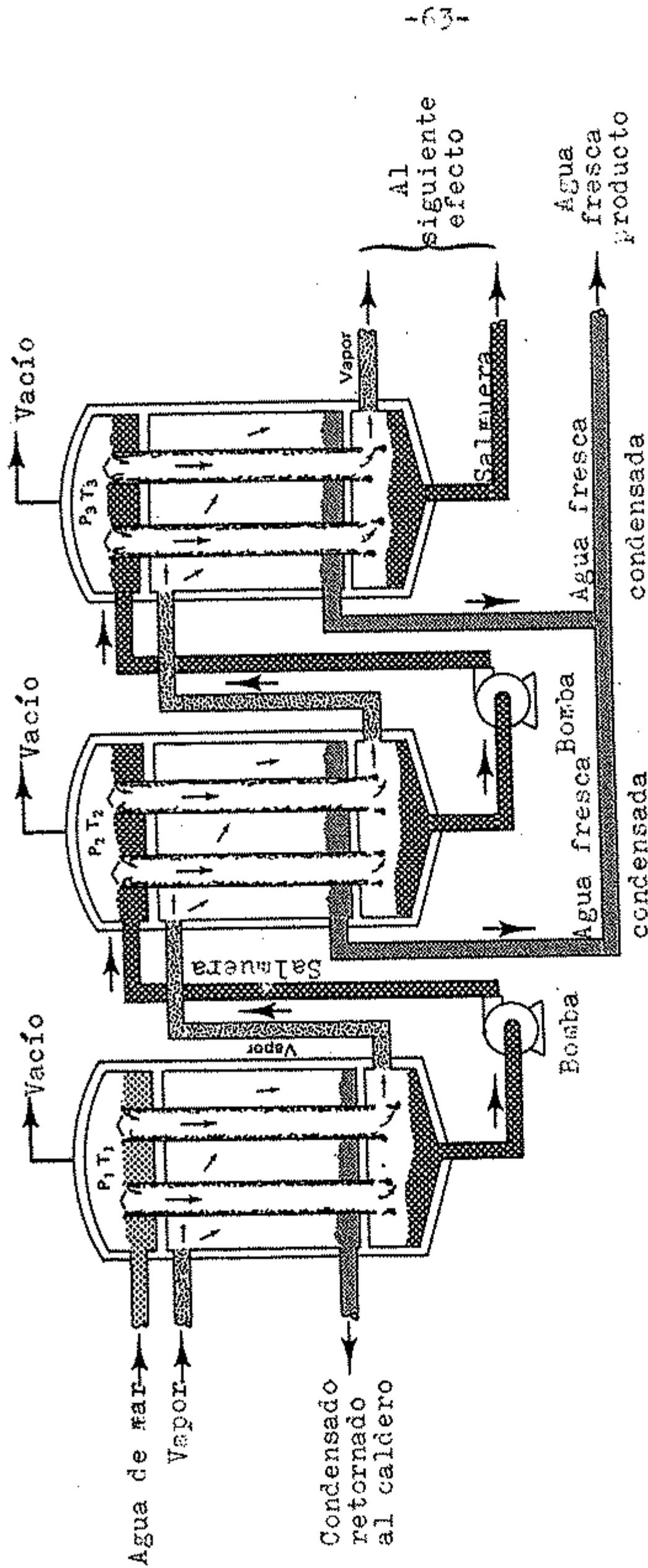
En resúmen el rendimiento total es bajo y las incrustaciones deben ser removidas en forma periódica; por ello en la actualidad, solo se aplican en la industria en los casos en que el calor es residual, siendo básicamente unidades de una sola etapa que trabajan a temperaturas en el rango de 120 a 140 °F, con el objeto de minimizar el incrustamiento.

- Evaporador de tubo vertical.

Esta configuración fue proyectada para resolver algunos de los problemas de la configuración de tubo sumergido (figura 1.18). Los tubos verticales están suspendidos sobre un baño de salmuera, la cual por rebose fluye por el interior de los tubos -ganando calor- mientras que el vapor de calentamiento se condensa en el exterior -transfiriendo calor de condensación a la salmuera-.

Si se reduce la presión -dentro de la etapa- a un nivel apropiado, el líquido ebullicará a medida que fluye hacia el interior de los tubos. El vapor exterior debe ser suministrado al primer efecto para añadir el calor suficiente que permita la ebullición en tal efecto. Este vapor exterior representa la principal energía suministrada al proceso. Comparada a la configuración de tubo sumergido, las unidades de tubo vertical tienen

PRIMER EFECTO SEGUNDO EFECTO TERCER EFECTO



Nota.

$$P_1 > T_2 > P_3$$

$$T_1 > T_2 > T_3$$

FIGURA 1.18 Diagrama de un evaporador de tubo vertical

el potencial de incrementar la transferencia térmica y reducir el incrustamiento, pero al mismo tiempo son más complejas y generalmente requieren mayor cantidad de tuberías exteriores y bombas que las de instalación sumergida.

- Evaporador de tubo horizontal.

La figura 1.19 muestra la configuración de múltiple-efecto de tubo horizontal; se observa que aunque el principio de operación es el mismo que para el evaporador de tubo vertical, la salmuera y vapor fluyen en lados opuestos de los tubos en los dos sistemas. La salmuera es distribuida como una película sobre la parte exterior de los tubos, donde es parcialmente evaporada por el calor suministrado por la condensación del vapor (agua fresca) en el interior de los tubos.

Las etapas (efectos) son susceptibles de ser arreglados tanto vertical como horizontalmente; y la configuración vertical permite un mejor uso de la gravedad, con el objeto de desplazar el líquido (salmuera) entre los efectos (esto se aprecia en la figura 1.20).

6.2 Multietapas flash.

Este proceso será explicado en capítulo aparte, ya que es motivo central del presente trabajo.

PRIMER EFECTO SEGUNDO EFECTO TERCER EFECTO

Nota.

$$P_1 > P_2 > P_3 \\ T_1 > T_2 > T_3$$

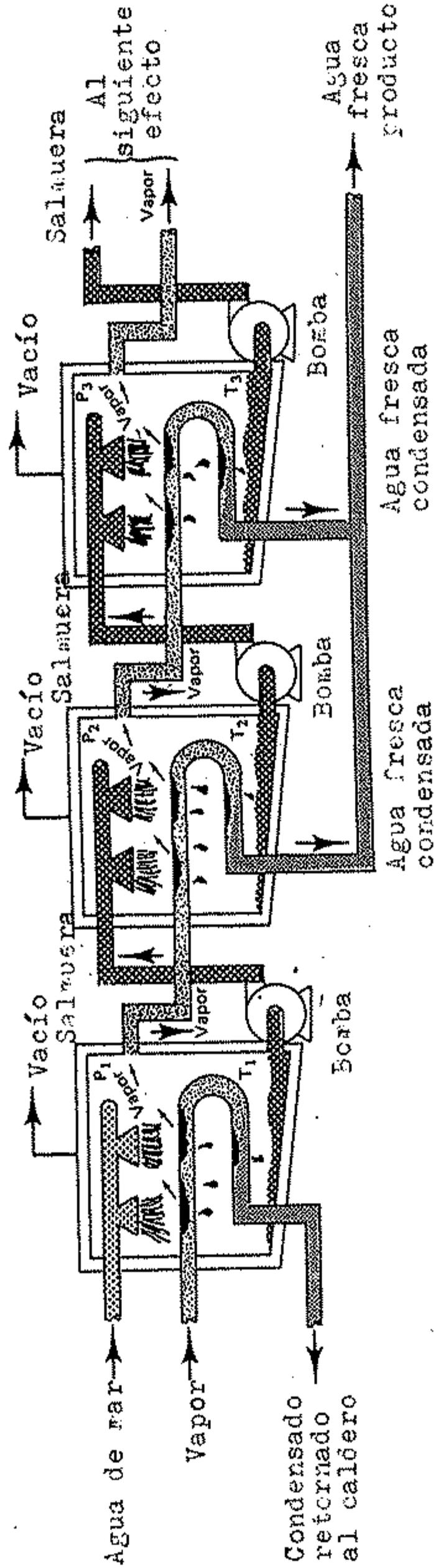
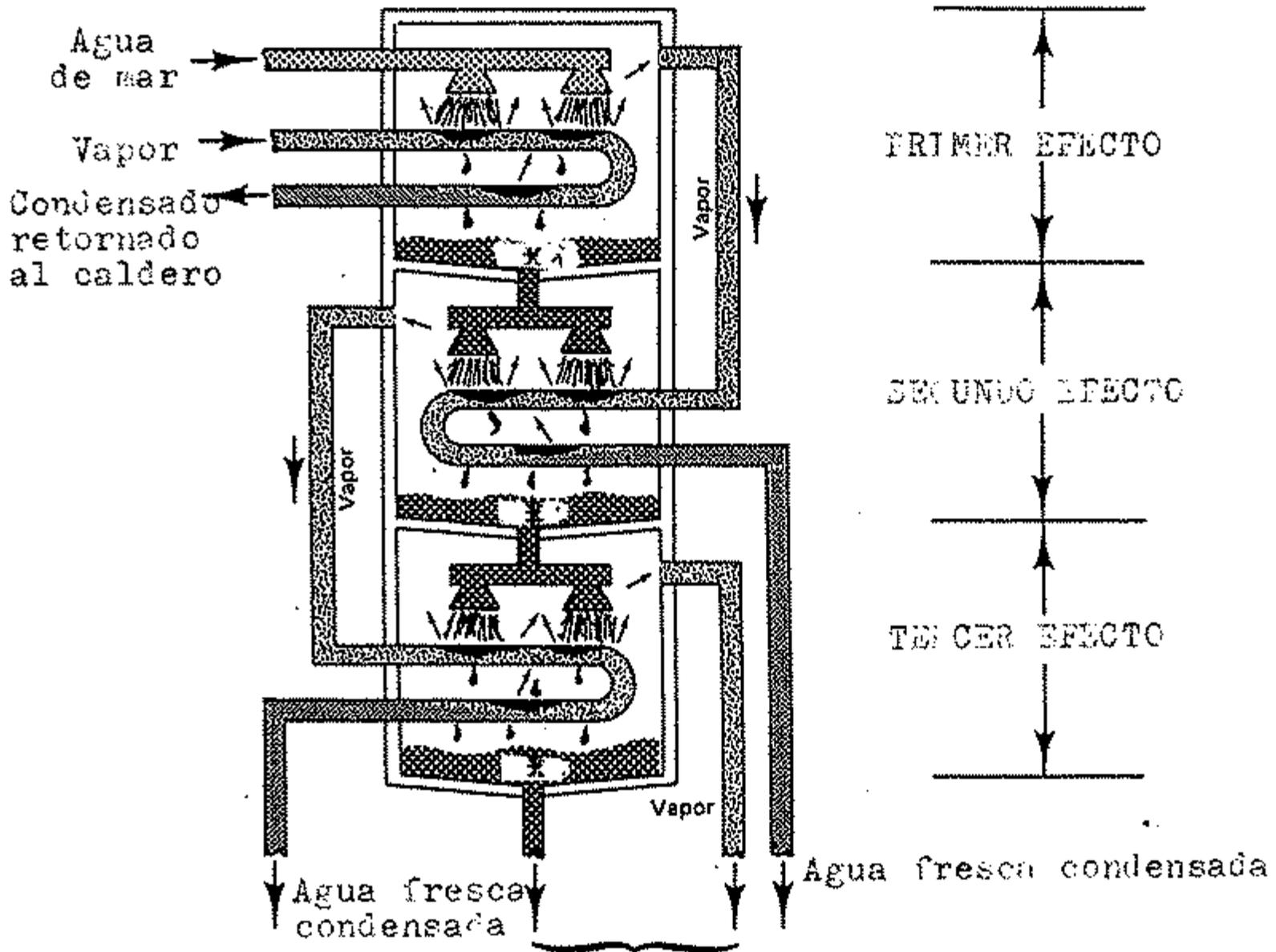


FIGURA 1.19 Diagrama de una planta de destilación de multiple efecto de tubo horizontal.



Al siguiente efecto

* Salmuera

FIGURA 1.20

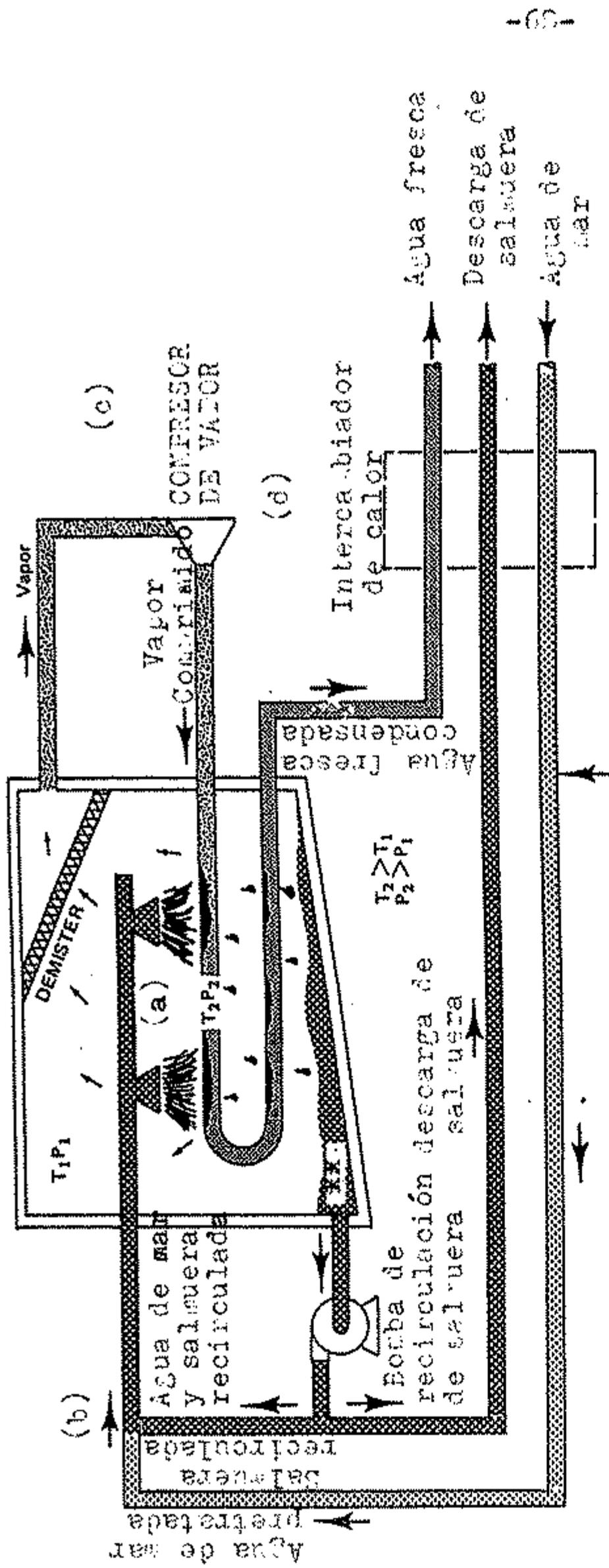
Diagrama de una planta de destilación de múltiple-efecto de tubo horizontal con efectos verticalmente arreglados.

6.3 Compresión de vapor.

Este proceso difiere de los otros en que no utiliza una fuente de calor externa -tal como vapor- a manera de energía primaria de destilación; en lugar de ello cuenta con vapor de agua comprimido (por un compresor), con una presión y temperatura de condensación elevadas. La planta es diseñada de modo que la condensación del vapor tenga lugar sobre un lado de los tubos transfiriendo el calor de condensación a la salmuera en el otro lado. El principio de operación se muestra en la figura 1.21.

Debido a que los calores de condensación y vaporización son recirculados a través de la superficie de transferencia de calor, la única energía requerida durante la operación es la necesaria para accionar el compresor. El compresor realiza un doble trabajo en el proceso: comprime el vapor -incrementando su temperatura de condensación- y al mismo tiempo reduce la presión sobre la salmuera alimentada, disminuyendo por lo tanto su temperatura de vaporización.

Existen 2 métodos básicos usados para comprimir el vapor de agua: el primero utiliza un compresor accionado por cualquier fuente rotativa -tal como un motor eléctrico, motor diesel, turbi-



Productos químicos
(Pre-tratamiento)



Este tipo de unidades eléctricas de compresión de vapor (película atomizada), es aplicada en instalaciones tales como hoteles, plantas industriales, y estaciones de energía. Generalmente está disponible en capacidades desde 25,000 a 30,000 sp. (9.5 a 114 a./d)

Figura 1.21 Diagrama de flujo simplificado del proceso de compresión de vapor.

* Ver en hoja posterior.

Notas.

** Salmuera

- (a) Boquillas atomizadoras.
- (b) Una porción de la salmuera caliente es recirculada a las boquillas atomizadoras para su posterior vaporización sobre el haz de tubos.
- (c) El vapor gana energía calórica al ser comprimido en el compresor de vapor.
- (d) Un eyector de vapor a chorro podría reemplazar al compresor de vapor, donde se encuentra vapor disponible.

na de vapor, etc.-; el segundo método es usar un e yector de vapor. Este último es frecuentemente con siderado factible cuando existe una cantidad de va por de rechazo residual, ya que producir vapor so- lamente para el propósito de operar un eyector, re sultaría antieconómico.

Ambos métodos de compresión producen la misma calidad de agua potable; y aunque la planta de eyección de vapor es sencilla de instalar y a- rrancar, y requiere cuidado y atención considera- blemente menores; por otro lado no es tan eficien- te como una planta operada por compresor.

El factor de rendimiento (libras de a- gua por cada 1,000 BTU de energía suministrada) de una planta con un eyector de vapor varía de 2 a 6 lb/BTU de energía suministrada; mientras que para una planta con un compresor mecánico es de 20 lb/ 1,000 BTU.

Aún así, a pesar de su ineficiencia re- lativa, las plantas de compresión con eyector de vapor son ampliamente usadas debido a su alta con- fiabilidad, baja demanda de mano de obra y poca a- tención requerida.

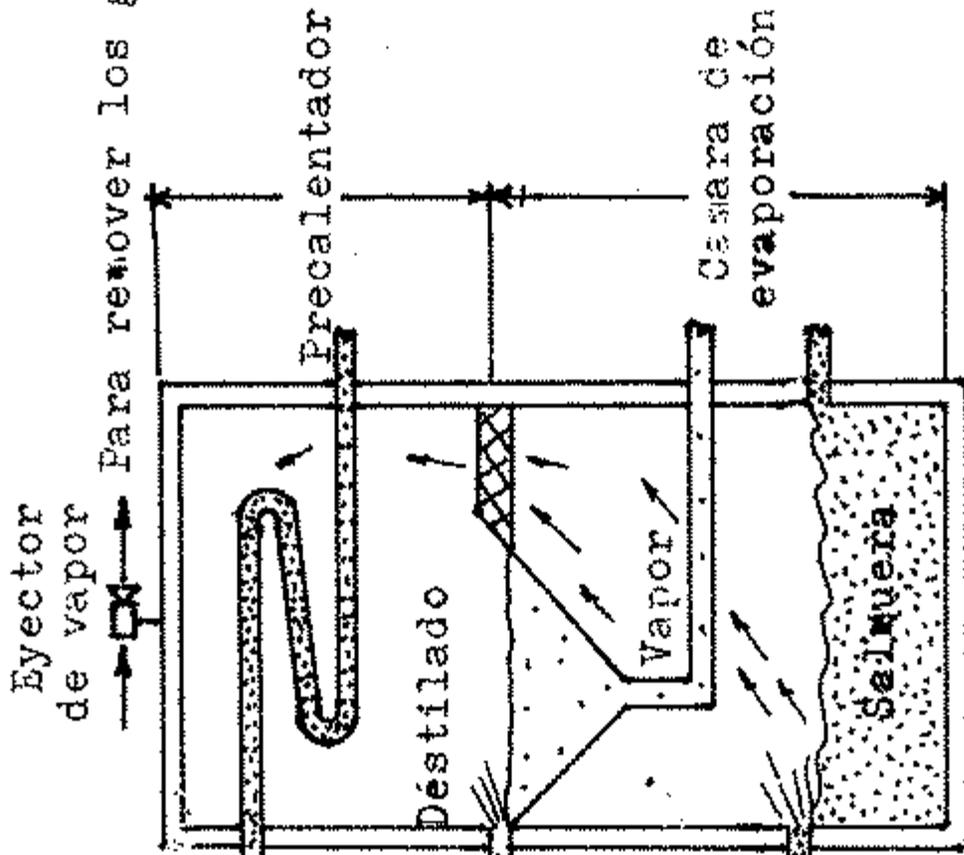
CAPITULO II

TEORIA DE LA EVAPORACION INSTANTANEA

1. Funcionamiento del sistema de evaporación instantánea.

1.1 Principio de operación.

Las unidades de destilación por evaporación instantánea (flash) utilizan el siguiente principio: Cuando la presión de un flujo caliente de agua -en estado líquido- es repentinamente reducida, por debajo de la presión de saturación correspondiente a su temperatura, el agua se evapora violentamente desprendiendo cantidades significativas de vapor hasta que la temperatura disminuye (debido a la pérdida de calor de vaporización) a un valor igual a la temperatura de saturación para tal condición de presión. El vapor producido es condensado sobre la parte externa de los tubos (precalentador) los cuales transportan agua de mar a menor temperatura a fin de recuperar parte del calor de vaporización (la figura 2.1 muestra un diagrama conceptual del proceso para una etapa). Si se dispone una serie de recipientes (etapas) arreglados como se muestra esquemáticamente en la figura 2.2, y la relación



El agua de mar incrementa su temperatura mientras fluye hacia el calentador donde se adiciona el calor necesario para permitir la evaporación en la primera etapa.

El destilado producido por condensación en cada etapa es evaporado en las siguientes etapas para recuperar calor adicional.

Salmuera evaporada cuando ingresa al interior de la etapa, la cual tiene una presión menor, permitiendo una rápida ebullición que ocurre inmediatamente.

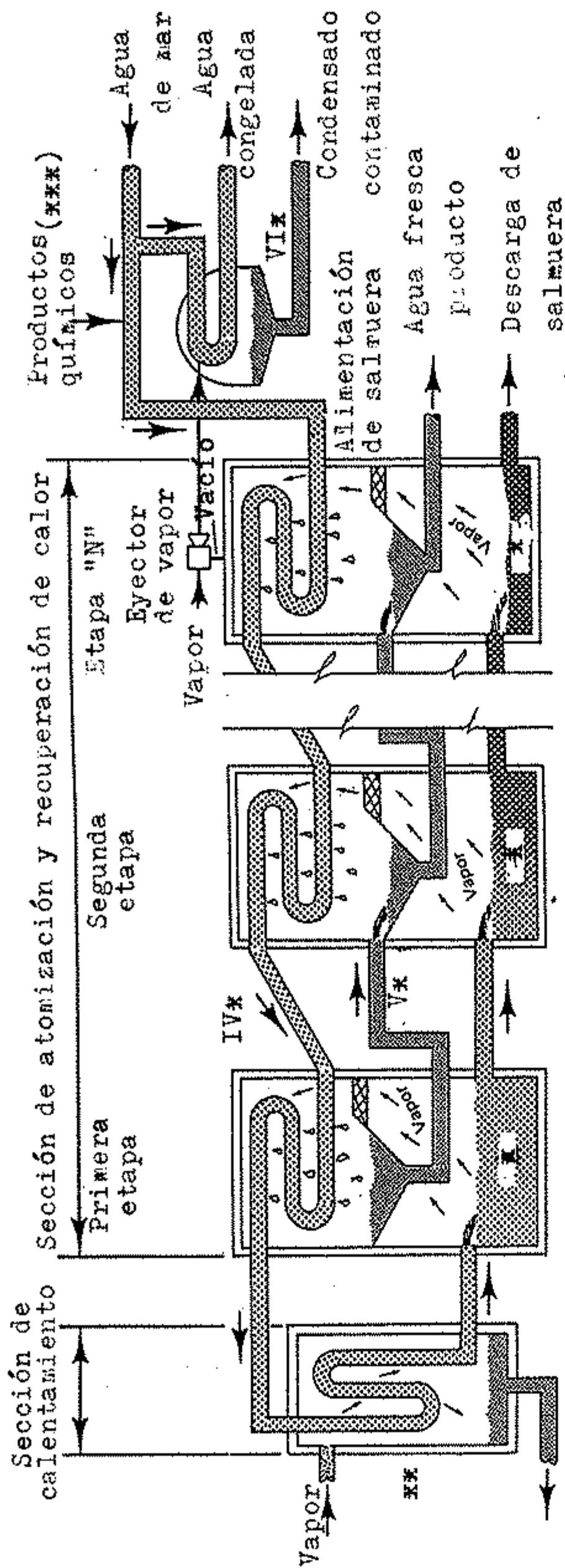
Para remover los gases no condensables

Pacote de tubos los cuales sirven como precalentador y condensador a la vez. El agua de mar fluye por el interior y es calentada por la condensación del vapor en el exterior de los tubos.

Derivista- usualmente malla de alambre que remueve gotas de agua de mar arrastradas por el vapor.

Flujo de salmuera hacia la siguiente etapa para continuar la evaporación flash y la transferencia de calor a la sección de recuperación de calor.

FIGURA 2.1 Diagrama conceptual para un proceso de evaporación instantánea de múltiples etapas.



Condensado
retornado
al caldero

Notas.

- * Salmuera
- ** Calentador de salmuera
- *** Polifosfato arriba de 190 °F (87.8 °C)
- IV* Polielectrolito arriba de 250 °F (121.1 °C)
- V* Salmuera
- VI* Destilado
- Condensador-Eyector

FIGURA 2.2 Diagrama de flujo simplificado de una planta de destilación multietapas flash

de presiones es mantenida en $P_N < \dots < P_2 < P_1$; entonces a medida que el agua de mar caliente es introducida a cada etapa en forma sucesiva, será vaporizada instantáneamente hasta que su temperatura quede nuevamente en equilibrio termodinámico con la presión del vapor en cada etapa. A medida que se realiza el proceso, la temperatura de la salmera disminuye en una cantidad proporcional a la cantidad de vapor producido. En cuanto a la concentración de sólidos disueltos, ésta crece etapa a etapa.

1.2 Descripción del proceso.

Las características esenciales y los principales componentes de una planta de evaporación instantánea por múltiples etapas, se encuentran ilustrados esquemáticamente en la figura 2.3. El proceso se divide en cuatro flujos:

a) Flujo de agua de mar.

El proceso comienza con el bombeo del agua de mar fría hacia la entrada de las etapas de rechazo de calor. El agua de mar gana temperatura a medida que fluye a través de los tubos de los precalentadores; y posteriormente deja la sección de rechazo de calor y una parte es químicamente tratada, desaerada y a continuación alimentada al proceso en la última etapa (cámara

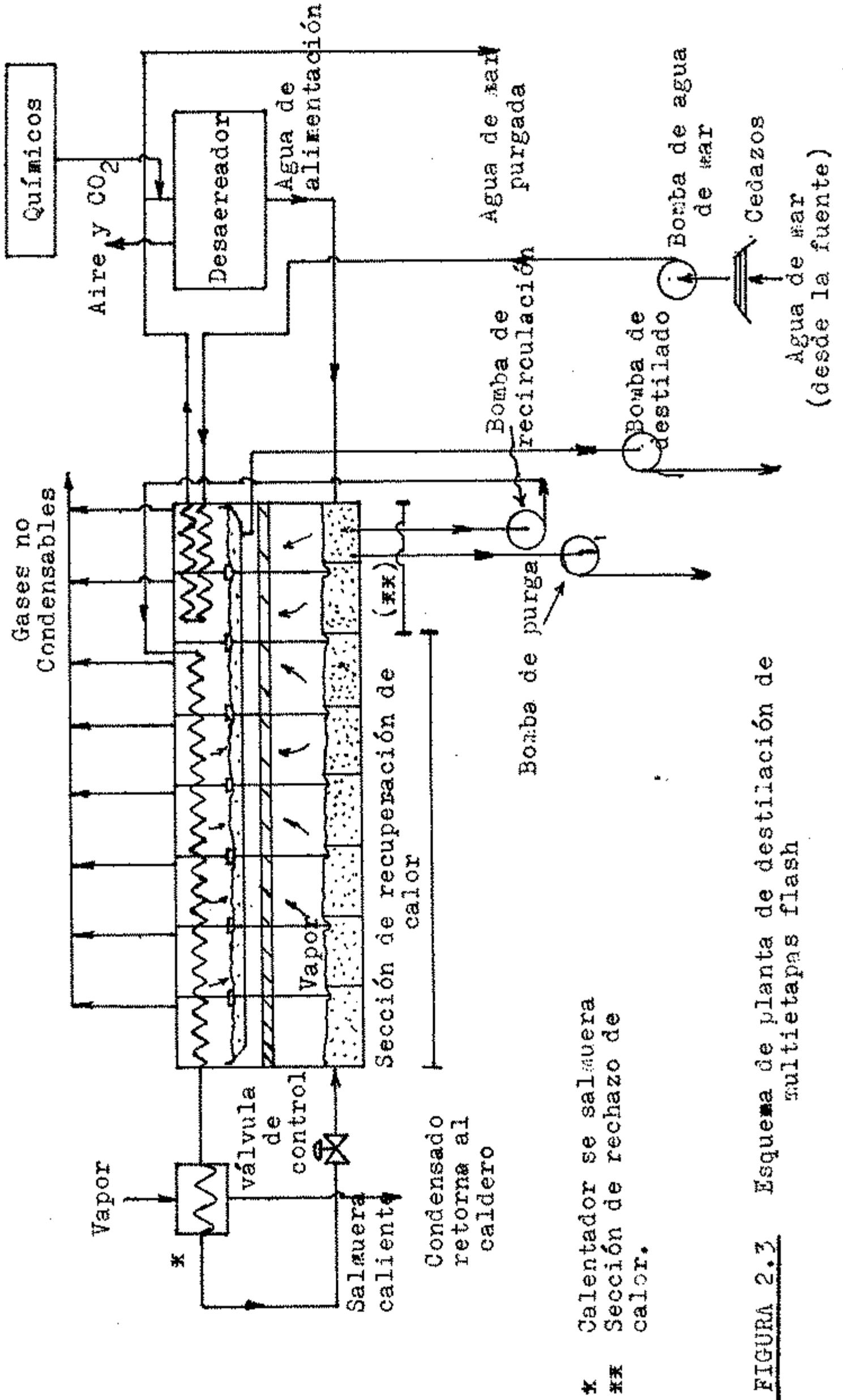


FIGURA 2.3 Esquema de planta de destilación de multietapas flash

de evaporación). El remanente (mayor parte) de agua de mar es retornado al océano.

b) Flujo de salmuera recirculante.

En la última etapa el agua de mar se une con la salmuera concentrada, y una porción de esta mezcla es removida (purgada al mar) a fin de mantener una concentración adecuada de salmuera. La mezcla de salmuera concentrada es, a continuación, bombeada a la última etapa (la más fría) de la sección de recuperación de calor, y mientras fluye a través de los tubos -sección de recuperación de calor- recibe calor desde el vapor producido (destilado) y desde el destilado que se evapora al pasar de una etapa a otra.

Posteriormente la salmuera recirculante deja la sección de recuperación de calor e ingresa al calentador de salmuera donde es calentada hasta la temperatura máxima del proceso (T_0) -este calentamiento adicional es requerido para iniciar y mantener el proceso-. La temperatura máxima de la salmuera está limitada, para evitar la formación de incrustaciones en los tubos del calentador; y depende del tipo de agua de alimentación pretratada que se emplee, y del rango de concentración seleccionado para la planta.

La salmuera deja el calentador y pasa a través de una válvula de control de flujo (la cual mantiene la presión de la salmuera en el calentador) ingresando a la cámara de evaporación de la primera etapa, donde una parte de ella se evapora. El vapor pasa a través de los separadores de vapor (demister) y se condensa, mientras transfiere su calor latente de condensación a la salmuera recirculante que fluye por los tubos del precalentador respectivo. El destilado (producto) es colectado en bandejas.

Acto seguido la salmuera se enfria y pasa a través de dispositivos de expansión (placas de salmuera) hacia las siguientes etapas -de presiones más bajas- alcanzando la ultima etapa (la más fría) de la sección de rechazo de calor con lo que completa su circuito.

En algunos arreglos de planta, denominados "plantas de un solo paso" toda la salmuera de la ultima etapa es desaguada al mar y nada de ella es recirculada.

c) Flujo de agua producida (destilado).

El destilado, producido a partir de los vapores condensados, fluye a lo largo de las bandejas (cajas de destilado) de cada etapa incrementandose gradualmente en volúmen hasta que deja la

ultima etapa -por acción de una bomba de transferencia-. Mientras el destilado fluye de etapa en etapa, su temperatura es reducida por evaporación brusca (flashing) hasta una presión más baja de manera similar al flujo de salmuera.

d) Flujo de vapor.

Existen 2 flujos principales de vapor en la planta: el flujo admitido al calentador de salmuera y el vapor resultante de la evaporación instantánea de la salmuera en cada etapa. El condensado del calentador de salmuera es retornado al caldero, mientras que el condensado proveniente del flashing es el producto de la planta.

Un flujo de vapor menor se emplea para operar el sistema de eyectores, los cuales descargan los gases no condensables que deben ser removidos de las etapas para mantener las razones de producción, temperaturas y presiones de diseño de cada etapa.

El porcentaje de salmuera "realmente vaporizada" en cada etapa es pequeño, debido a que la energía requerida para proveer el calor de vaporización es derivada de la caída de temperatura de la salmuera en cada etapa (ya que después del calentador de salmuera, ningún

calor adicional externo es suministrado al proceso). Una caída típica de temperatura en una etapa de una planta multietapas flash es alrededor de 5 °F (2.8 °C) por lo tanto este proceso es caracterizado por un alto flujo a través de la planta, en relación a la cantidad de agua producida.

Existen 2 tipos de plantas de multietapas que utilizan la evaporación instantánea:

- Planta de recirculación.

Es aquella que sirvió para la explicación del proceso, en la que el flujo de salmuera de la última etapa es mezclado con el agua de alimentación que ingresa, y recirculado a través de las secciones de recuperación de calor, calentado y evaporado a través de todas las etapas.

Este tipo de planta reduce la cantidad de productos químicos para el tratamiento del agua de mar, disminuyendo en alguna medida los costos de operación de la planta. De otro lado, incrementa la salinidad de la salmuera -principalmente en la penúltima etapa- elevándose por lo tanto el punto de ebullición y el peligro de corrosión e incrustaciones en la planta.

- Planta de un solo paso.

Es una planta en la que no se recircula la salmuera

de la última etapa; siendo ésta descargada en su totalidad al mar. Estas plantas requieren una cantidad mayor de productos químicos, para el tratamiento del agua de alimentación, que las plantas de recirculación; sin embargo su operación -especialmente en el arranque- es considerablemente más sencilla. Además ya que la salinidad es más baja, existen menos problemas de incrustaciones; a sí mismo debido a su estabilidad operacional, esta planta es más confiable para uso en áreas donde la operación y mantenimiento pueden ser un problema.

Estos tributos, junto con los más nuevos y más efectivos tratamientos para el control de incrustaciones, hacen este tipo de planta bastante deseable; razón por la que el presente trabajo será dedicado a su estudio.

2. Capacidad de la instalación.

Primeramente se realizará un breve enfoque histórico de la evolución de las capacidades de las plantas de multietapas en el mundo; con el objeto de precisar las razones por las que se ha seleccionado para este trabajo la capacidad de 960,000 galones/día (151,000 Kg/Hr).

El concepto de multietapas flash fue patentado por Robert Silver de Glasgoro, en 1957, construyéndose las 2 primeras plantas significativas de este tipo en Kuwait y sobre el canal de la isla de Guern

sey: la planta de Kuwait tenía 2 unidades de 1.2 mgd cada una, con 19 etapas y un rendimiento de 5.7 lb por cada 1,000 BTU; mientras que la instalación de Guernsey de 0.75 mgd. tenía 40 etapas y un factor de rendimiento superior a 10 lb/1000 BTU. Desde este momento, el método de multietapas flash dominó el campo de la destilación del agua de mar, y las plantas multietapas flash constituyeron alrededor del 85% de la capacidad de destilación instalada en el mundo, según un inventario de plantas de desalinización alrededor del mundo, realizado en 1977 el cual abarcó los tres procesos básicos de destilación del agua de mar en: porcentaje de capacidad y número de plantas -considerándose plantas con capacidades mayores de 25,000 gla/día-, la tabla 2.1 muestra dicha relación.

En el medio Oriente desde la década de 1970 se han instalado plantas que en conjunto representan más de la mitad de la capacidad de desalinización del mundo, y fluctuaban entre 10 y 30 mgd.; en la actualidad existen plantas con capacidades de 200 mgd., una de ellas está instalada en Jubail (costa este de Arabia Saudita).

En el Perú existen algunas de estas plantas en operación: en el departamento de Moquegua - Ilo, se encuentran operando 2 plantas de desalinización de propiedad de S.P.C.C., la primera de 0.72 mgd. de producción, instalada en el año 1967 y la segunda de

	<u>CAPACIDAD</u>		<u>CANTIDAD</u>			
	(mgd)	(1000 m ³ /d)	Porcentaje	Número de plantas	Porcentaje	($\frac{\text{mgd}}{\text{planta}}$)
Flash	650	2460	85	429	54	1.52
Evaporación múltiple	95	360	13	263	32	0.36
Compresión de vapor	15	56	2	115	14	0.13
.....
TOTAL	760	2876	100	807	100	

TABLA 2.1 Inventario de plantas de desalinización en el mundo
(El-Ramly and Congdon, 1977)

0.96 mgd.; ambas operan a máxima capacidad casi la totalidad del año. La capacidad de diseño anterior de 0.96 mgd.- se asume para el presente trabajo, a fin de poder realizar una comparación de las dimensiones y parámetros de operación resultantes de este trabajo, con las de la planta existente en Ilo; además (para el Perú) esta capacidad de producción de agua potable satisface el requerimiento de una población aproximada de 8,000 habitantes (alguna provincia de la costa peruana), teniendo en cuenta que a partir de su instalación produciría el 60% de su capacidad de diseño, y el 40% restante quedaría pendiente para el futuro crecimiento poblacional.

3. Método de alimentación.

Esta sección está dirigida al análisis de las condiciones del agua de alimentación, ya que el agua de mar antes de ingresar a la planta debe ser tratada químicamente. Aunque la mayor atención en la destilación se centra sobre la eficiencia térmica, es en definitiva la constitución química del agua de mar la que controla el proceso; dado que una cuidadosa atención y manipulación -a través del control de pH, concentración de gases, etc.- tienen un impacto tremendo sobre la longevidad y eficiencia de cualquier planta. El más significativo de los factores involucrados, es la formación de incrustaciones alcalinas y no alcalinas en el seno de la planta.

3.1 Formación de incrustaciones.

La formación de incrustaciones en los procesos de destilación puede ser clasificada como alcalina y no alcalina.

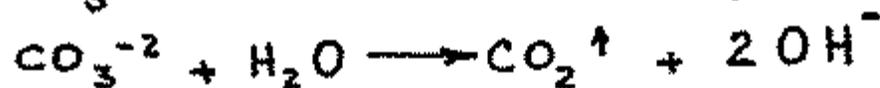
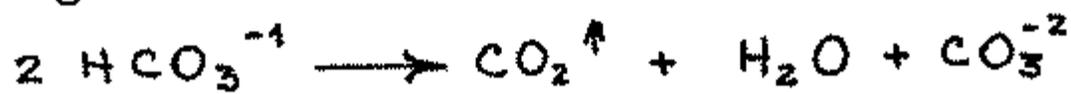
Las incrustaciones alcalinas más comunes son carbonato de calcio e hidróxido de magnesio, y las principales incrustaciones no alcalinas son distintos tipos de sulfato de calcio. Todos estos compuestos tienen características de solubilidad invertidas, es decir son menos solubles a medida que la temperatura de la solución aumenta. Así cuando se calienta el agua salina en la superficie de transferencia de calor (tubo), la temperatura en la superficie del tubo es más alta que en el seno del líquido; y si la concentración de la salmuera ya está cerca del punto de saturación -para algún constituyente que forma incrustaciones- este constituyente tenderá a precipitar sobre la pared del tubo.

La incrustación genera una serie de efectos perjudiciales sobre el proceso de destilación, tales como un incremento en la resistencia a la transferencia de calor (ya que las incrustaciones precipitan sobre las superficies de transferenza de calor), y también pueden acumularse en tubería, orificios, y otros pases de flujo impidiendo

por lo tanto el desplazamiento de los fluidos del proceso. Tanto el incremento en la resistencia a la transferencia de calor como la caída de presión del fluido, aumentan la demanda de energía que debe suministrarse por libra de agua producida (disminuye el rendimiento).

- Incrustaciones alcalinas.

Una vez que la temperatura de la solución alcanza alrededor de 160 °F, el ión bicarbonato tiende a desintegrarse produciendo dióxido de carbono, agua y un ión carbonato. Los iones carbonato se combinan con iones calcio para formar carbonato de calcio, el cual es insoluble y precipita; a medida que el calentamiento continúa, cualquiera de los iones carbonato remanentes reacciona con agua para formar más dióxido de carbono y iones hidroxilo los cuales se combinan con magnesio para formar hidróxido de magnesio -que también precipita- todo esto según las reacciones siguientes:



Remoción.

Estas incrustaciones pueden ser removidas por me

dios mecánicos tales como cepillado, ráfagas de agua, o choque térmico; pero el método más común es disolverlas reduciendo el pH del agua de alimentación mediante la adición de ácido.

Prevención.

Existen tres formas principales de prevención: controlando la temperatura, controlando el pH, e introduciendo aditivos. La restricción de la temperatura a un máximo de operación: 160 °F no es recomendable (ya no se emplea) ya que el rendimiento de la planta sería muy bajo.

En cuanto al pH su valor se mantiene entre 7 y 7.5, lo cual disminuye los iones hidroxilo inhibiendo enormemente la formación de hidróxido de magnesio; este método permite operar a temperaturas máximas de aproximadamente 250 °F. Las desventajas de alimentar ácidos, incluyen el costo del ácido y la corrosión que puede ocurrir con un pH incorrecto.

Finalmente, el tercer método comprende dos clases de aditivos: los polifosfatos -que han sido empleados en plantas de destilación desde 1950-, y los polímeros -que en la actualidad se siguen tratando de desarrollar y perfeccionar

Los polifosfatos pueden ser usados alre

dedor de una temperatura de 190°F , por encima de ésta tienden a hidrolizarse y pierden su efectividad. De otro lado, si bien son inhibidores, no previenen las incrustaciones de hidróxido de magnesio y carbonato de calcio. Por lo tanto este método es muy poco utilizado, dado que la temperatura se halla limitada.

El uso de polímeros orgánicos es relativamente nuevo y está en pleno desarrollo, siendo sus perspectivas futuras brillantes.

- Incrustaciones no alcalinas.

Las incrustaciones no alcalinas consisten principalmente de compuestos de sulfato de calcio. Las principales incrustaciones que podrían cristalizar son:

1. Sulfato de calcio anhidro (CaSO_4), generalmente representa el problema más grande.
2. Sulfato de calcio semi-hidratado ($\text{CaSO}_4 \cdot 1/2 \text{H}_2\text{O}$), conocido como "Yeso de París".
3. Sulfato de calcio dihidratado ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$), conocido como "Gypsum".

La formación de incrustaciones no alcalinas depende de la temperatura y concentración de las soluciones salinas. Los límites teóricos de incrustaciones para agua de mar se muestran en la figura 2.4.

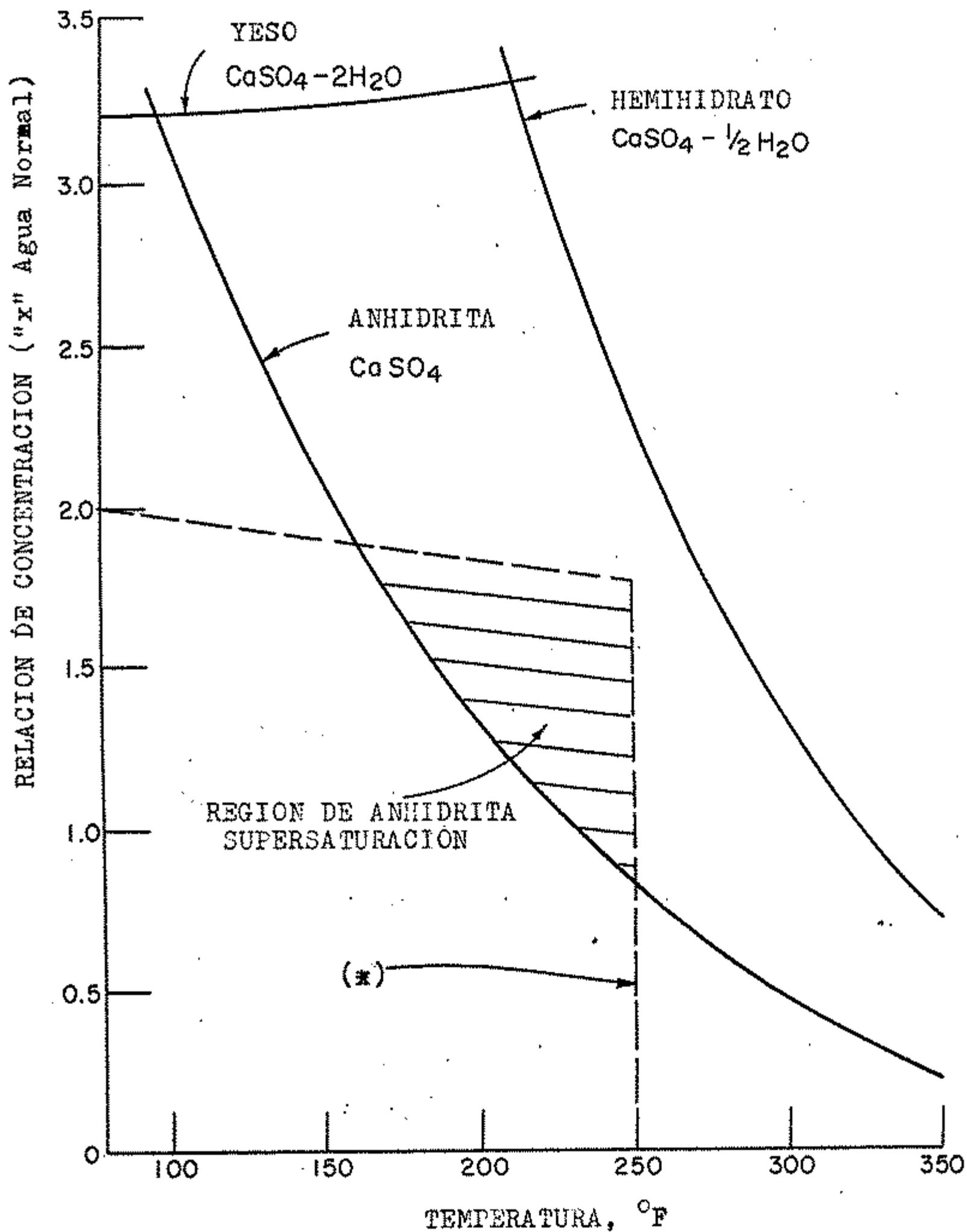


FIGURA 2.4 Solubilidad del sulfato de calcio en agua de mar

* La línea discontinua, define el rango normal para la operación de una planta de destilación.

La parte más vulnerable es el calentador de salmuera, donde se presentan las temperaturas más altas. Si los tubos del calentador de salmuera llegan a taponarse con sulfato de calcio anhidro requerirán por lo general reemplazo.

Remoción.

Una vez formadas las incrustaciones no alcalinas que son extremadamente difíciles de remover, dada su dureza, debe ser extraída mecánicamente, ya que no existe ningún solvente seguro conocido que pueda usarse con aleaciones de cobre.

Prevención.

Para las incrustaciones no alcalinas no existe aditivo o control de pH como en el caso de las alcalinas, el único método de prevención es evitar la operación en el rango de concentración y temperaturas que favorecen su ocurrencia (figura 2.4).

En base a lo expuesto se considera conveniente para el presente trabajo, seleccionar una alimentación de agua de mar pretratada con ácido sulfúrico. La cantidad de ácido requerido será la necesaria para mantener el pH de la alimentación entre 7 y 7.5, y la temperatura máxima asumida será de 225 °F (107 °C).

4. Cálculo del número de etapas.

El número de etapas en una planta de destilación multi etapas flash varía de acuerdo a la aplicación, rendimiento deseado, temperatura de la planta y otros factores de menor importancia; y se encuentra entre 20 y 50. Es usual incrementarlo con fines de mejorar la eficiencia en la recuperación del calor usado durante la evaporación repentina en cada etapa -con esto se reduce el requerimiento de calor en el calentador- disminuyendo por lo tanto los costos de operación. Lamentablemente un incremento en el número de etapas implica también un aumento en el costo de la instalación; luego la determinación del número de etapas adecuado resultará de una optimización de costos (menor costo total). En el capítulo 4 se explica esta operación.

5. Influencia del aumento del punto de ebullición del agua de mar.

Un fenómeno importante que ocurre en el proceso de destilación es el aumento del punto de ebullición (temperatura de ebullición) del líquido debido a la cantidad de sales en solución.

El agua de mar es una disolución bastante diluida relativamente, por lo que el aumento de su temperatura de ebullición no es considerable; esto se puede comprobar con ayuda de la figura 2.5. Así para el agua de mar normalmente se tiene una clorinidad

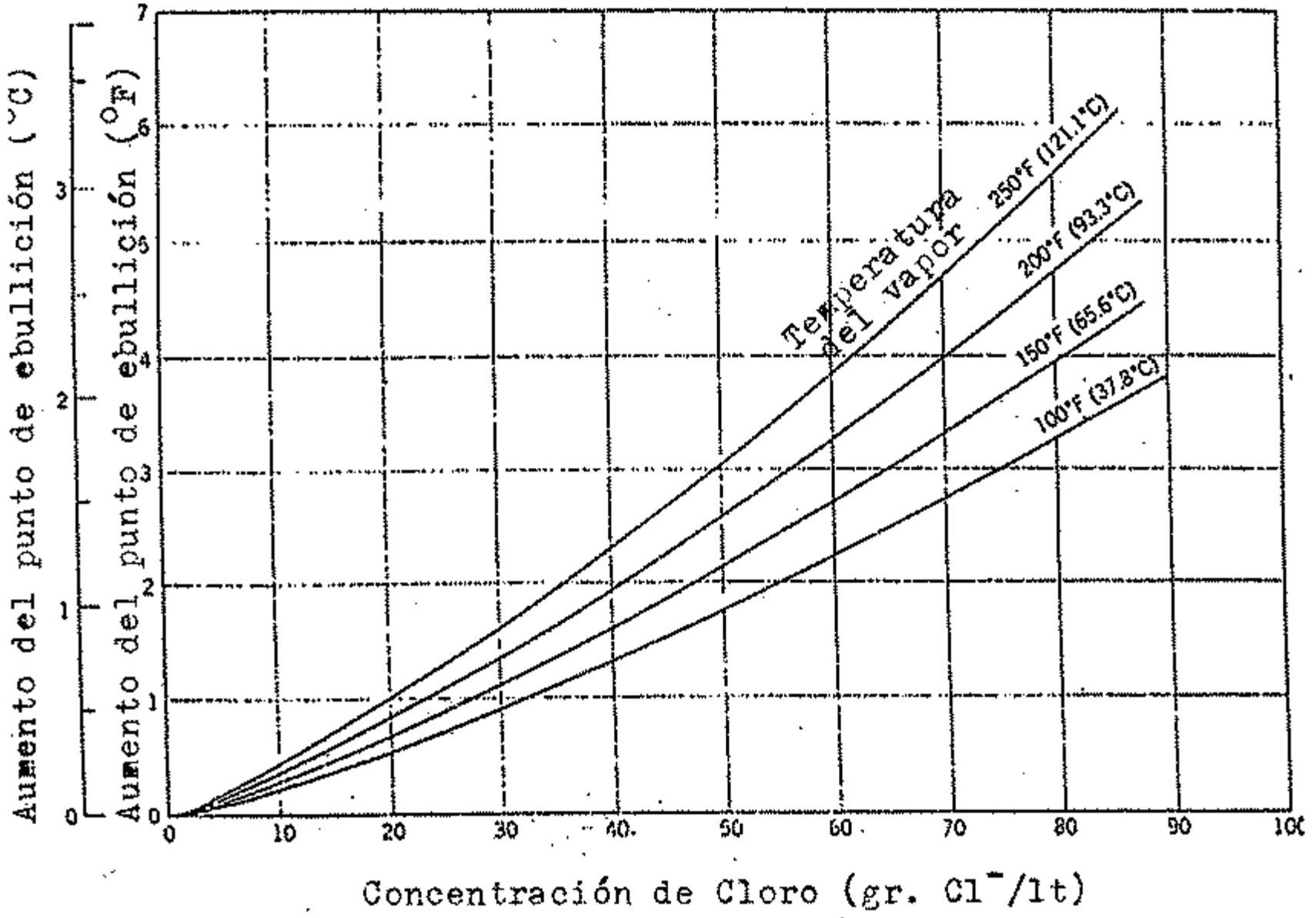


FIGURA 2.5 Elevación del punto de ebullición para el agua de mar

de 20 %, luego del gráfico para la máxima temperatura permisible (250 °F), se determina que esta elevación es de aproximadamente 1°F (0.5 °C); por lo tanto es perfectamente válido considerar al agua de mar como a gua pura para efectos de la realización del balance térmico en capítulo posterior.

En la zona de mayor concentración: pe-
núltima etapa, la clorinidad representa como máximo un 15% más del valor en la primera etapa, luego para una clorinidad de 23, la elevación será de 1.2 °F. En conclusión el efecto de concentración de la salmuera a través del proceso, no incrementa considerablemente el punto de ebullición.

6. Corrosión y materiales de construcción.

6.1 Corrosión.

En términos técnicos la corrosión se define como la deterioración de una sustancia (usualmente me-
tal) debido a una reacción con su medio ambiente. Existen muchos tipos de corrosión en una planta de desalinización y todos causan problemas de operación o mantenimiento, acortando la vida de la unidad. Algunos de estos tipos son:

- Corrosión uniforme.

Se refiere a la oxidación normal de las superficies metálicas, dado que ningún metal -excepto

el oro- es estable a la temperatura ambiente; siendo su estado natural común en forma de compuestos. Sin embargo, las reacciones del metal con el medio ambiente, son procesos muy lentos lo que permite usar los materiales durante un cierto tiempo.

- Picadura.

Este es un ataque localizado que origina orificios en el metal. Esta asociado generalmente con el ión cloro, que reacciona con metales pasivos -tales como acero inoxidable- y una vez iniciada la picadura, es casi imposible de detener.

- Erosión.

Se refiere a la pérdida de peso de un metal debido al movimiento relativo de un fluido que circula sobre la superficie metálica. Es muy común en plantas de destilación, y afecta el diseño al restringir la velocidad del flujo principalmente a través del interior de los tubos de los precalentadores y calentadores de la planta. La tabla 2.2 ilustra el efecto de la velocidad sobre la corrosión de metales bajo ciertas condiciones controladas. La erosión remueve la película protectora del metal, haciendolo más vulnerable al ataque; este fenómeno es también muy importante en bombas, cajas de agua, compuertas de etapas,

	<u>Corrosion típica</u>	
	<u>(mg/decímetro²/día)</u>	
	1 pie/seg ^a	27 pies/seg ^b
Acero al carbono	34	254
Fierro fundido	45	270
Bronce con aluminio (10%)	5	236
Latón con aluminio	2	105
Cobre-Níquel 90/10 (0.6 Fe)	5	39
Cobre-Níquel 70/30 (0.05 Fe)	2	199
Cobre-Níquel 70/30 (0.5 Fe)	1	39
Monel	1	4
Acero inoxidable	1	1
Titanio	0	0

Notas.

Experiencia realizada por International Nickel Co. 1977.

- (a) Inmersa en flujo de agua de mar.
- (b) Inmersa en disco rotativo.

TABLA 2.2 Corrosión de metales por agua de mar desaeurada a temperatura ambiente y diferentes velocidades.

planchas de tubos, tuberías, etc.

- Fatiga.

La fatiga en un metal puede acelerar la corrosión general y puede producir fraccionamiento. Las fatigas en planta de destilación se presentan a menudo en uniones soldadas.

El acero inoxidable es susceptible de este tipo de corrosión especialmente en las costuras de los tubos soldados en el campo y no reconocidos convenientemente. La fractura, por combinación de fatiga y corrosión, es potencialmente muy peligrosa, ya que ocurre repentinamente sin advertencia y puede ocasionar la descarga de vapor caliente, salmuera o agua.

- Corrosión galvánica.

La corrosión galvánica ocurre cuando dos metales de diferente composición entran en contacto mientras están expuestos a una solución (tal como salmuera) capaz de conducir corriente. Puede causar un severo ataque localizado sobre los metales, debido a que la acción de la diferencia de potencial causa la polarización de un metal como ánodo y del otro como cátodo. Durante el proceso se pierde metal desde el ánodo, conduciendo algunas veces a fallas estructurales o pérdidas en

la integridad de los tubos, corazas, etc. Así un tubo de cobre-níquel soportado por una plancha de acero puede crear el potencial para un ataque severo de la plancha.

Es casi imposible construir una planta de destilación empleando un metal único; por lo tanto la oportunidad de una corrosión galvánica casi siempre existe. Sin embargo a través de un buen diseño y cuidadosa selección de materiales los efectos pueden ser minimizados.

- Celdas de concentración.

Son similares a las celdas galvánicas, ecepto que el ánodo y el cátodo están formadas sobre una pieza homogénea de un metal, debido a diferencias en el medio ambiente entre las áreas . Celdas de concentración comunes, formadas en plantas de destilación, son debidas a diferencias en el contenido de oxígeno disuelto o en la concentración de un ión metálico; esto ocurre generalmente en zonas donde no existe flujo con tínuo de saluera. Normalmente estas zonas son pequeñas en extensión y se presentan en superficies de juntas (empaquetaduras), orificios, depó sitos de incrustaciones, cabezas de pernos, es quinas, grietas, etc. Una celda de concentración puede ocasionar corrosión severa de la porción

anódica de la superficie.

6.2 Materiales de construcción.

El factor que influye más significativamente sobre el costo de capital y la vida útil de las plantas de destilación, es la selección de los materiales de construcción; ya que dichas plantas están expuestas a altas temperaturas, soluciones concentradas de salmuera, y a menudo a productos químicos corrosivos, al estar generalmente localizadas en los litorales, donde se hallan expuestas a un medio ambiente salino y muy húmedo.

6.2.1 Selección de materiales.

Los materiales de construcción para cada componente principal de una planta de destilación deben ser cuidadosamente seleccionados entre la variedad de materiales que podrían ser usados. La selección de materiales generalmente se basa en:

- Costo.
- Vida útil de la planta deseada.
- Configuración de diseño.
- Temperatura de operación.
- Características del agua de alimentación.
- Compatibilidad del material.
- Preferencias.
- Capacidad de mantenimiento.

- Disponibilidad de partes de reemplazo y reserva.

La resistencia del material a la corrosión y sus características de transferencia de calor son extremadamente importantes; y aunque en esta sección se tratan generalidades, es imperativo en la adquisición y/o diseño de cualquier planta de destilación contar con asesoría de un experto en la selección de materiales. Los materiales deben ser adecuados al proceso seleccionado, a los otros materiales empleados, y al medio ambiente. La tabla 2.3 lista los materiales comúnmente usados para los diferentes componentes de la planta desalinizadora.

De otro lado, la selección final de los materiales es a menudo fuertemente influenciada por el costo total de capital vinculado al proyecto. Sin embargo, lo que se ahorra en costos iniciales por el empleo de materiales menos costosos es generalmente perdido varias veces en posteriores reparaciones, reemplazos y pérdidas de producción.

6.2.2 Características de los materiales.

Se mencionará, a continuación, las características generales de los materiales:

<u>COMPONENTE</u>	<u>MATERIAL</u>
Tubos de precalentadores	Titanio Cobre Níquel 90/10 y 70/30 Aluminio
Planchas de soporte de tubos (precalentadores)	Cobre-Níquel Aluminio Acero al carbón enchapado
Coraza del evaporador	Cobre-Níquel Acero al carbón revestido Acero al carbón
Partes internas del evaporador	Acero inoxidable Cobre-Níquel Acero al carbón
Calentador de salmuera	Titanio Cobre-Níquel
Cajas de agua	Cobre-Níquel Acero al carbono revestido (con Cu-Ni. Fibra de vidrio
Tuberías de interconexión.	Acero al carbono Acero al carbono revestido (con Cu-Ni. Fibra de vidrio Cobre-Níquel Acero Inoxidable.

TABLA 2.3 Materiales usados en plantas multietapas flash (Aqua-Chem, Inc, 1979)

Titanio.

El titanio posee alta resistencia al medio ambiente corrosivo y erosivo presente en el calentador de salmuera y otras partes de alta temperatura de la planta; es más caro que las aleaciones Cu-Ni comerciales, lo cual ha restringido su uso en las plantas casi exclusivamente a las superficies de transferencia de calor (tubos). Aunque su conductividad térmica es más baja que la mayoría de materiales para tubos comúnmente usados, sus otros atributos tales como superficie pulida, alta resistencia a la corrosión, etc. compensan esto en cierto grado; sin embargo, debe tenerse cuidado en la selección de otros materiales en la unidad para evitar el establecimiento de pares galvánicos.

Cobre-Níquel.

El cobre-Níquel (Cu-Ni) se presenta en varios grados, dependiendo principalmente del porcentaje relativo de cada componente en la mezcla las combinaciones típicas contienen cobre con 10% (90/10) y 30% (70/30) de níquel. La aleación más empleada es la de 90/10, siendo su costo significativamente menor que el de la aleación 70/30.

Resiste la corrosión por agua de mar, pero es susceptible de degradación por sulfuro de amoníaco e hidrógeno, los cuales pueden encontrarse en algunos pozos marinos y en aguas contaminadas por fertilizantes o desagues domésticos. Es susceptible de corrosión por flujos de alta velocidad de salmuera; y debido al contenido de cobre posee buenas propiedades anti-incrustantes hacia organismos marinos.

Acero inoxidable.

El acero inoxidable presenta varios grados de acuerdo a su contenido de cromo, níquel, carbón y molibdeno. Posee alta resistencia a la corrosión por flujo de agua de mar, pero con agua de mar estancada puede experimentar una seria corrosión por picadura; lo cual puede tener efectos desastrosos sobre las partes de acero inoxidable (tales como los impulsores de las bombas) que permanecen sumergidos en salmuera durante las paradas de planta. Debe tenerse especial cuidado en la selección del grado de acero inoxidable usado en aplicaciones para desalinización.

Acero al carbono.

El acero al carbono es empleado en las corazas e interiores de muchas plantas de destilación, debido a que es un metal estructuralmente fuerte, barato y de fácil fabricación. Es, sin embargo, muy susceptible de corrosión en el medio ambiente asociado a una planta de destilación, especialmente en presencia de salmuera caliente y bajos valores de pH.

En los años 50 y 60 se hicieron pruebas para reducir los costos de capital en las plantas de destilación, fabricando gran parte de los componentes con acero al carbono; y aunque los costos de capital fueron bajos, el mantenimiento fue alto y la vida de la planta corta, especialmente cuando fue empleado ácido. Sin embargo la introducción del uso de productos químicos de alta temperatura para el control de incrustaciones (otros además de ácido) puede mejorar la longevidad del acero al carbono en las plantas de destilación.

Plástico.

El empleo de materiales resinosos termoendurecidos o reforzados (plásticos) para cajas de agua, tuberías exteriores de salmuera de baja presión y carcasas de bombas, etc. se ha in-

creamentado en años recientes. Estos materiales, no metálicos, generalmente epoxi o poliester están hechos de una variedad de resinas las cuales son fortalecidas con fibra de vidrio; y no son afectados por corrosión, pero algunos pueden sufrir fisuración causada por calor y/o rayos ultravioletas del sol, por ello deben ser cuidadosamente mantenidos para prevenir flexiones o hundimientos. Por otra parte, aunque estos materiales pueden servir bien en aplicaciones apropiadas, tuberías de gran tamaño podrían presentar deficiencias en la calidad, así como estructuras y conexiones; debidas a que gran parte de la producción depende de la mano de obra.

Ciertos materiales termoplásticos tales como el PVC (policloruro de vinilo) o polipropileno son empleados para tuberías de salmuera de baja temperatura sin ser reforzados, sin embargo un problema con su uso es la falta de datos confiables sobre longevidad y/o áreas potenciales de falla para aplicaciones de desalinización, tales datos tendrían que ser obtenidos en base a experiencia.

Aluminio.

El aluminio es un metal liviano y relativamente barato que es resistente a ciertos tipos de corrosión tales como los causados por exposición al amoníaco, sulfuro de hidrógeno, ácido sulfúrico, etc. Aunque su conductividad térmica es baja, su firmeza estructural es baja y es fácilmente erosionado por altas velocidades; puede ser modelado en una variedad de formas, pero requiere de maestranza y prácticas especiales en el campo de fabricación, así como técnicas especiales de soldadura (a gas de arco sumergido) en los materiales de unión.

El aluminio es muy susceptible de corrosión por picadura (ataque galvánico) debido a metales pesados tales como cobre y debe tenerse cuidado en la selección de aleaciones apropiadas y el control de la exposición a estos metales.

Recubrimientos, Revestimientos y enchapados.

A fin de emplear materiales menos caros o para combinar cualidades de dos o más materiales, se emplean los recubrimientos, revestimientos y enchapados para algunas aplicaciones tales como proteger el acero al carbono

empleado en cajas de agua, material de corazas y divisores de etapas.

Los recubrimientos típicos son materiales de caucho o epóxicos, los cuales se aplican tanto en la fábrica o lugar de instalación; y aunque por sí mismos son generalmente resistentes a la corrosión, pueden ocurrir 2 problemas: el primero es, ya sea, un recubrimiento incompleto o deficiente que puede dejar pequeñas áreas -aún tan pequeñas como agujero de alfiler- desprotegidas, así en el caso de ataque galvánico la reacción total es entonces concentrada sobre una pequeña área y el resultado puede ser una rápida falla localizada. El segundo problema es el que se debe al diferencial en el coeficiente de expansión, método de aplicación, medio ambiente local, fallas al evitar toda humedad o al preparar la superficie base adecuadamente, u otros factores por los cuales el recubrimiento no se adhiere apropiadamente al material base de tal forma que cuando la falla ocurre, grandes áreas de recubrimiento se desprenden, exponiendo al material base a la corrosión mientras que las secciones de recubrimiento desprendidas fluyen hacia los tubos, compuertas, bombas, etc.

Los revestimientos, si se aplican apropiadamente, generalmente son superiores a los recubrimientos pero tienen un alto costo inicial. El mantenimiento o reemplazo usualmente ocurre a intervalos de varios años. Los revestimientos típicos para componentes de acero, incluyen aleaciones cobre-níquel (generalmente 90/10 Cu-Ni), acero inoxidable 316-L, y "Precrete", un cemento de aluminio que tiene el mismo coeficiente de expansión que el acero.

Las láminas de revestimiento cobre-níquel son hechas cortando la hoja delgada a las dimensiones apropiadas y soldando luego los bordes juntos para formar un revestimiento bien ajustado y móvil. El revestimiento es luego taladrado de agujeros (de aproximadamente 0.5 pulg -1.3 cm- de diámetro) sobre centros de 4 pulgadas (10.2 cm), y luego usando la correcta varilla soldadora recomendada- es soldado por obturación a través de los orificios al acero base. Los puntos débiles del revestimiento son las soldaduras obturantes que inevitablemente llegan a disolverse con aceros que contienen carbono, haciendo las soldaduras obturantes quebradizas.

El enchapado consiste en una unión metalúrgica entre el metal suministrado y otro. Un ejemplo típico es un revestimiento de acero inoxidable unido a una caja de agua de acero al carbono. El costo inicial del material de enchape es mayor que el de recubrimientos pero menor que el de revestimientos; y su uso requiere cuidado en el campo de soldadura, etc., pero la combinación parece ser permanente, requiere poco o ningún mantenimiento y su costo efectivo es menor a largo plazo. Este tipo de construcción, en la actualidad, es estándar en muchos fabricantes.

CAPITULO III

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

1. Desarrollo de las ecuaciones para el cálculo

Como punto de partida es imprescindible subrayar que, para todo efecto de cálculo, el desarrollo de las ecuaciones se llevará a cabo teniendo en cuenta que -tal como se demostrará más adelante- el factor más importante del proceso es la adecuada selección de temperaturas en las diferentes etapas del sistema.

1.1 Balance termodinámico alrededor de los evaporadores

A fin de determinar las relaciones del conjunto, se ha considerado conveniente analizar etapa por etapa; dado que en cada una de ellas se produce un proceso termodinámico: a presión constante se obtiene un flujo de vapor que al ser totalmente condensado, en el precalentador respectivo, incrementa la temperatura del agua que circula por el interior de los tubos.

Así, con la ayuda de las figuras 3.1 y 3.2, el balance termodinámico alrededor del evaporador de expansión "E₁", resulta :

$$F \cdot H_0 = D_1 \cdot H_1 + (F - D_1) \cdot S_1 \quad \dots (1)$$

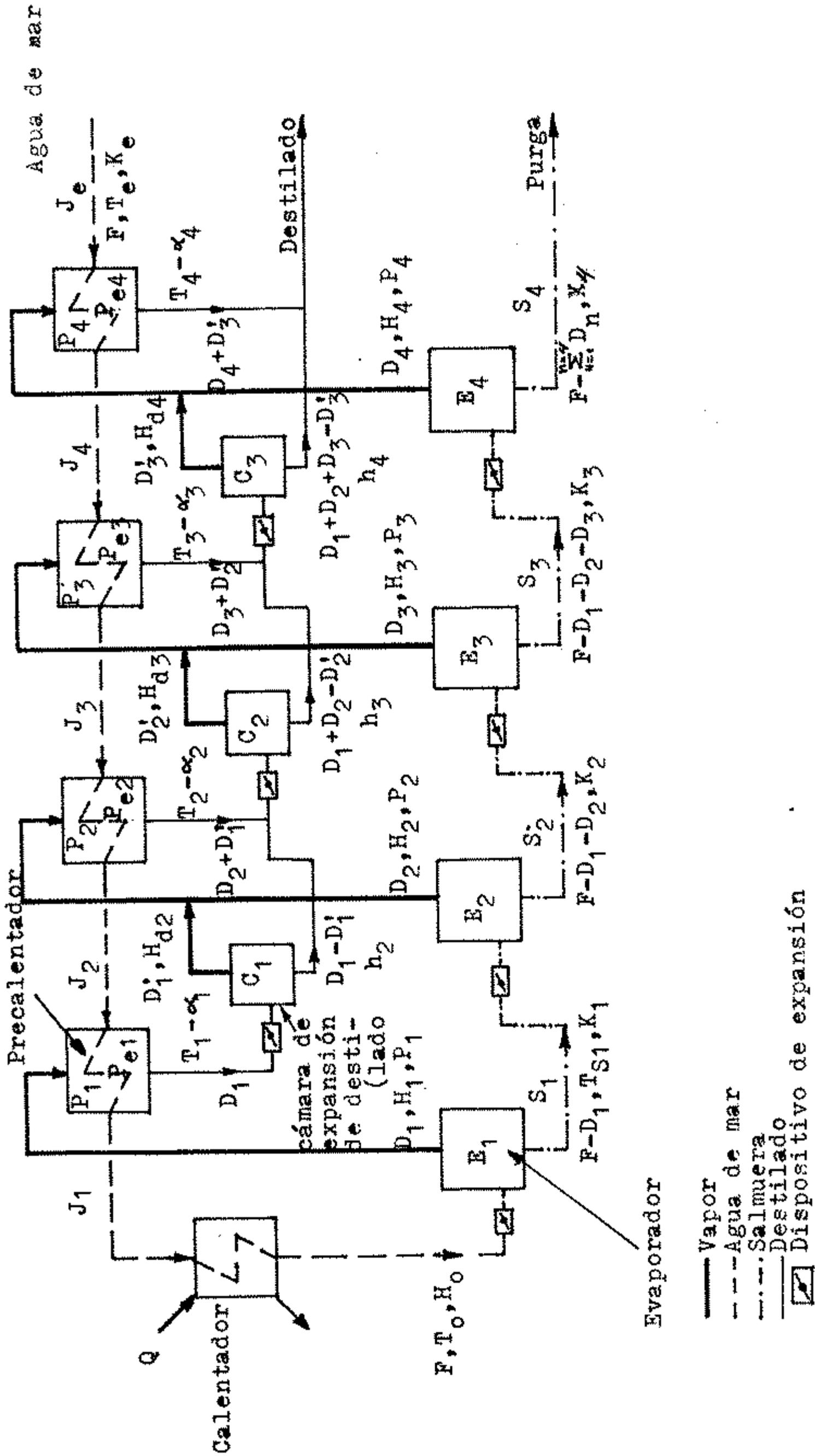


FIGURA 3.1 Esquema de planta desalinizadora de un sólo paso y 4 etapas.

Donde :

F = Caudal de agua de mar alimentado a la planta.

D_1 = Caudal de vapor (Destilado) producido en la primera etapa.

H_0 = Entalpía del agua de mar a la entrada de la primera etapa.

H_1 = Entalpía del vapor producido en la primera etapa.

S_1 = Entalpía del agua de mar a la salida de la primera etapa.

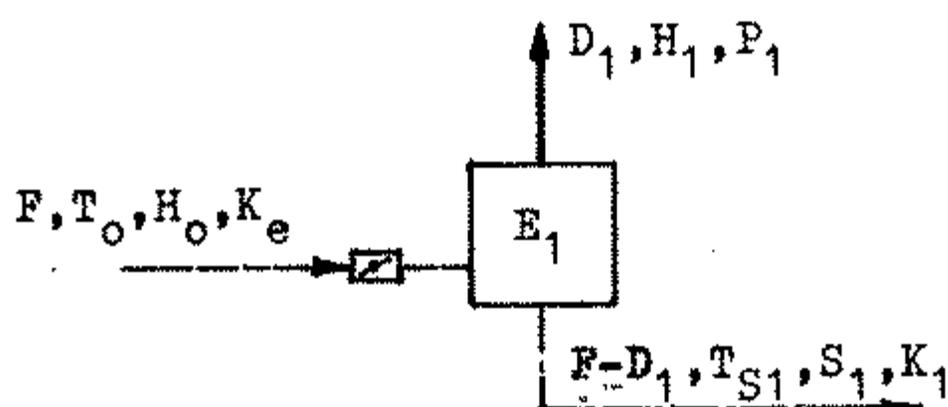


FIGURA 3.2

Evaporador de expansión (primera etapa)

Debe anotarse que, en la ecuación anterior no se ha considerado las pérdidas de calor hacia el medio ambiente; ya que las temperaturas de operación de las etapas son relativamente bajas, y adicionalmente los evaporadores se encuentran aislados.

De la ecuación (1), el caudal de vapor producido en la etapa "1" es :

$$D_1 = F \cdot \frac{H_0 - S_1}{H_1 - S_1} \dots (2)$$

La etapa "2" es alimentada por un flujo "F-D₁"; luego, análogamente, la ecuación termodinámica para D₂ es :

$$D_2 = (F - D_1) \cdot \frac{S_1 - S_2}{H_2 - S_2} \dots (3)$$

De la figura 3.3, para una etapa cualquiera "n", el destilado "D_n" se expresará como :

$$D_n = (F - D_1 - D_2 - \dots - D_{n-1}) \frac{S_{n-1} - S_n}{H_n - S_n} \dots (4)$$

Donde :

$F - D_1 - D_2 - \dots - D_{n-1}$ = Caudal de salmuera que ingresa a la n-ésima etapa.

D_n = Caudal de vapor (Destilado) producido en la n-ésima etapa.

H_n = Entalpía de vapor (Destilado) producido en la n-ésima etapa.

S_{n-1} = Entalpía de salmuera que ingresa a la n-ésima etapa.

S_n = Entalpía de salmuera a la salida de la n-ésima etapa.

Para la última etapa (N) de la planta, se tiene un caudal de destilado D_N según :

$$D_N = (F - D_1 - D_2 - \dots - D_{N-1}) \frac{S_{N-1} - S_N}{H_N - S_N} \dots (5)$$

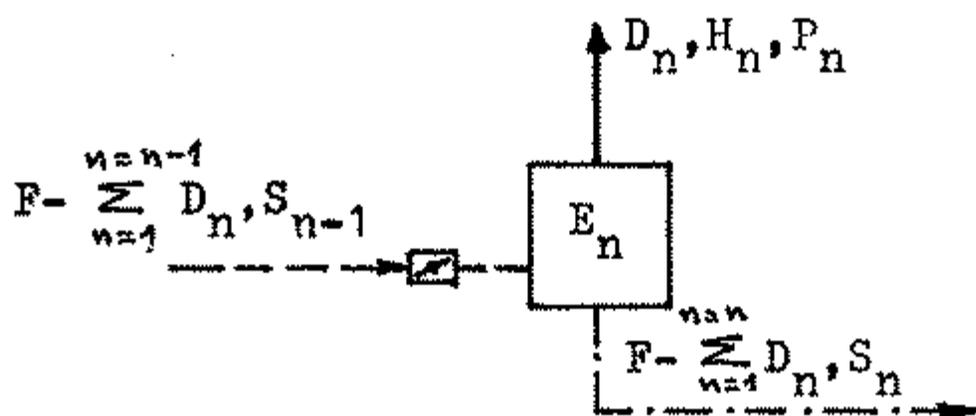


FIGURA 3.3

Evaporador de expansión (n-ésima etapa)

El cálculo de los caudales de destilado, producidos en cada una de las etapas de la planta, requiere el conocimiento de los valores de las entalpías; por lo tanto, para el desarrollo de las ecuaciones anteriores, es necesario realizar el balance termodinámico alrededor de toda la planta.

Para ello se tendrá en cuenta que, el gradiente de temperaturas a lo largo de toda la planta sea tal que, en cada etapa, el vapor de agua producido sea condensado en forma total por el agua de mar que circula en el precalentador respectivo.

1.2 Balance termodinámico en las cámaras de expansión

El condensado que sale de cada precalentador se encuentra a " α " ($^{\circ}$ C) por debajo de la temperatura de saturación -correspondiente a la presión de ope

-ración de la etapa - debido al fenómeno de subenfriamiento que se registra en la película de líquido condensado.

Si " T_1 " es la temperatura de saturación del vapor de la primera etapa, y " α_1 " es la reducción de temperatura del condensado que se obtiene en el precalentador " P_{e1} "; entonces efectuando un balance termodinámico en la cámara de expansión de condensado " C_1 " (Figura 3.1), se establece la relación :

$$D_1 \cdot C_p (T_1 - \alpha_1) = (D_1 - D_1') \cdot h_2 + D_1' \cdot H_{d2} \quad \dots (6)$$

De la expresión anterior es posible determinar el caudal de vapor " D_1' ", que se produce por expansión del condensado desde la presión P_1 a la presión P_2 de la segunda etapa; así :

$$D_1' = D_1 \frac{(T_1 - \alpha_1) \cdot C_p - h_2}{H_{d2} - h_2} \quad \dots (7)$$

Donde :

- C_p = Calor específico del condensado a la temperatura $(T_1 - \alpha_1)$
- H_2 = Entalpía del líquido saturado a la presión de operación P_2 de la segunda etapa.
- H_{d2} = Entalpía de vapor saturado a la presión de operación P_2 de la segunda etapa.

La condición fundamental para la formación del vapor D'_1 es que la temperatura $(T_1 - \alpha_1)$ sea más alta que la temperatura de saturación T_2 , correspondiente a la presión P_2 .

El caudal de vapor D'_1 conjuntamente con D_2 son condensados en el precalentador P_{e2} ; el condensado resultante tiene la temperatura $(T_2 - \alpha_2)$ y es conducido a la cámara de expansión C_2 . Luego, con ayuda de la figura 3.1, se realiza el balance térmico de C_2 , obteniéndose :

$$(D_2 + D'_1)(T_2 - \alpha_2) C_p + (D_1 - D'_1) h_2 = (D_1 + D_2 - D'_2) \cdot h_3 + D'_2 \cdot H d_3 \dots (8)$$

De la expresión anterior se deduce :

$$D'_2 = \frac{D_1 (h_2 - h_3) + D'_1 [(T_2 - \alpha_2) \cdot C_p - h_2] + D_2 [(T_2 - \alpha_2) \cdot C_p - h_3]}{H d_3 - h_3} \dots (9)$$

De la figura 3.4 para la n-ésima cámara de expansión el caudal de destilado " D'_n " es :

$$D'_n = \frac{(D_1 + D_2 + \dots + D_{n-1})(h_n - h_{n+1}) + D'_{n-1} [C_p (T_n - \alpha_n) - h_n]}{H d_{n+1} - h_{n+1}} + \frac{D_n [(T_n - \alpha_n) \cdot C_p - h_{n+1}]}{H d_{n+1} - h_{n+1}} \dots (10)$$

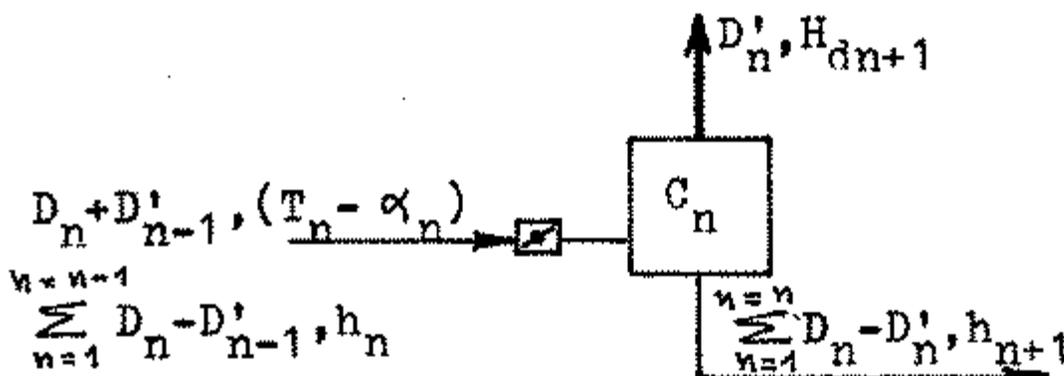


FIGURA 3.4

n-ésima Cámara de expansión

Donde :

$\sum_{n=1}^{n=n-1} D_n =$ Caudal de destilado acumulado en las y n-1 etapas.

$D_{n-1}^i =$ Caudal de destilado producido en la n-1 cámara de expansión.

h_n y $h_{n+1} =$ Entalpías de líquido saturado a la salida de las cámaras de expansión n-1 y n respectivamente.

$H_{dn+1} =$ Entalpía de vapor saturado a la presión de operación " P_{n+1} " de la n+1 etapa.

En una planta desalinizadora de N etapas, existirán N-1 cámaras de expansión; luego el caudal de vapor D_{N-1}^i producido en la última cámara será :

$$D_{N-1}^i = \frac{(D_1 + D_2 + \dots + D_{N-2})(h_{N-1} + h_N) + D_{N-2} [C_p (T_{N-1} - \alpha_{N-1}) - h_{N-1}]}{H_{dN} - h_N} + \frac{D_{N-1} [(T_{N-1} - \alpha_{N-1}) \cdot C_p - h_N]}{H_{dN} - h_N} \dots (11)$$

Donde :

$h_{N-1} =$ Entalpía de líquido saturado a la presión de la penúltima etapa P_{N-1} .

$\alpha_{N-1} =$ Reducción de temperatura del condensado en el precalentador P_{eN-1} .

h_N y $H_{dN} =$ Entalpías de saturación del agua y vapor respectivamente en la última etapa a la presión P_N .

1.3 Balance termodinámico en los precalentadores

Se sabe que, en cada uno de los precalentadores se condensa totalmente el vapor producido en la etapa respectiva, así con la ayuda de la figura 3.1, el balance térmico del primer precalentador P_{e1} es :

$$F (J_1 - J_2) = D_1 \cdot (H_1 - C_p \cdot (T_1 - \alpha_1)) \dots (12.1)$$

Donde :

J_1 = Entalpía de líquido saturado a la salida del precalentador P_{e1} (salmuera).

J_2 = Entalpía de líquido saturado a la entrada del precalentador P_{e1} (salmuera).

Y para un precalentador cualquiera " P_{en} ", de la planta desalinizadora de N etapas, se tiene la ecuación (ver figura 3.5) :

$$F(J_n - J_{n+1}) = D_n \cdot H_n + D'_{n-1} \cdot H_{dn} - (D_n + D'_{n-1}) \cdot (T_n - \alpha_n) \cdot C_p \dots (12.n)$$

Agrupando términos semejantes :

$$F(J_n - J_{n+1}) = D_n \cdot (H_n - C_p (T_n - \alpha_n)) + D'_{n-1} (H_{dn} - C_p (T_n - \alpha_n)) \dots (12.n)$$

Donde :

J_n y J_{n+1} = Entalpías del agua de mar a la salida y entrada respectivamente, del precalentador P_{en} .

T_n = Temperatura de saturación, correspondiente a la presión de operación, en la n-ésima etapa.

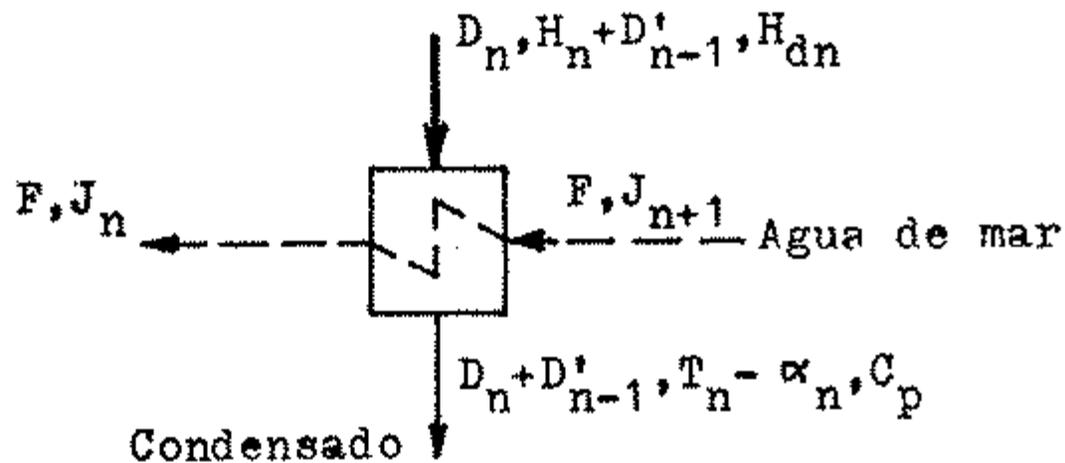


FIGURA 3.5

n-ésimo precalentador

El agua de mar disponible para el proceso posee una temperatura " T_e " y una entalpía " J_e ", luego el balance térmico para el último precalentador P_{eN} se obtiene de la ecuación (12.n), reemplazando n por N y J_{n+1} por J_e ; por lo tanto :

$$F (J_N - J_e) = D_N (H_N - C_p (T_N - \alpha_N)) + D'_{N-1} (H_{dN} - C_p (T_N - \alpha_N)) \dots (12.N)$$

Una vez realizado el balance térmico de todos los precalentadores de la planta, se cuenta con N ecuaciones, en cuyo segundo término se observan los caudales de destilado producidos en los evaporadores (D_1, D_2, \dots, D_N) y en las cámaras de expansión ($D'_1, D'_2, \dots, D'_{N-1}$). Como estos caudales ya han sido determinados, el siguiente paso es reemplazar las ecuaciones (2) a (11) equivalentes, en las expresiones (12.1) a (12.N) obteniendo para cada uno de los precalentadores, las siguientes relaciones :

$$P_{e1} : F (J_1 - J_2) = F \frac{H_0 - S_1}{H_1 - S_1} (H_1 - C_p (T_1 - \alpha_1)) \dots (13.1)$$

$$P_{e2} : F (J_2 - J_3) = (F - D_1) \frac{S_1 - S_2}{H_2 - S_2} (H_2 - C_p (T_2 - \alpha_2)) \\ + \frac{D_1 (T_1 - \alpha_1) \cdot C_p - h_2 (H_{d2} - (T_2 - \alpha_2) \cdot C_p)}{H_{d2} - h_2} \dots (13.2)$$

$$P_{en} : F (J_n - J_{n+1}) = (F - D_1 - D_2 - \dots - D_{n-1}) \frac{S_{n-1} - S_n}{H_n - S_n} \\ [H_n - (T_n - \alpha_n) C_p] + \left\{ \frac{(D_1 + D_2 + \dots + D_{n-2})(h_{n-1} - h_n) + D'_{n-2} [(T_{n-1} - \alpha_{n-1}) \cdot C_p - h_n (H_{dn} - (T_n - \alpha_n) \cdot C_p)]}{H_{dn} - h_n} \right\}$$

$$\cdot \frac{C_p - h_{n-1}}{Hd_n - h_n} + \frac{D_{n-1} [(T_{n-1} - \alpha_{n-1}) \cdot C_p - h_{n-1}]}{Hd_n - h_n} \left\{ [Hd_n - (T_n - \alpha_n) \cdot C_p] \dots \right. \\ \left. \dots \right. \quad (13.n)$$

$$P_{eN}: F (J_N - J_e) = (F - D_1 - D_2 - \dots - D_{N-1}) \frac{S_{N-1} - S_N}{H_N - S_N} [H_N - (T_N - \alpha_N) \cdot C_p] + \left\{ \frac{(D_1 + D_2 + \dots + D_{N-2}) \cdot (h_{N-1} - h_N) + D_{N-2} [(T_{N-1} - \alpha_{N-1}) \cdot C_p - h_{N-1}]}{Hd_N - h_N} \right. \\ \left. + \frac{D_{N-1} [(T_{N-1} - \alpha_{N-1}) \cdot C_p - h_{N-1}]}{Hd_N - h_N} \right\} \cdot [Hd_N - (T_N - \alpha_N) \cdot C_p] \quad \dots (13.N)$$

1.4 Procedimiento para la resolución de las ecuaciones (13.1) a (13.N).

Las plantas desalinizadoras operan a una temperatura promedio de 60 °C (140 °F), por ello no se introduce un error apreciable al no considerar las pérdidas de calor .

De otro lado, es posible determinar las entalpías y las temperaturas correspondientes a partir de las ecuaciones anteriormente indicadas, sin embargo las soluciones definitivas solo pueden encontrarse midiendo los parámetros de operación en la planta ya instalada.

Para la resolución de las ecuaciones, se asumirá que la temperatura de salida del agua de mar desde un precalentador P_{eN} cualquiera, debe encontrarse -en todas las etapas- Θ° por debajo de la temperatura de saturación de vapor en la etapa respectiva; esto se expresa mediante la ecuación :

$$T_n - T_{Jn} = \Theta^\circ = \text{constante} \quad \dots (14)$$

Luego de una inspección a las ecuaciones (12), se concluye que sólo se conoce la temperatura (T_e) de entrada del agua de mar a la planta; y teniendo en cuenta las propiedades del agua y la concentración K_e , se puede determinar el valor de la entalpía J_e . La entalpía H_o se determina a la misma concentración K_e y temperatura T_o (temperatura a la que sale el agua de mar del calentador).

También es importante anotar que la temperatura máxima de proceso se encuentra limitada por la naturaleza del medio disponible para calentar el agua de mar, y principalmente por el hecho de que las temperaturas más altas favorecen la deposición de aquellas sales que producen incrustaciones en los precalentadores y en mayor grado en los calentadores.

Para determinar la entalpía del agua de mar " J_n " a la salida de cualquiera de los precalentadores, solo se necesita conocer su temperatura T_j ; ya que la concentración no cambia a lo largo

$$F \cdot K_e = \left(F - \sum_{n=1}^{n=N} D_n \right) \cdot K_n \quad \dots \quad (15)$$

Donde :

K_e = Concentración del agua de mar alimentada a la planta.

K_n = Concentración de salmuera que sale de la n-ésima cámara de evaporación.

A fin de simplificar la resolución de las ecuaciones, se prescindirá de la reducción de temperatura α_n del condensado -a la salida de un precalentador cualquiera- ya que prácticamente no se introduce un error apreciable, y por ende si se asume el valor $C_p = 1 \text{ Kcal./Kg. } ^\circ\text{C.}$ para el condensado; entonces es posible calcular (según la ecuación 13.1) el valor de la entalpía J_2 del agua de mar a la entrada del precalentador P_{e1} . Así :

$$J_2 = J_1 - \frac{H_0 - S_1}{H_1 - S_1} (H_1 - C_p \cdot (T_1 - \alpha_1)) \quad \dots \quad (16)$$

Una vez conocido el valor de J_2 , se calculará (en función a las propiedades del agua de mar) la temperatura T_{J2} correspondiente, y a continuación la temperatura de operación de la segunda etapa :

$$T_2 = T_{J2} + \Theta$$

Suponiendo una concentración K_2 y para la temperatura T_2 -ya calculada- se determina β_2 y la temperatura T_{S2} . Acto seguido se ubica en tablas la entalpía S_2

de la salmuera a la salida de la segunda cámara de evaporación, y la entalpía H_2 del vapor producido (vapor ligeramente sobrecalentado); ahora bien usando la ecuación 13.2 se halla la entalpía J_3 a la entrada del segundo precalentador, y la temperatura correspondiente. Siguiendo este procedimiento se determinará: -) Las temperaturas T_{Jn} del agua de mar que sale de los precalentadores $P_{e3}, P_{e4}, \dots, P_{eN-1}$ -) La temperatura T_{Jn} (según la ecuación 13.N-1); y -) La temperatura de operación T_N de la última etapa (empleando el valor de T_{Jn} anterior).

Si la ecuación 13.N se satisface con la temperatura T_N , la suposición inicial del valor T_{S1} fue correcta (aún así debe constatar que los diferentes valores K_n satisfagan la ecuación 15); mas si la ecuación 13.N no es satisfecha, se seleccionará un nuevo valor de T_{S1} y se repetirá el procedimiento -etapa a etapa-. Ello se efectuará tantas veces como fuere necesario, hasta que las ecuaciones 13 sean satisfechas -considerando siempre la ecuación 15-.

Empleando las entalpías obtenidas a partir de las ecuaciones 13.1 a 13.N se puede determinar el caudal total evaporado, como la sumatoria de los caudales parciales de cada una de las etapas D_1 a D_N .

1.5 Calor necesario para el proceso

De interés especial para el diseño de una planta de evaporación por expansión, es el requerimiento de energía en el calentador; dado que este valor afecta directamente los costos de operación de la planta.

El balance térmico del calentador "Q" (figura 3.1), se expresa como sigue :

$$Q = F (H_0 - J_1) \quad \dots \quad (18)$$

Donde :

Q = Calor necesario en el calentador
(Kcal./Hr.)

H₀, J₁ = Entalpías de líquido comprimido del agua de mar a la salida y entrada, respectivamente, del calentador.

Luego, el requerimiento de energía por cada Kg. de destilado será :

$$\frac{Q}{\sum_{n=1}^{n=N} D_n} = \frac{F (H_0 - J_1)}{\sum_{n=1}^{n=N} D_n} \quad \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right) \quad \dots \quad (19)$$

2. Simplificaciones para la resolución de las ecuaciones

A continuación se expondrán los criterios que justifican la simplificación de los cálculos mediante el empleo de aproximaciones de las propiedades del agua de mar a las del agua pura.

Dado que se trata con agua de mar, cuyo registro de concentración de sales (principalmente

cloruro de sodio) es bastante bajo: 3.5 %; y en vista de que la concentración del flujo proveniente de la última etapa K_N sólo llega a ser, en casos extremos, mayor en un 15 a 20 % a la concentración del agua de mar que ingresa a la planta; es admisible utilizar simplificaciones.

De otro lado, las entalpías de agua de mar -con 3,5% de NaCl, y temperaturas de ebullición por debajo de la presión atmosférica- comparadas con las entalpías de agua pura, en el mismo rango de temperaturas, sólo difieren en 1 a 2 % (1); razón que induce el empleo de las entalpías de agua pura en reemplazo de las del agua de mar. Así mismo, el aumento en la temperatura de ebullición (β) del agua de mar, como consecuencia de un incremento en la concentración, es -en los casos normales que se vienen contemplando- de sólo 0.5 °C; prácticamente despreciable. (Un criterio análogo puede ser aplicado al efecto de subenfriamiento de la película de condensado α_n). Por lo tanto, puede utilizarse el calor latente de evaporación τ_n de agua pura a la temperatura T_n , en sustitución de las expresiones :
$$H_n = (T_n - \alpha_n) \cdot C_p \text{ y } H_{dn} = S_n.$$

En cuanto a las entalpías de líquido saturado de la salmuera -a la salida de la cámara de evaporación- y del condensado contenido en la cámara de expansión de destilado, estas llegan a ser iguales

($S_n = h_n$), luego :

$$S_{n-1} - S_n = h_{n-1} - h_n$$

$$J_{n-1} - J_n = h_{J_{n-1}} - h_{J_n}$$

$$T_n \cdot C_p = h_n$$

Considerando las simplificaciones anteriores en las ecuaciones (13.1 a 13.N) el sistema queda reducido a :

$$P_{e1} : h_{J1} - h_{J2} = H_0 - h_1 \quad \dots (20.1)$$

$$P_{e2} : h_{J2} - h_{J3} = h_1 - h_2 \quad \dots (20.2)$$

$$\dots$$

$$P_{en} : h_{Jn} - h_{J_{n+1}} = h_{n-1} - h_n \quad \dots (20.n)$$

$$\dots$$

$$P_{eN} : h_{JN} - h_{J_e} = h_{N-1} - h_N \quad \dots (20.N)$$

Lo anterior es aún susceptible de ser simplificado, si se establece el valor del calor específico del agua como: 1 Kcal/Kg °C; y se toma en cuenta la ecuación (14) así finalmente :

$$P_{e1} : T_1 - T_2 = T_0 - T_1 \quad \dots (21.1)$$

$$P_{e2} : T_2 - T_3 = T_1 - T_2 \quad \dots (21.2)$$

$$\dots$$

$$P_{en} : T_n - T_{n+1} = T_{n-1} - T_n \quad \dots (21.n)$$

$$\dots$$

$$P_{eN} : T_N - T_{N+1} = T_{N+1} - T_N \quad \dots (21.N)$$

3. Temperaturas de operación de las etapas

Las ecuaciones (21) representan las relaciones existentes entre las temperaturas de ebullición del agua en las diferentes etapas, resolviendo se tiene :

$$T_1 = (T_0 + T_2) / 2 \quad (°C) \quad \dots (22.1)$$

$$T_2 = (T_0 + 2 T_3) / 3 \quad (°C) \quad \dots (22.2)$$

$$\dots$$

$$T_n = (T_0 + n T_{n+1}) / (n+1) \quad (°C) \quad \dots (22.n)$$

...

$$T_N = \left[T_0 + N (T_e + \theta) \right] / N+1 \quad (^\circ\text{C}) \quad \dots (22.N)$$

Con el objeto de expresar las temperaturas T_1 a T_N en función de los parámetros de contorno (T_0 , T_e , y θ), se reemplazará en la ecuación (22.N-1) la variable T_N por la ecuación (20.N), en la ecuación (20.N-2) la variable T_{N-1} por la ecuación (20.N-1), y así sucesivamente resultando como expresión general para T_n :

$$T_n = \frac{(N+1-n) T_0 + n (T_e + \theta)}{N+1} \quad (^\circ\text{C}) \quad \dots (23)$$

La formula (23) permite calcular en forma simple las temperaturas en cada una de las diferentes etapas.

Adicionalmente, se puede determinar las temperaturas de salida de agua de mar de los precalentadores con la ecuación (14), conociendo el valor θ

4. Diferencia de temperatura entre etapas

A partir de la ecuación (23) es posible calcular la caída de temperatura entre 2 etapas:

$$T_{n-1} - T_n = \Delta T = \frac{T_0 - T_e - \theta}{N+1} \quad (^\circ\text{C}) \quad \dots (24)$$

Al observar el segundo término de la ecuación anterior se aprecia que, la caída de temperatura entre 2 etapas es constante.

5. Producción de destilado por etapa

En el punto (3) se obtuvo una expresión reducida para calcular la temperatura de operación de una etapa cualquiera; de manera similar, reemplazando las simplificaciones asumidas en las ecuaciones (2) a (4), se calcularán los caudales de vapor producidos en las diferentes etapas :

$$D_1 = F \cdot \Delta T / r_1 \quad \dots (25.1)$$

$$D_2 = F \cdot (1 - \Delta T / r_1) \cdot \Delta T / r_2 \quad \dots (25.2)$$

$$D_3 = F \cdot (1 - \Delta T / r_1) \cdot (1 - \Delta T / r_2) \cdot \Delta T / r_3 \quad \dots (25.3)$$

Para la n-ésima etapa, se obtiene:

$$D_n = F \left(1 - \frac{\Delta T}{r_1}\right) \left(1 - \frac{\Delta T}{r_2}\right) \left(1 - \frac{\Delta T}{r_3}\right) \dots \left(1 - \frac{\Delta T}{r_{n-1}}\right) \frac{\Delta T}{r_n} \quad \dots (25.n)$$

El caudal total de destilado producido por la planta es :

$$D_T = \sum_{n=1}^{n=N} D_n = F \Delta T \left[\frac{1}{r_1} + \left(1 - \frac{\Delta T}{r_1}\right) \frac{1}{r_2} + \left(1 - \frac{\Delta T}{r_1}\right) \left(1 - \frac{\Delta T}{r_2}\right) \frac{1}{r_3} + \dots + \left(1 - \frac{\Delta T}{r_1}\right) \left(1 - \frac{\Delta T}{r_2}\right) \dots \left(1 - \frac{\Delta T}{r_{N-1}}\right) \frac{1}{r_N} \right] \quad \dots (26)$$

A fin de simplificar los cálculos, los valores r_1 a r_N (calores latentes de vaporización del agua en cada etapa de la planta) pueden sustituirse por un valor promedio integral r_m , con lo que la ecuación (26) se transforma en :

$$D_T = \sum_{n=1}^{n=N} D_n = F \frac{\Delta T}{r_m} \left[1 + \left(1 - \frac{\Delta T}{r_m}\right) + \left(1 - \frac{\Delta T}{r_m}\right)^2 + \left(1 - \frac{\Delta T}{r_m}\right)^3 + \dots + \left(1 - \frac{\Delta T}{r_m}\right)^{N-1} \right] \quad \dots (27)$$

mero de etapas, y el calor latente promedio en toda la planta (calculado en el apéndice A.2, en función de parámetros de contorno).

6. Concentración de salmuera

De la combinación de las ecuaciones (15) y (29), se obtiene la concentración de la salmuera a la salida de una etapa cualquiera; así, la ecuación (15) puede expresarse según :

$$K_n = \frac{K_e}{\left(F - \sum_{n=1}^n D_n\right) / F} \quad \dots (30)$$

Luego, reemplazando (29) en (30) :

$$K_n = \frac{K_e}{\left(1 - \frac{T_o - T - \theta}{(N+1) T_m}\right)^n} \quad \dots (31)$$

Finalmente, la concentración de salmuera a la salida de la planta será :

$$K_N = \frac{K_e}{\left(1 - \frac{T_o - T_e - \theta}{(N+1) T_m}\right)^N} \quad \dots (32)$$

7. Calor necesario para el proceso

Si se reemplazan en la ecuación (18) las simplificaciones asumidas en el punto (2), se tiene :

$$Q = F (T_o - T_{J1}) \quad \dots (33)$$

De otro lado, $T_{J1} = T_1 - \theta$; y

$$T_1 = [NT_o + (T_e + \theta)] / (N+1)$$

Luego :

$$Q = \frac{F (T_o - T_e + N \theta)}{N+1} \quad \dots (34)$$

$$T \in [0, 40] \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\theta = 0, 2, 3, \text{ y } 5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$N = 2, 5, 10, 20, 30, 40, 50, \text{ y } \\ N = \infty (\text{caso te6rico})$$

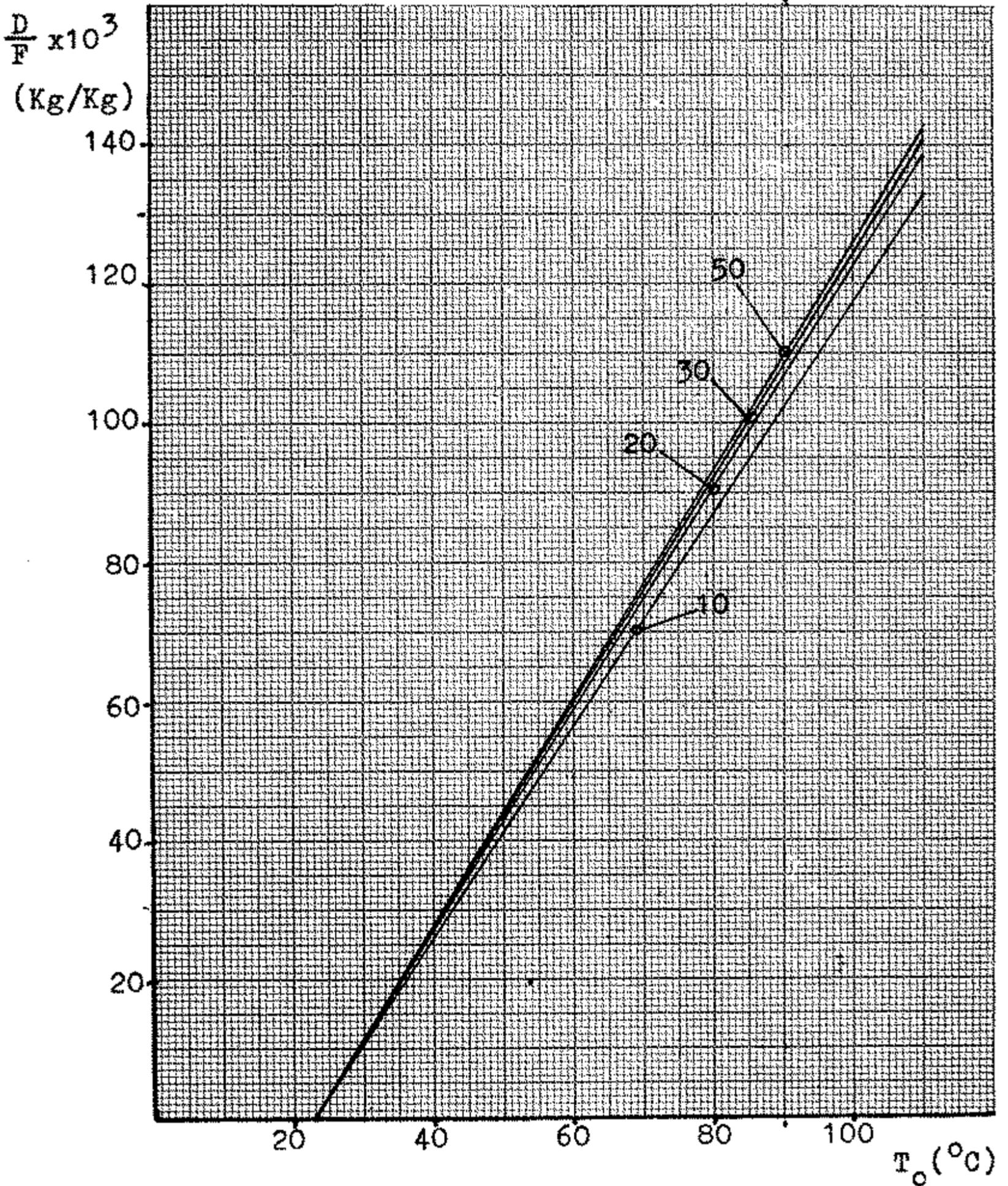
8.1 Influencia de la temperatura de salida del calentador (T_0).

Las plantas desalinizadoras est1n proyectadas para una determinada capacidad de producci3n de agua destilada; esta condici3n ser1 la base del an1lisis a efectuar.

8.1.1 Destilado producido por flujo de agua de mar

El caudal de destilado que se puede obtener por cada kilogramo de agua de mar alimentado (D/F), se calcula a partir de la ecuaci3n (29). En esta ecuaci3n es posible fijar $T_e = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$, $\theta = 3 \text{ } ^\circ\text{C}$, y calcular D/F para diferentes temperaturas T_0 y diferentes n1meros de etapas. Los resultados se encuentran tabulados en las tablas del ap6ndice A.4 y en la figura 3.6 se ven graficados.

Se observa que, la cantidad de agua destilada que se produce por cada kilogramo de agua de mar, depende principalmente de la temperatura de salida de la salmuera del calentador; y que existe una relaci3n casi lineal : a mayor temperatura de operaci3n, ha-



- T = Temperatura de operación
- T_o = Temperatura de agua de mar = 20°C
- θ^e = Grado de calentamiento = 3°C
- D = Flujo de destilado
- F = Flujo de agua de mar
- N = Número de etapas

FIGURA 3.6 Influencia de T_o en el destilado producido por Flujo de agua de mar

brá mayor producción de destilado por kilogramo de agua de mar alimentado.

Por otro lado, el número de etapas no influye mayormente, sin embargo debe anotarse que a mayor número de etapas se obtiene mayor cantidad de destilado por cada kilogramo de agua de mar que ingrese al proceso.

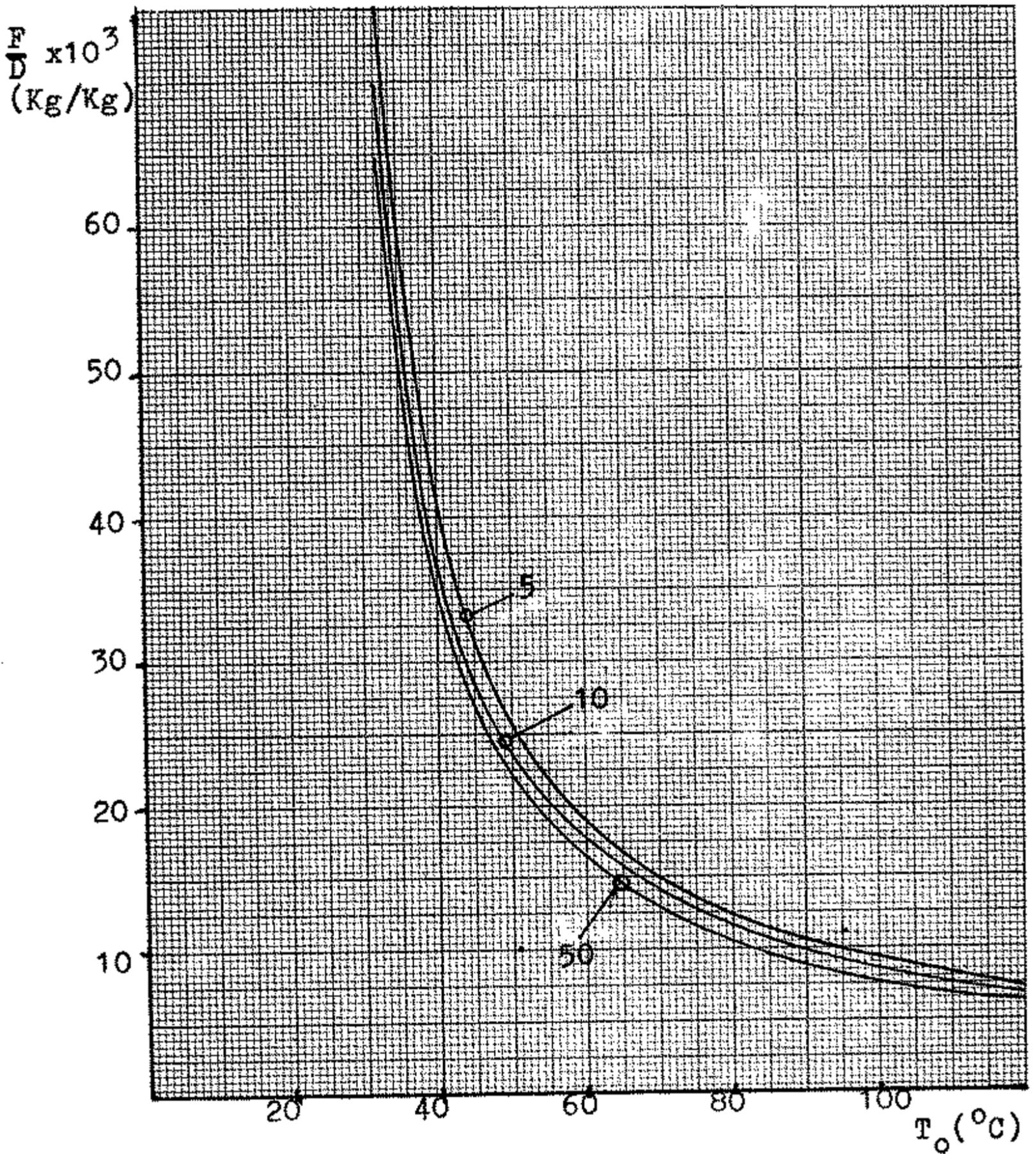
Todas las curvas interceptan la abscisa en el valor $T_o = T_e + \theta = 23^\circ\text{C}$, esto significa que a tal temperatura u otras más bajas no es posible producir destilado.

En cuanto al gráfico 3.7, en él se representa el cociente F/D en función a la temperatura T_o . Se observa que el caudal de agua de mar por kilogramo de destilado, se reduce con el aumento de la temperatura de proceso; por lo tanto sería conveniente operar a temperaturas altas, a fin de reducir el consumo de energía -necesaria para bombear el agua-, y los costos por concepto de tuberías.

Finalmente, la dependencia respecto al número de etapas es de poca importancia, razón por la cual no se tratará.

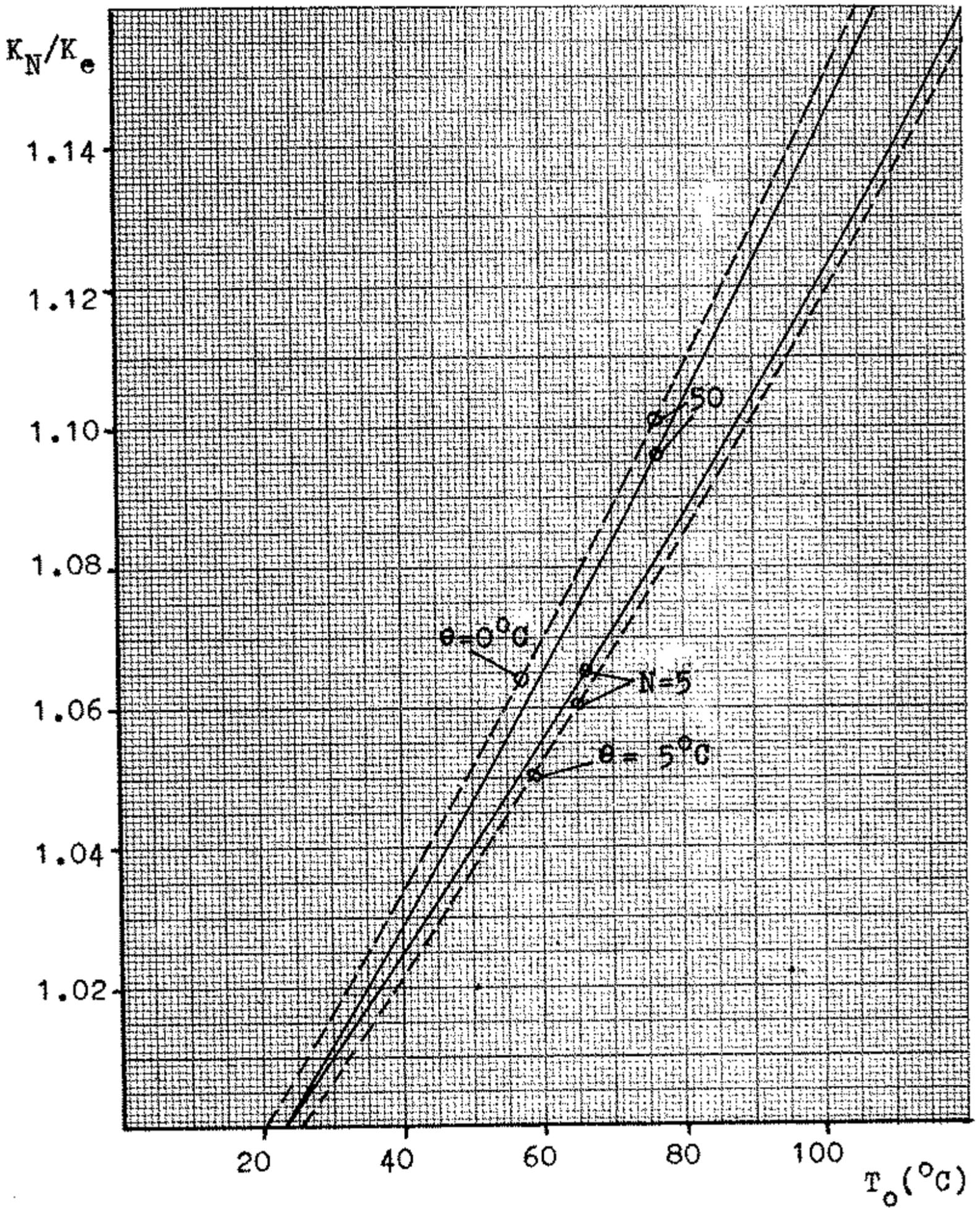
8.1.2 Grado de concentración

El gráfico 3.8 muestra que el grado de con-



T_o = Temperatura de operación
 T_o = Temperatura de agua de mar = 20 °C
 θ^e = Grado de calentamiento = 3 °C
D = Flujo de destilado
F = Flujo de agua de mar
N = Número etapas

FIGURA 3.7 Influencia de T_o en la relación F/D.



- T = Temperatura de operación
- T_o = Temperatura de agua de mar = 20°C
- θ^e = Grado de calentamiento = 3°C
- K = Concentración de sales en el agua de mar
- K^e = Concentración final del proceso
- N^N = Número de etapas

FIGURA 3.8 Influencia de T_o en la concentración final de salmuera.

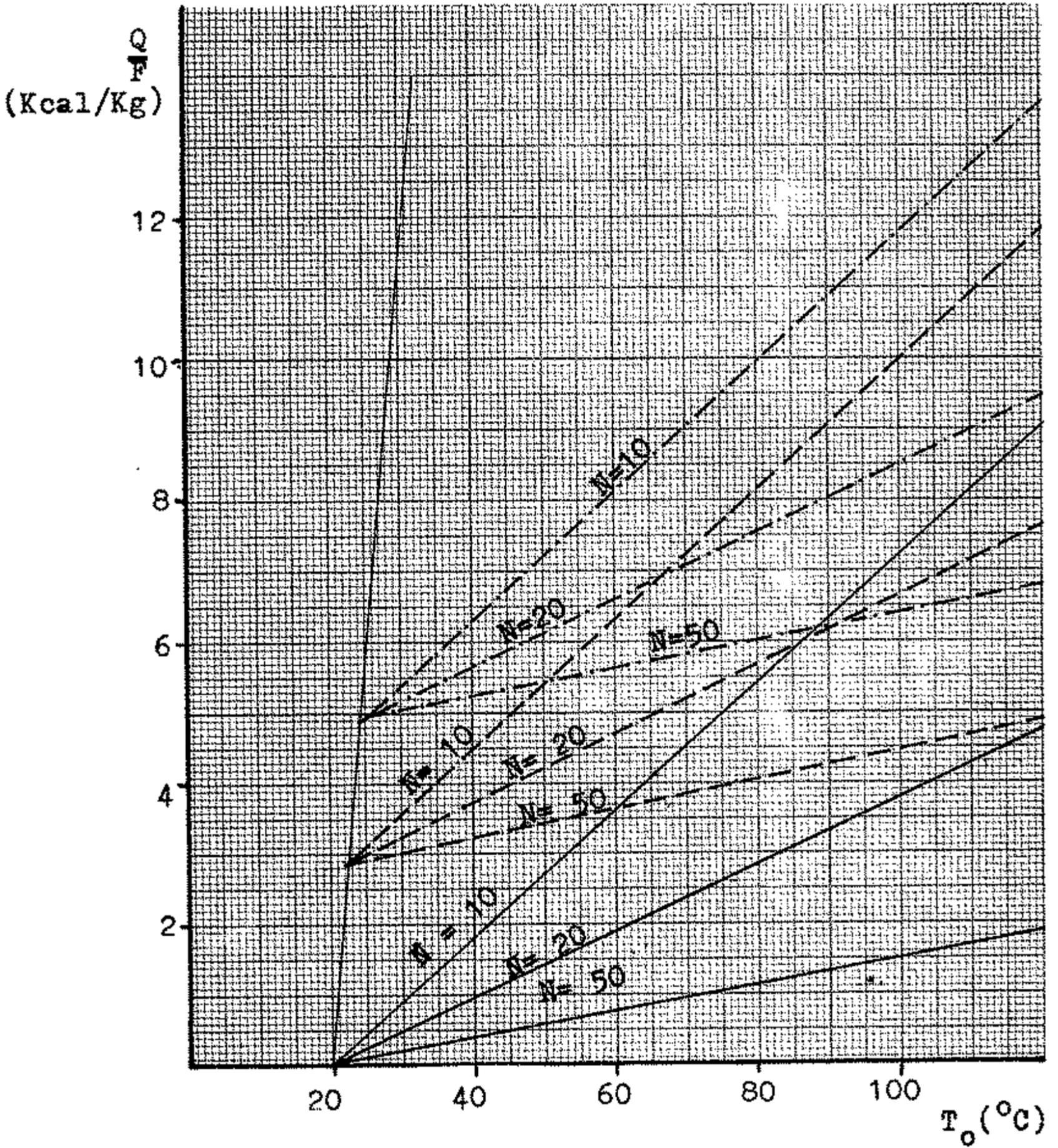
centración de la salmuera en la última etapa depende fundamentalmente de la temperatura de operación de la planta; guardando una relación casi directa. En plantas con gran número de etapas, la concentración de la última etapa es más alta que en aquellas con menos etapas.

Por otra parte es muy importante a notar que en cualquier caso, la concentración K_N en la última etapa es escasamente mayor que la concentración K_e en la entrada (en la práctica, máximo 15%), lo cual sirve de sustento para admitir que es posible despreciar su influencia en los cálculos.

Así también, en la figura 3.8 las curvas para $\theta = 0$ °C y $\theta = 5$ °C, reflejan que la influencia del grado de recuperación de calor en la concentración final, no es muy significativa.

8.1.3 Calor necesario

El gráfico 3.9 muestra el requerimiento de calor por kilogramo de agua de mar, para diferentes grados de calentamiento, en relación con la temperatura de operación de la planta así como para diferentes número de etapas; observándose que el requerimiento de calor dis

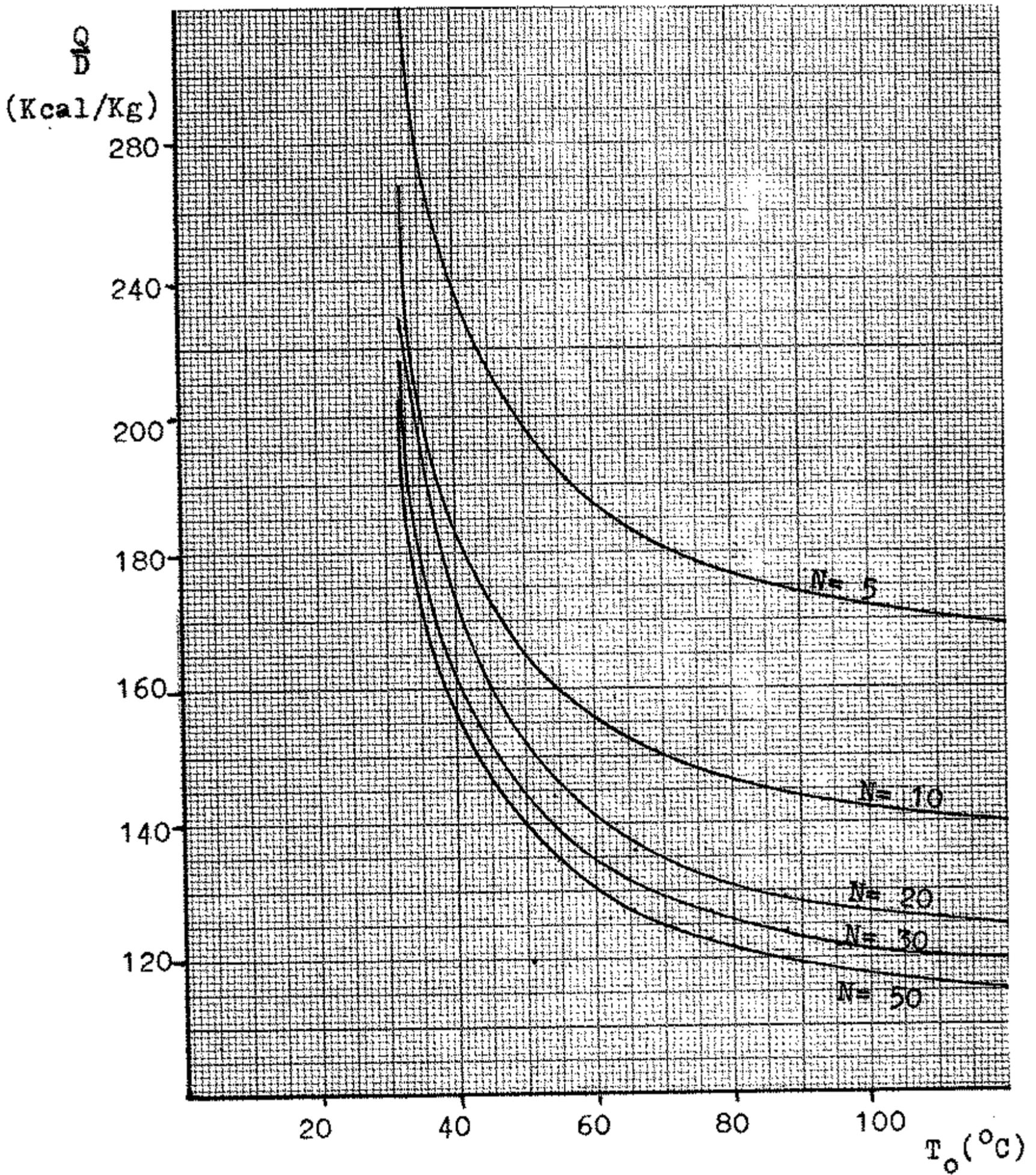


T = Temperatura de operación
 T_o = Temperatura de agua de mar = 20°C
 θ^e = Grado de calentamiento:

— = 0°C
- - - = 3°C
- · - = 5°C

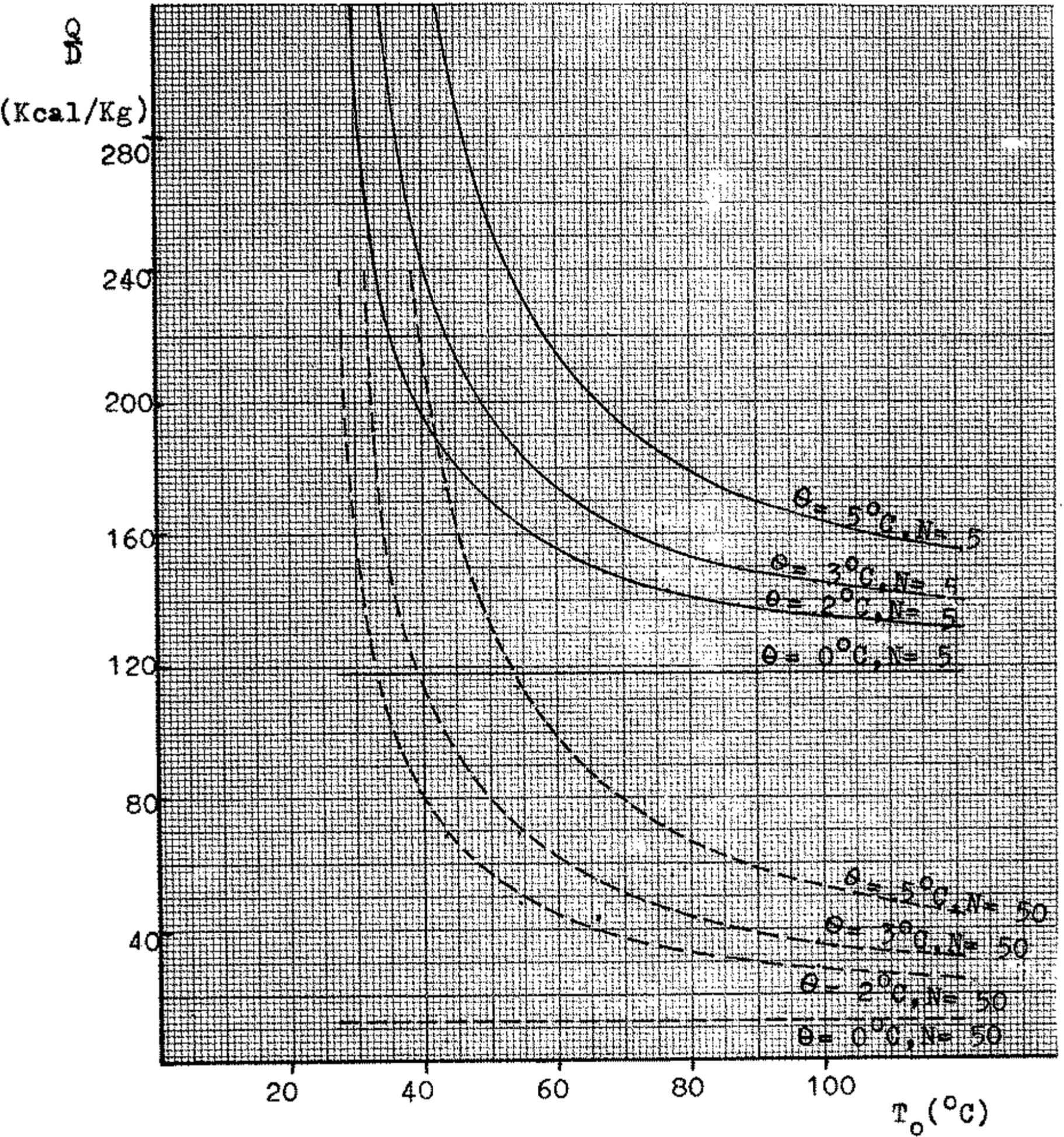
F = Flujo de agua de mar
 Q = Calor requerido
 N = Número de etapas

FIGURA 3.9 Influencia de T_o en la relación Q/F .



- T = Temperatura de operación
- T_o = Temperatura de agua de mar = 20°C
- θ^e = Grado de calentamiento = 3°C
- D = Flujo de destilado
- Q = Calor requerido
- N = Número de etapas

FIGURA 3.10 Influencia de T_o en la relación Q/D .



- T = Temperatura de operación
- T_o = Temperatura de agua de mar = 20°C
- θ^e = Grado de calentamiento = 3°C
- D = Flujo de destilado
- Q = Calor requerido
- N = Número de etapas

FIGURA 3.11 Influencia de T_o en la relación Q/D (rendimiento).

peración eficiente de la planta. Así mismo se aprecia que una planta con gran número de etapas arroja mejores resultados; y es importante anotar que para un número reducido de etapas, el rendimiento no es bueno, pero se da una mejora sustancial al incrementarse dicho número, y este incremento es cada vez menor conforme se utilice un mayor número de etapas. Este factor afecta notablemente los costos de instalación.

El valor mínimo del requerimiento de calor (mejor rendimiento) se da para el caso teórico $N = \infty$ (apéndice A.5).

La influencia del grado de calentamiento (θ) es bastante marcada: para valores bajos, el rendimiento es mayor -disminuyendo los costos de operación- aunque ello involucre plantas con superficies de transferencia de calor muy grandes -elevando los costos de instalación-.

El caso teórico, dado para $\theta = 0$, también ha sido considerado (apéndice A.5).

8.2 Influencia del número de etapas (N)

En el diseño de toda planta desalinizadora, es muy importante la determinación de un adecuado número

se etapas, y por ello se realiza el siguiente análisis.

8.2.1 Destilado producido por flujo de agua de mar

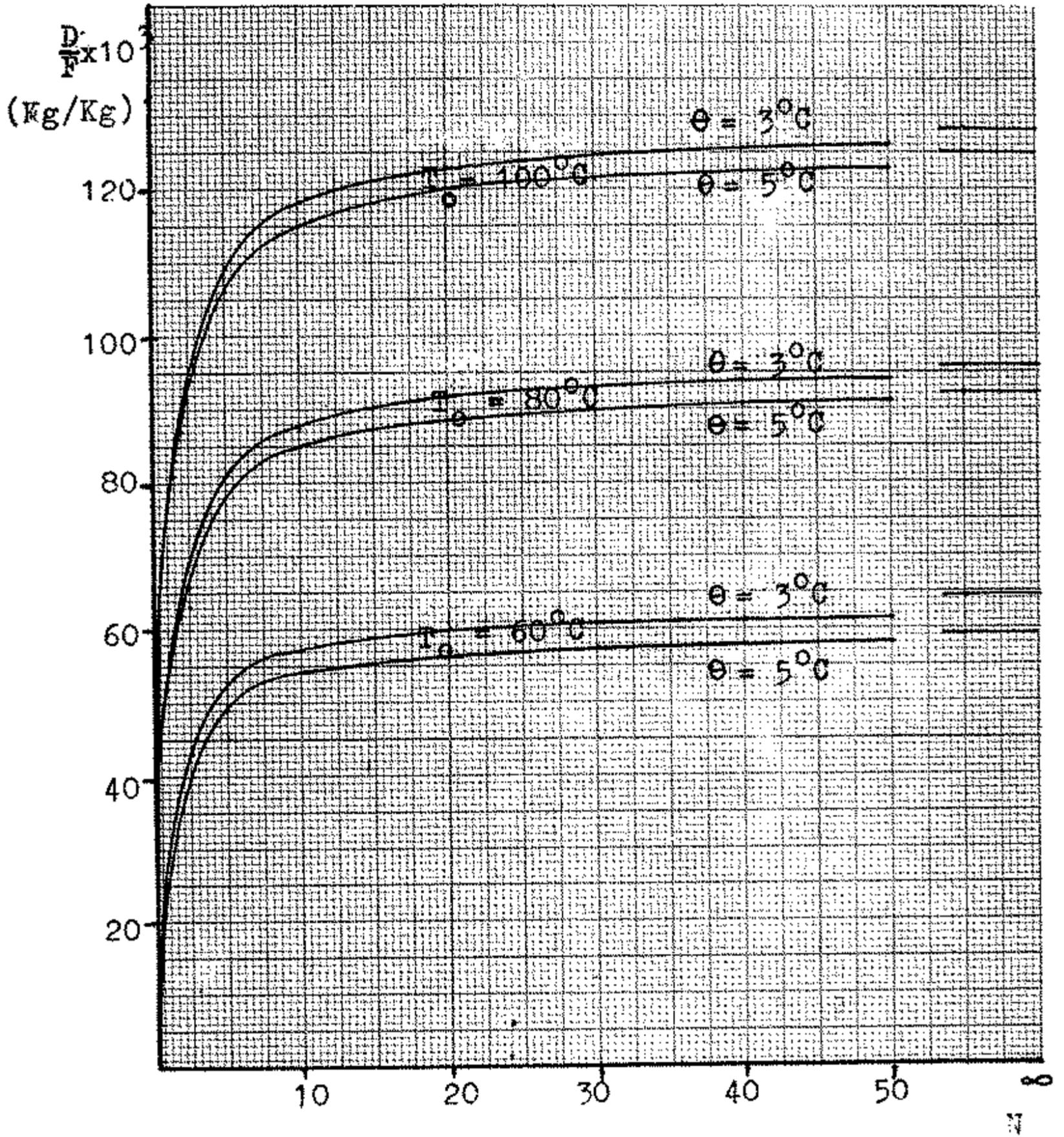
En la figura 3.12 se representa la cantidad de destilado que se obtiene a partir de 1 Kg. de agua de mar, en función del número de etapas de la planta. Se grafican las curvas para diferentes temperaturas de operación y para grados de calentamiento iguales a 3 y 5 °C. Todas las curvas, hasta $N=10$, presentan una gran pendiente positiva; y luego el crecimiento es menor, incluso para $N=20$ ya se aproximan al valor límite de $N=\infty$.

También es muy notorio, como ya se ha visto, la influencia de la temperatura de operación de la planta: cuanto más alta, mayor es la cantidad de destilado producido por Kg. de agua de mar utilizado.

El grado de recuperación de influye significativamente.

8.2.2 Grado de concentración

En todo proceso de desalinización es muy importante conocer la concentración de la salmuera a lo largo del sistema, ya que ello



T_o = Temperatura de operación
 T_o = Temperatura de agua de mar = 20°C
 θ^e = Grado de calentamiento
 D = Flujo de destilado
 F = Flujo de agua de mar
 N = Número de etapas

FIGURA 3.12 Influencia de N y T_o en la relación D/F .

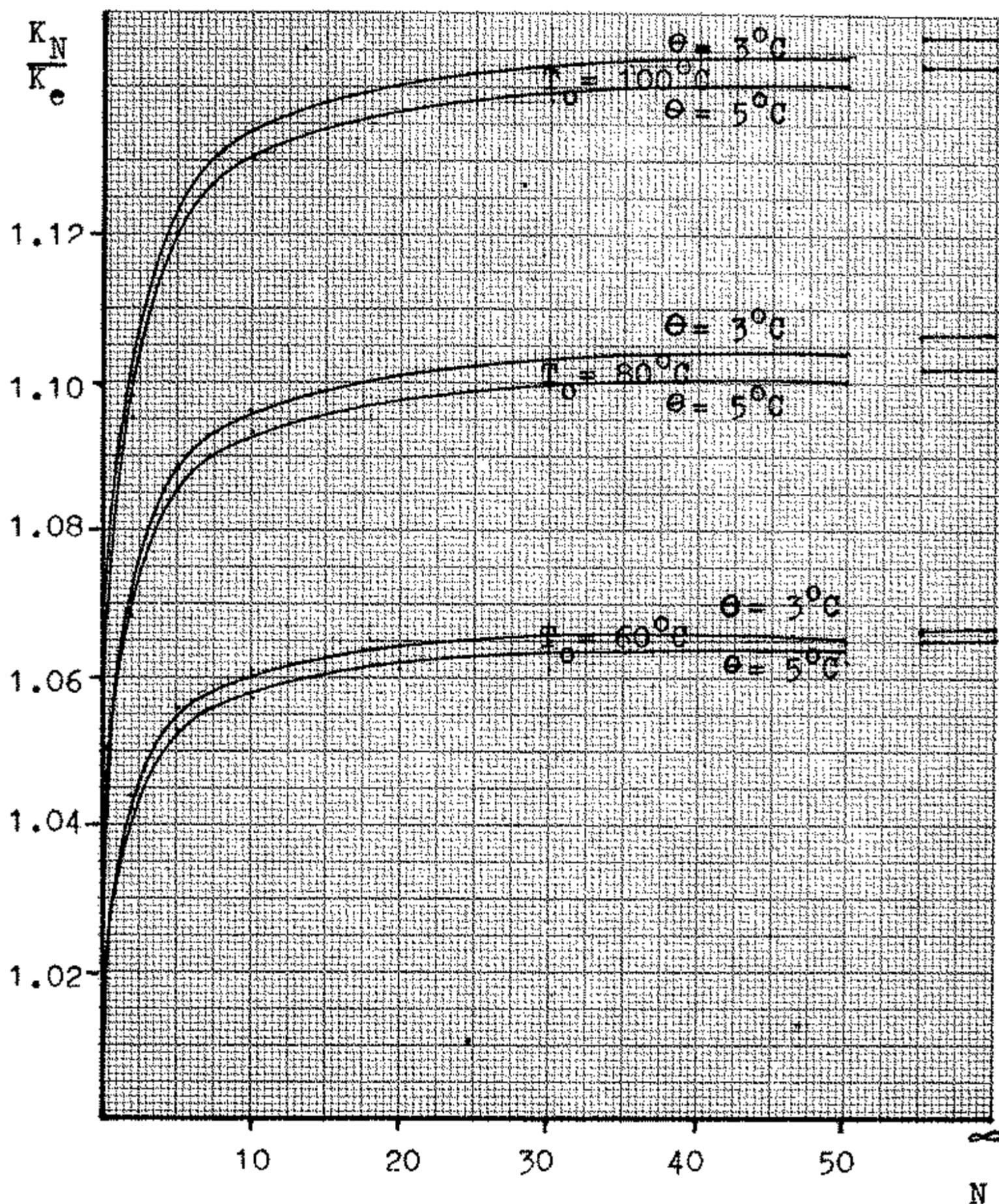
permite evaluar las condiciones incrustantes en el equipo, etapa a etapa, siendo de mayor relevancia la concentración final.

En el gráfico 3.13 se muestra la relación entre la concentración final y la concentración inicial, para diferentes temperaturas de operación y grados de calentamiento. Lo más resaltante del gráfico en cuestión es que el aumento de la concentración es pequeño -del orden de un 14%-; esto es muy importante, ya que respalda cualquier aproximación realizada con las propiedades del agua pura y las del agua de mar.

Finalmente, a mayor temperatura de operación, es mayor el grado de concentración final; esto era de esperarse, ya que anteriormente se vió que al aumentar la temperatura de operación, el flujo de destilado por Kg. de agua de mar crecía y en consecuencia -al perder la solución salina parte del agua contenida- la concentración de la solución final será mayor.

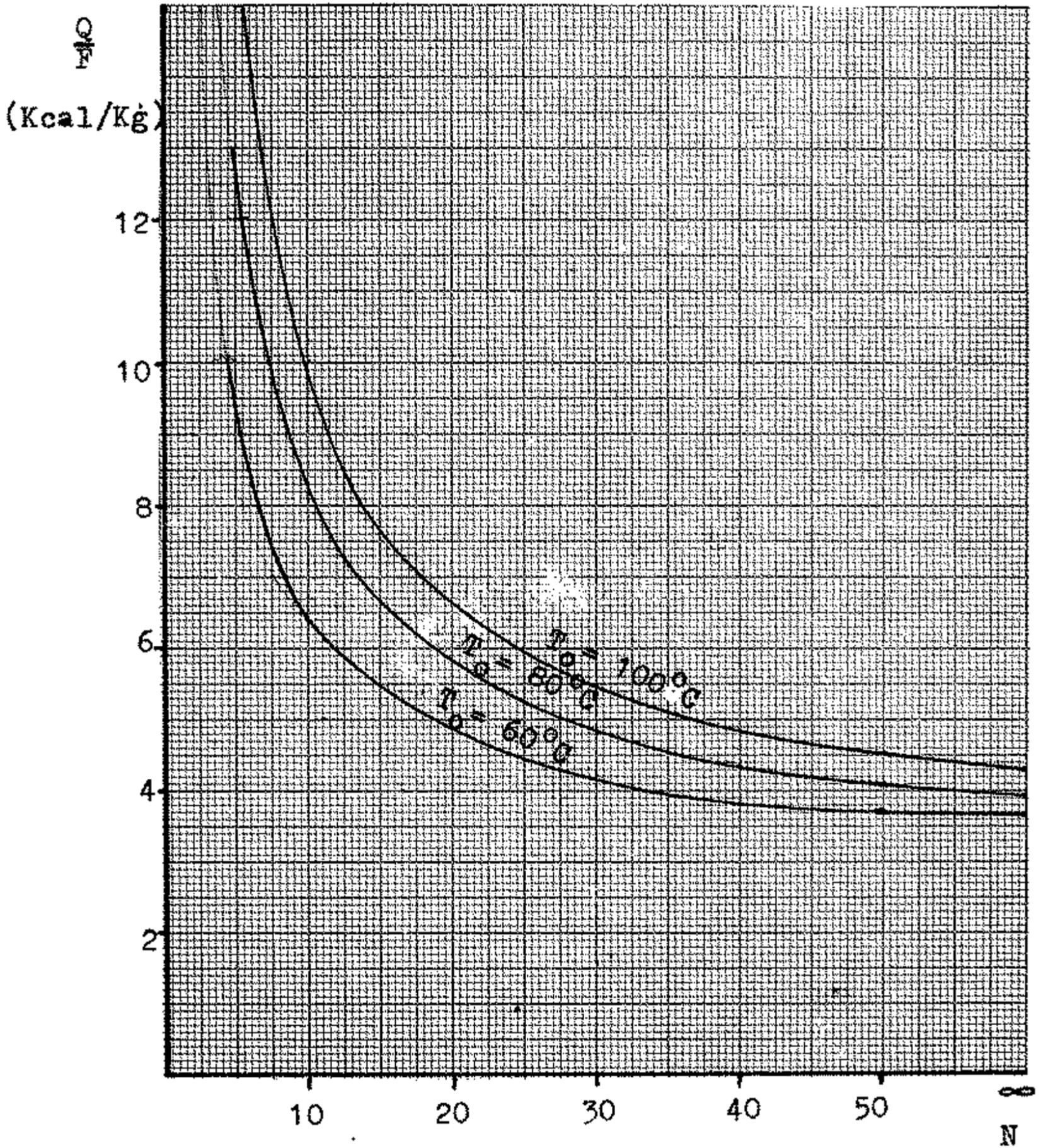
8.2.3 Calor necesario para el proceso

La figura 3.14 presenta curvas del calor necesario por flujo de agua de mar versus el número de etapas de la planta, para diferenen



- T_o = Temperatura de operación
- T_o = Temperatura del agua de mar = 20°C
- θ = Grado de calentamiento
- K_e = Concentración del agua de mar
- K_N = Concentración final
- N = Número de etapas

FIGURA 3.13 Influencia de N y T_o en la concentración final K_N



T = Temperatura de operación
 T_o = Temperatura del agua de mar = 20°C
 θ^e = Grado de calentamiento = 3°C
 F = Flujo de agua de mar
 Q = Calor requerido

FIGURA 3.14 Influencia del número de etapas (N) y la temperatura de operación (T_o) en la relación Q/F .

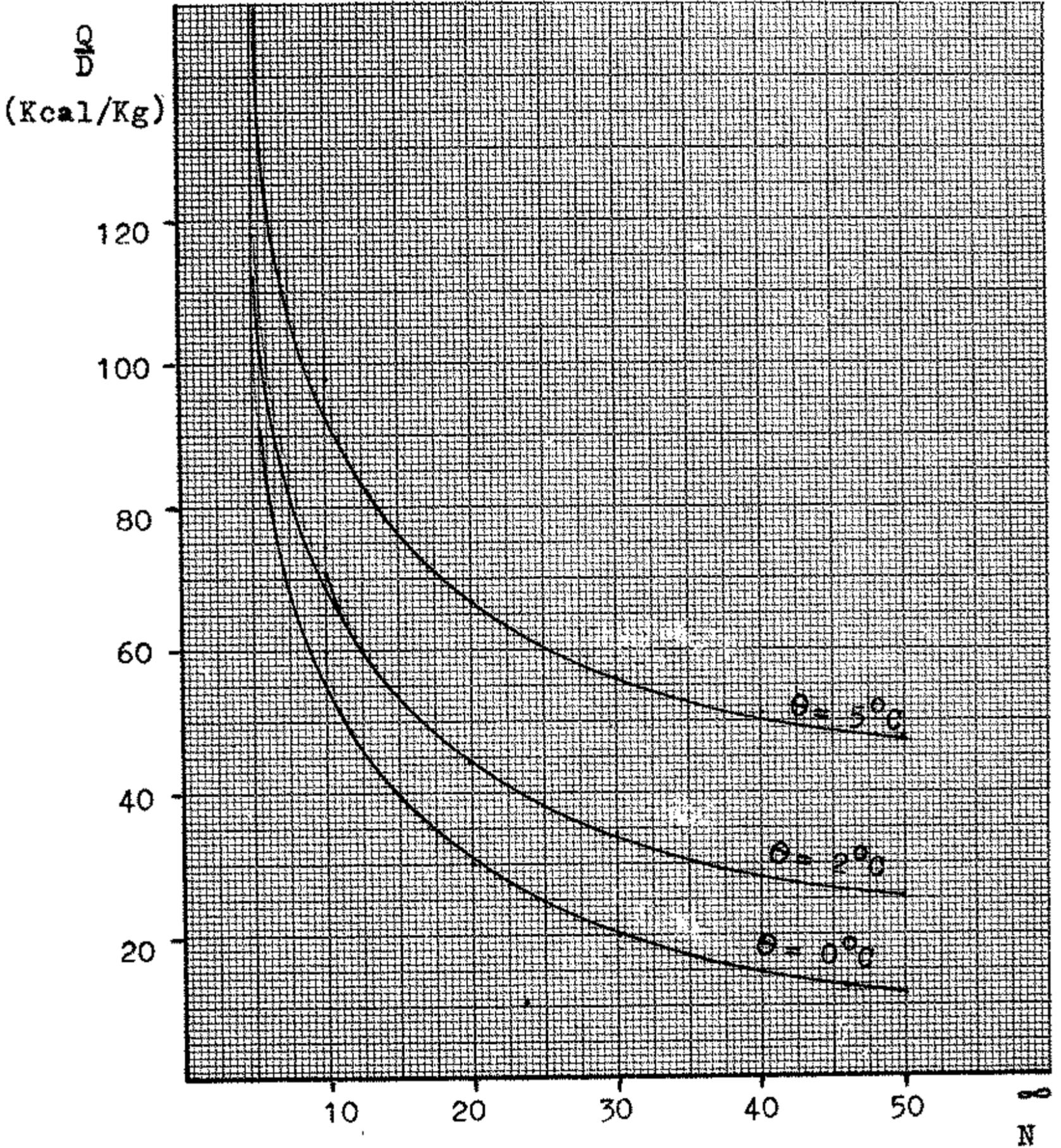
tes temperaturas de operación. Se observa claramente que en una planta de mayor número de etapas, los requerimientos de calor para el proceso son menores.

El parámetro de mayor importancia es tá graficado en la figura 3.15; el requerimiento de calor por Kg. de destilado producido, disminuye con el aumento del número de etapas. Esta tendencia es marcadamente notoria, hasta las 30 etapas; luego el incremento en el número de etapas influye en menor proporción en el calor requerido.

De la figura 3.15 se concluye que el calor requerido depende, así mismo, del grado de calentamiento, pudiendo obtenerse valores iguales a Q_H/D para una planta con gran número de etapas y θ grande, como también para una planta de pocas etapas y con un θ menor; cabe anotar que la única forma de conseguir valores de θ pequeños es empleando superficies de transferencia de calor grandes en los precalentadores.

8.3 Influencia del grado de calentamiento (θ)

Ya se ha discutido la influencia de θ a lo largo del capítulo; luego, con el objeto de hacer más e-



Q = Calor requerido
D = Flujo de destilado
 T_e = Temperatura del agua de mar = 20°C

FIGURA 3.15

Influencia del número de etapas (N) y el grado de calentamiento (θ_e) en la relación Q/D. $T_e = 20$, $T_c = 110^\circ\text{C}$.

vidente la relación entre Q_H/D y θ se construye el grafico 3.16. Se aprecia que un requerimiento de calor de 80 Kcal/Kg de destilado es necesario para 2 plantas que operan ambas a 65°C pero con diferentes etapas y grados de calentamiento : una tiene 10 etapas y un grado de calentamiento igual a 1.3°C , mientras que la otra tiene 50 etapas y 4.6°C de grado de calentamiento.

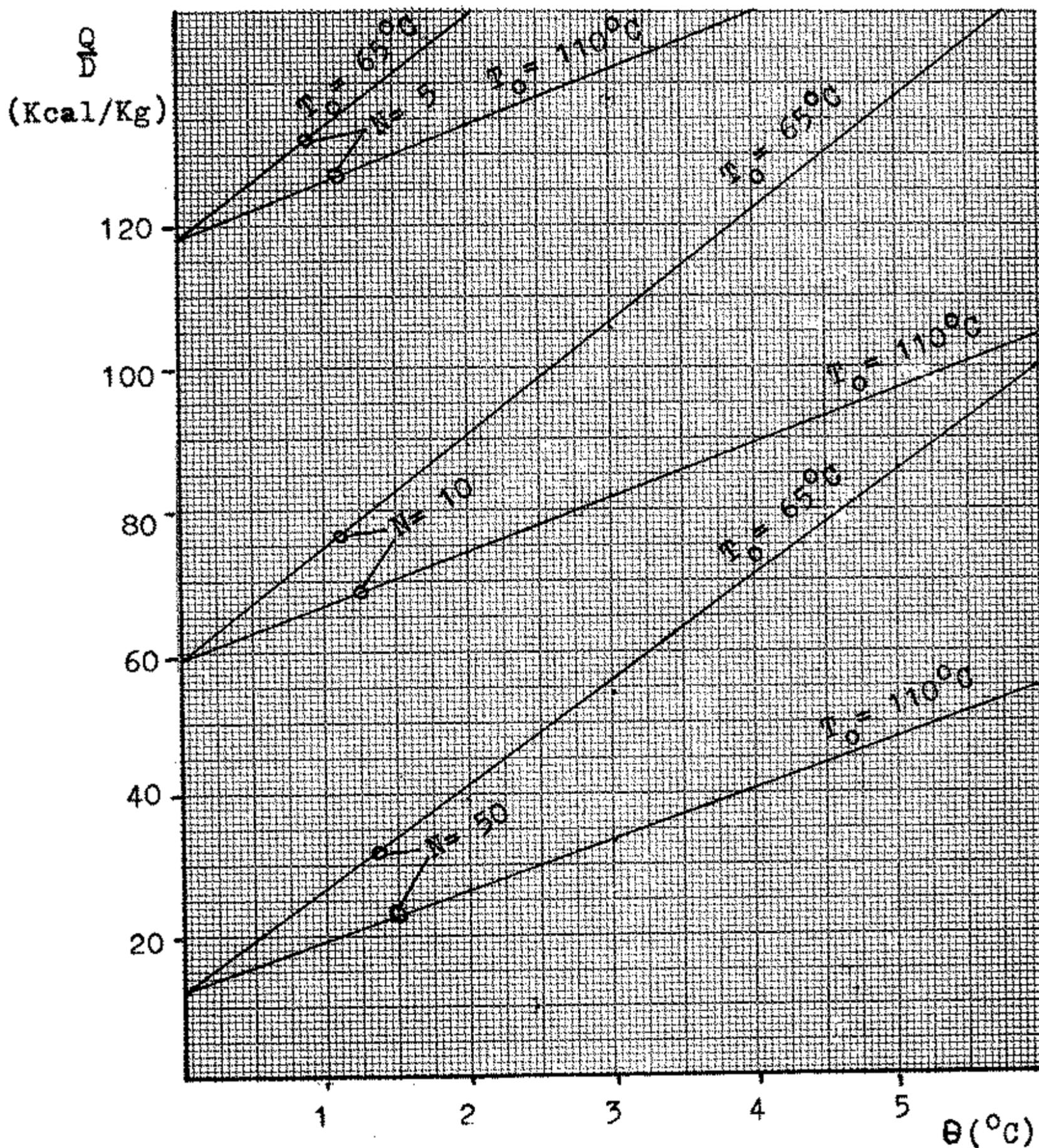
Se sabe que el costo total de una planta no depende sólo de los costos de operación, sino que debe considerarse también el costo del equipo. Así una planta de muchas etapas costará más que una de pocas etapas; por otro lado también será más alto el costo de un precalentador para obtener un θ_e bajo.

Finalmente habrá que optimizar el número de etapas en base al menor costo total; y de igual forma se optimizará el grado de calentamiento.

El caso teórico de una planta con $\theta_e = 0^\circ\text{C}$ no se puede realizar, porque requiere una superficie de calentamiento infinita.

8.4 Influencia de la temperatura del agua de mar (T_e)

Es necesario considerar la temperatura del agua de mar como parámetro variable, ya que las temperatu-



- T = Temperatura de operación
- T_0 = Temperatura del agua de mar = 20°C
- D^e = Flujo de destilado
- Q = Calor requerido
- θ = Grado de calentamiento

FIGURA 3.16 Influencia del grado de calentamiento (θ) y la temperatura T_0 en la relación Q/D .

ras de las superficies de los mares del mundo están entre 0 y 30 °C, existiendo también diferencias locales considerables.

8.4.1 Destilado producido por flujo de agua de mar

Se aprecia claramente en la figura 3.17 que un incremento en la temperatura del agua de mar, origina una disminución del destilado producido para un mismo flujo de agua de mar. Esto es perfectamente lógico, ya que al aumentar la temperatura del agua de mar; se acorta el intervalo de temperaturas en el que se realiza el proceso, disminuyendo también el rendimiento de la planta.

8.4.2 Grado de concentración (K_N/K_e)

La figura 3.18 muestra que un incremento de la temperatura del agua de mar, disminuye la concentración final de la salmuera; esto es natural ya que al disminuir el rendimiento, se obtiene menos destilado a partir de un flujo determinado de agua de mar, resultando menor el grado de concentración

8.4.3 Calor necesario (Q_H/D)

La figura 3.19 muestra gran variedad de curvas para diferentes condiciones de operación

ras de las superficies de los mares del mundo están entre 0 y 30 °C, existiendo también diferencias locales considerables.

8.4.1 Destilado producido por flujo de agua de mar

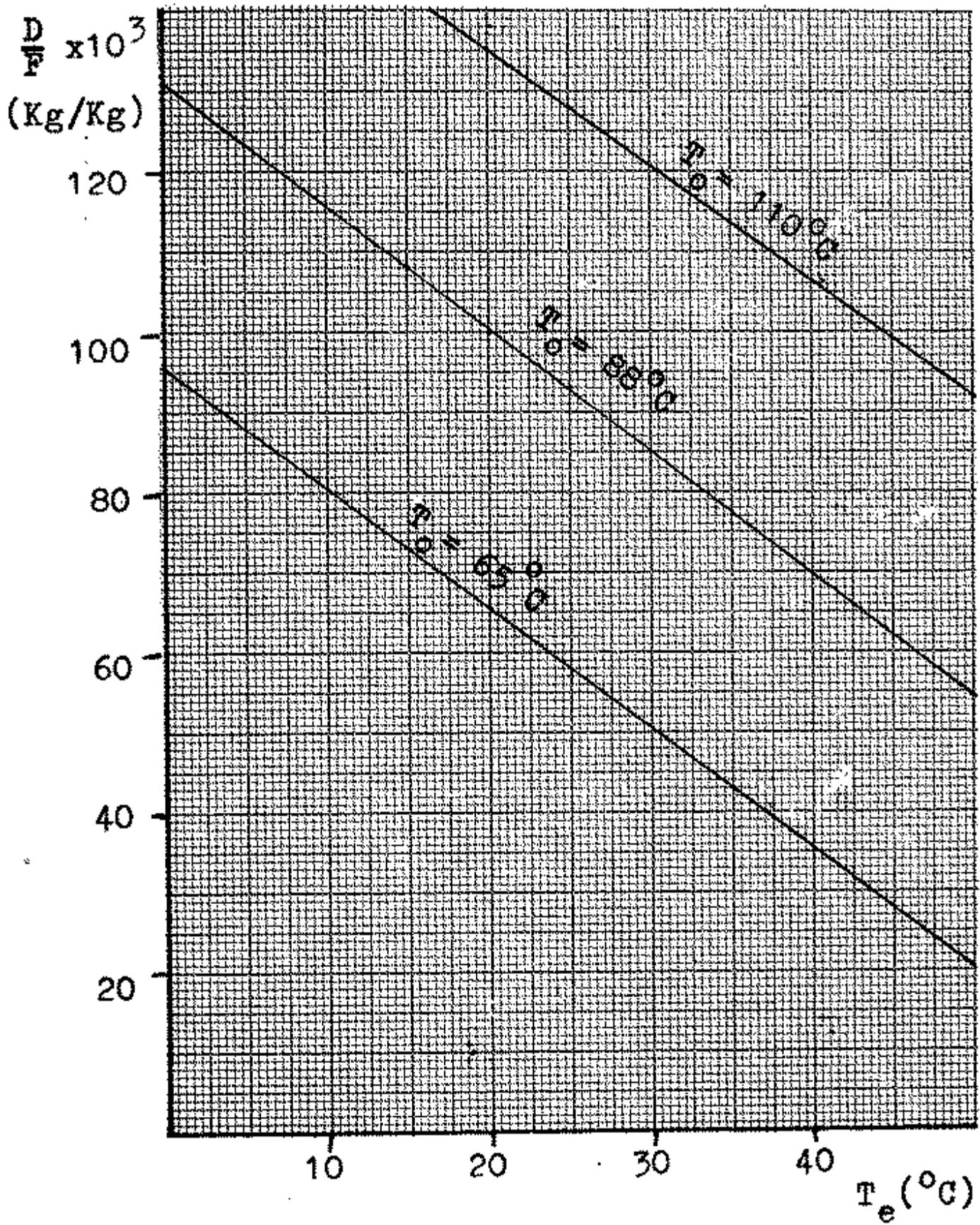
Se aprecia claramente en la figura 3.17 que un incremento en la temperatura del agua de mar, origina una disminución del destilado producido para un mismo flujo de agua de mar. Esto es perfectamente lógico, ya que al aumentar la temperatura del agua de mar; se acorta el intervalo de temperaturas en el que se realiza el proceso, disminuyendo también el rendimiento de la planta.

8.4.2 Grado de concentración (K_N/K_e)

La figura 3.18 muestra que un incremento de la temperatura del agua de mar, disminuye la concentración final de la salmuera; esto es natural ya que al disminuir el rendimiento, se obtiene menos destilado a partir de un flujo determinado de agua de mar, resultando menor el grado de concentración

8.4.3 Calor necesario (Q_H/D)

La figura 3.19 muestra gran variedad de curvas para diferentes condiciones de operación



- T = Temperatura de operación
- T_o = Temperatura del agua de mar
- θ^e = Grado de calentamiento = 5°C
- D = Flujo de destilado
- F = Flujo de agua de mar
- N = Número de etapas = 20

FIGURA 3.17

Influencia de la temperatura del agua de mar y la temperatura de operación en la relación D/F .

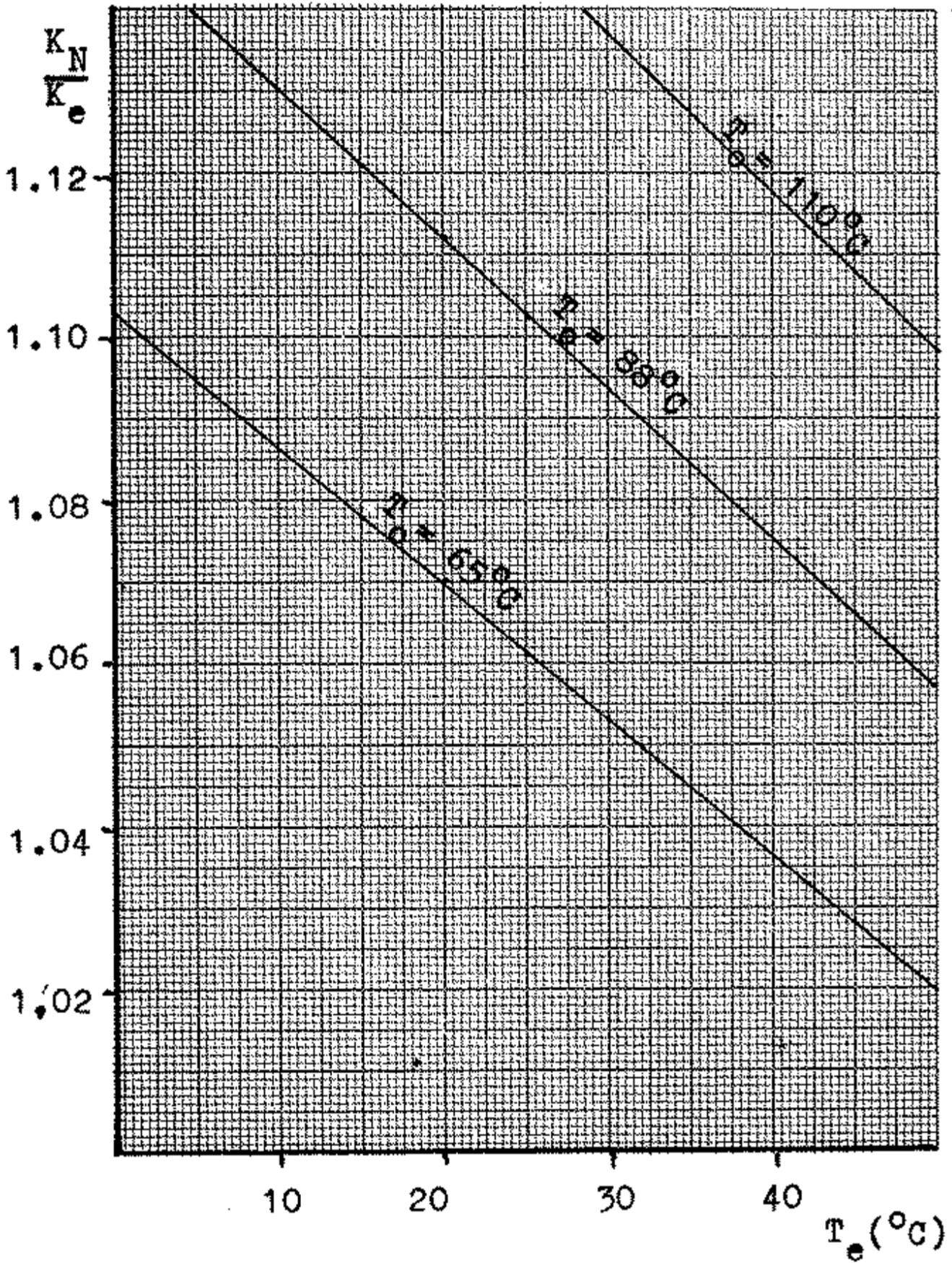
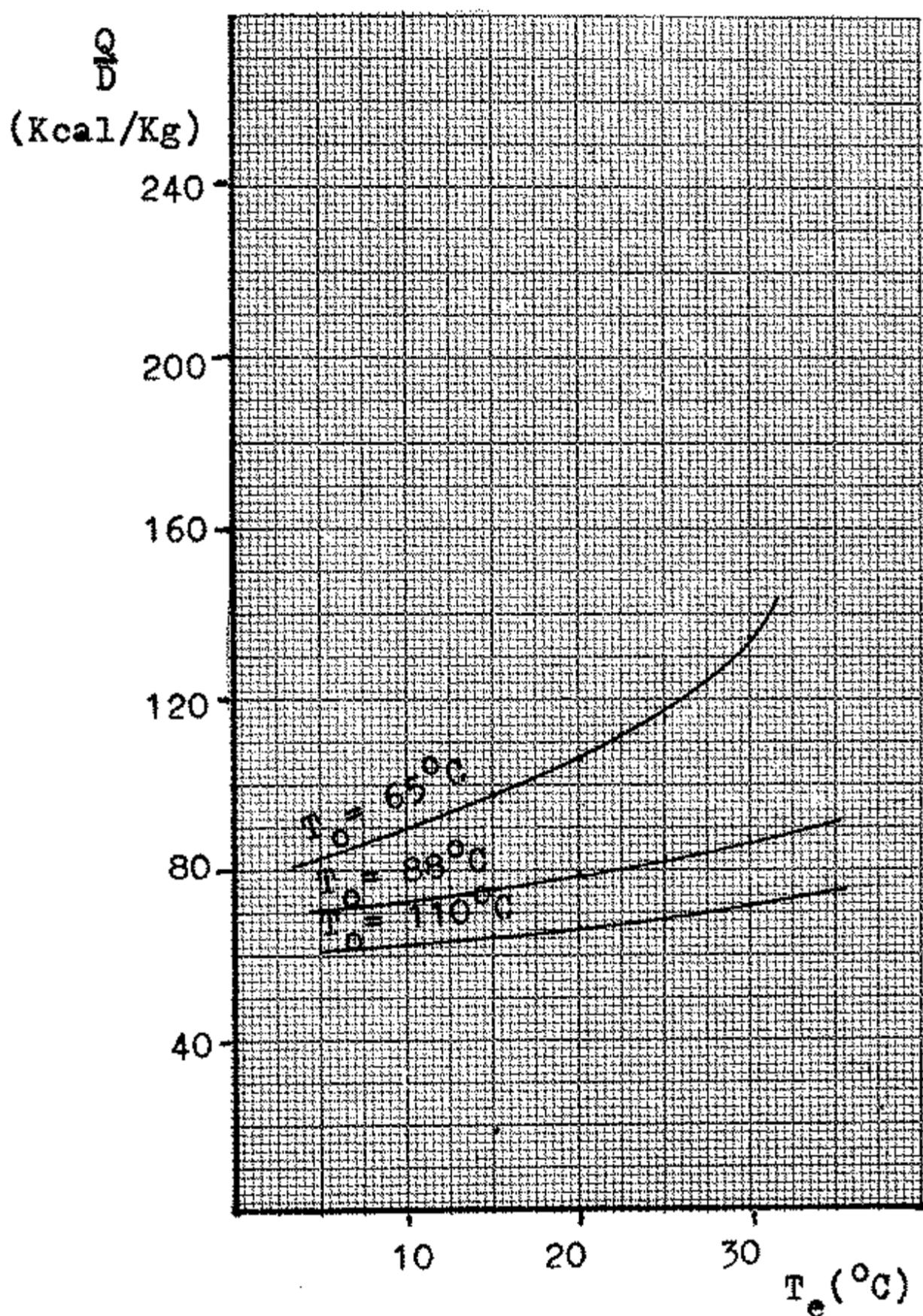


FIGURA 3.18 Influencia de la temperatura del agua de mar y la temperatura de operación en la concentración final.

- T_o = Temperatura de operación
- T_e = Temperatura de agua de mar
- θ^e = Grado de calentamiento = 5°C
- K_e = Concentración del agua de mar
- K_N = Concentración final del agua de mar
- N = Número de etapas = 20



- T = Temperatura de operación
- T_o = Temperatura del agua del mar
- θ^e = Grado de calentamiento = 5°C
- D = Flujo de destilado
- Q = Calor requerido
- N = Número de etapas = 20

FIGURA 3.19

Influencia de la temperatura del agua de mar y la temperatura de operación en el rendimiento Q/D .

pero en todas ellas se observa similar influencia de la temperatura de agua de mar: al crecer ésta, es necesario aumentar la can ti dad de energía utilizada en el proceso (pa ra una capacidad de producción determinada).

Un aumento en la temperatura del agua de mar, disminuye la cantidad de destila do producido para un flujo constante de la misma; luego para producir igual caudal de destilado, será necesario aumentar el flujo de agua de mar. Y en consecuencia, al requerirse calentar un mayor flujo; el calor nece sario aumenta.

La variación en la cantidad de calor necesario para el proceso, es más notoria pa ra plantas cuyas temperaturas de operación son bajas; ya que la variación en la tempera tura del agua de mar es más significativa, dado que el rango de temperatura en que opera la planta es menor, afectando significati vamente su rendimiento.

CAPITULO IV

DISEÑO PRELIMINAR DE LA INSTALACION

En principio, es importante señalar que el diseño de planta a efectuar deberá ser el más económico; y -desde el punto de vista físico- de preferencia contará con etapas de iguales dimensiones, a fin de realizar la construcción en serie. Lo anterior será objetivo primario en el siguiente estudio.

1. Procedimiento de cálculo para una instalación de evaporación instantánea.

En la sección 1.4-Capítulo III, se detalló (para una aplicación cualquiera) el procedimiento mediante el cual se realiza el balance térmico para la operación de la planta. Ahora en este caso debe seleccionarse una aplicación adecuada, en función a una determinación de los parámetros de contorno.

Sería sencillo suponer todas las características operativas de la planta, incluyendo el número de etapas, mas ello no es correcto en un estudio serio -como es el presente-; por lo tanto, se asumirán únicamente aquellas condiciones que no requieran fundamentos derivados del cálculo termico y/o económico de la planta.

1.1 Identificación y selección de datos para el cálculo térmico.

Capacidad de la planta.

La capacidad requerida de la planta es de 960,000 galones/día, y a fin de obviar la especificación constante de la temperatura correspondiente a tal volumen de destilado; se expresará en términos máxicos, es decir : 151,000 Kg/Hr. ó 3'624,000 Kg/día.

Temperatura disponible de agua de mar.

En el litoral Peruano, la temperatura del agua de mar varía en un rango comprendido entre 15 y 22 °C (descartando el caso de cualquier fenómeno) debido exclusivamente al cambio de estaciones. Luego, un valor adecuado para dicha temperatura sería 20°C; ya que proporciona un margen de seguridad en el cual la planta -una vez instalada- podrá satisfacer el requerimiento de la capacidad de destilación aún en el verano.

Temperatura de operación de la planta.

Como ya se vió este parámetro influye directamente en el rendimiento de la planta desalinizadora; lamentablemente existe un límite dado por el carácter incrustante del agua de mar. En los ultimos años las investigaciones realizadas han logrado elevar tal límite en función al pretratamiento del agua de mar alimentada. Así para plantas que utilizan fosfatos, el límite -en la actualidad- es de 82°C(180°F); mientras que para las que utilizan ácido

sulfúrico, el límite actual es de 121°C (250°F). En el caso en cuestión, se realizará un pretratamiento con ácido sulfúrico; pero de manera conservadora se adoptará una temperatura de 107°C (225°F).

1.2 Determinación de los parámetros de operación de la planta.

Los restantes parámetros de operación únicamente se podrán determinar en base al balance térmico de la planta. En realidad la forma idónea de seleccionar el número de etapas óptimo y su correspondiente grado de calentamiento, es calculando los parámetros de operación para distintas plantas que produzcan todas 151,000 Kg/Hr de destilado, operando con diferentes número de etapas y grados de calentamiento; y realizar una comparación económica de sus rendimientos.

Se considerarán plantas con 10, 20, 30, 40, y 50 etapas, y grados de calentamiento de 3 y 5 $^{\circ}\text{C}$ -para cada número de etapas-. Dada la extensión del trabajo, se recurrirá a la ayuda de un computador para realizarlo.

En primer término se efectuará el balance térmico de la planta, teniendo en cuenta que la temperatura de salmuera a la salida del calentador es de 107°C , y la temperatura del agua de mar es de 20°C .

1.2.1 Balance térmico.

A continuación se detallará el procedimiento empleado en el balance térmico; en primer lugar se

da una explicación de la realización etapa por e etapa, y luego se da el diagrama de flujo del programa utilizado.

Inicialización de parámetros de contorno.

En la sección 1.1 de este capítulo, se seleccionaron las variables :

- Capacidad de la planta = 151,000 Kg/Hr.
- Temperatura de agua de mar (T_e) = 20°C.
- Temperatura de operación de la planta (T_o) = 407°C

Además de estos parámetros, es necesario ingresar al computador :

- Número de etapas (N) = 10, 20, 30, 40, ó 50 según sea el caso.
- Grado de calentamiento (θ) = 3 ó 5 °C.

Temperatura de operación de la primera etapa.

Para iniciar el balance térmico, es necesario asumir esta temperatura; así con el objeto de emplear menor tiempo en el computador, se utilizará la ecuación 3.23 -que da un valor aproximado- para seleccionar tal temperatura :

$$T_1 = \frac{NT_o + T_e + \theta}{N + 1} \quad (^\circ\text{C})$$

Temperatura de entrada al calentador.

El grado de calentamiento es dato, luego de la ecuación (14) : $T_{M1} = T_1 - \theta$

Destilado producido en la primera etapa.

De la ecuación 3.2 se tiene :

$$D_1 = \frac{F \cdot (H_0 - S_1)}{(H_1 - S_1)} \quad K_g/hr.$$

Cabe anotar que el programa inicialmente efectúa todo el balance, considerando $F = 1$ unidad; y como los valores de T_0 y T_1 son conocidos, con ayuda de la tabla de propiedades del agua se encuentran : H_0 (Entalpía del agua de mar a la salida del calentador), y S_1, H_1 (Entalpías de vapor y líquido saturado, respectivamente, a la temperatura T_1 - primera etapa).

Grado de concentración.

El grado de concentración a la salida de la primera etapa, se calculará según la ecuación (3.15) :

$$K_1 = \frac{F \cdot K_e}{F - D_1} \quad (\%)$$

En este caso el grado de concentración será expresado en (%), es decir independientemente de la concentración del agua de mar disponible ($K_e = 1$).

Temperatura de operación de la siguiente etapa.

La entalpía (J_2) a la entrada del precalentador de la primera etapa, se determina a partir de la ecuación (3.12) :

$$J_2 = J_1 - D_1 (H_1 - C_p T_1)$$

Luego, dado este dato y mediante las tablas de

propiedades, se encuentra T_{J2} ; y según la ecuación (3.14) la temperatura de operación de la segunda etapa será :

$$T_2 = T_{J2} + \theta$$

Destilado producido en la cámara de expansión.

El destilado producido se calcula según la ecuación (3.7) :

$$D_1' = D_1 \frac{(T_1 \cdot C_p - h_2)}{H_{d2} - h_2}$$

H_{d2} y h_2 , se ubican en la tabla de propiedades del agua, siendo -respectivamente- las entalpías de vapor y líquido saturado a la temperatura T_2 (segunda etapa).

Destilado producido y salmuera restante.

A fin de facilitar el balance térmico en la planta, el cálculo se realizará etapa por etapa; por ello resulta conveniente ir acumulando el destilado producido (C_2), y calculando el flujo de salmuera restante (C_1) en cada etapa :

$$C_1 = C_1 - D_1$$
$$C_2 = C_2 + D_1$$

Inicialmente $C_1 = F$, luego $C_1 = F - D_1$; así mismo, inicialmente $C_2 = 0$, luego $C_2 = 0 + D_1$.

Segunda etapa.

Al igual que en la primera etapa, se calculará : el destilado producido en la cámara de evaporación, la concentración en la salmuera, la temperatura de entrada al segundo precalentador, y el destilado producido en la segunda cámara de expansión.

Destilado producido.

De la ecuación (3.3) se tiene :

$$D_2 = (F - D_1) \frac{S_1 - S_2}{H_2 - S_2}$$

Una inspección de la expresión anterior, conduce a la siguiente generalización :

$F - D_1 = C_1$: Salmuera que ingresa al evaporador.

S_1 : Entalpía de líquido saturado de la salmuera que ingresa al evaporador.

S_2, H_2 : Entalpías de líquido saturado y vapor saturado a la temperatura de operación de la segunda etapa.

Grado de concentración.

El grado de concentración, se calcula mediante la ecuación (3.15) :

$$K_2 = \frac{F \cdot K_e}{(F - D_1 - D_2)}$$

Ya que $F - D_1 = C_1$ y $K_e = 1$, la expresión anterior se traduce en :

$$K_2 = \frac{F}{(C_1 - D_2)}$$

Temperatura de operación de la siguiente etapa.

El balance termodinámico del segundo precalentador, puede realizarse -con la ayuda de la figura 4.1- según :

$$F(J_2 - J_3) = (D_1' \cdot H_{d2} + D_2 \cdot H_2) - (D_1' + D_2)(T_2 - \alpha_2) C_p$$

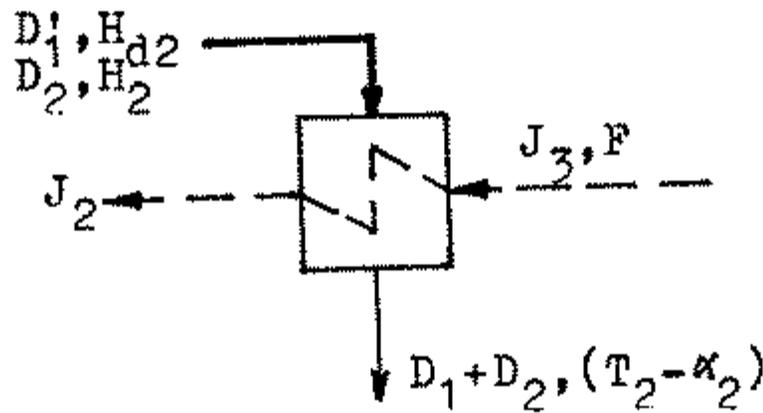


FIGURA 4.1

Segundo Precalentador

Ya que $H_{d2} = H_2$, la ecuación anterior puede simplificarse :

$$F(J_2 - J_3) = (D_1' + D_2) H_2 - (D_1' + D_2)(T_2 - \alpha_2) C_p.$$

Finalmente :

$$J_3 = J_2 - \frac{(D_1' + D_2)}{F} (H_2 - T_2 C_p)$$

En la ecuación anterior todas las variables son conocidas; luego una vez calculado J_3 y con el auxilio de la tabla de propiedades del agua, se determinará la temperatura (T_{J_3}) de entrada al segundo precalentador.

De otro lado, de la ecuación 3.14 se tiene la temperatura de operación de la siguiente etapa :

$$T_3 = T_{r3} + \Theta$$

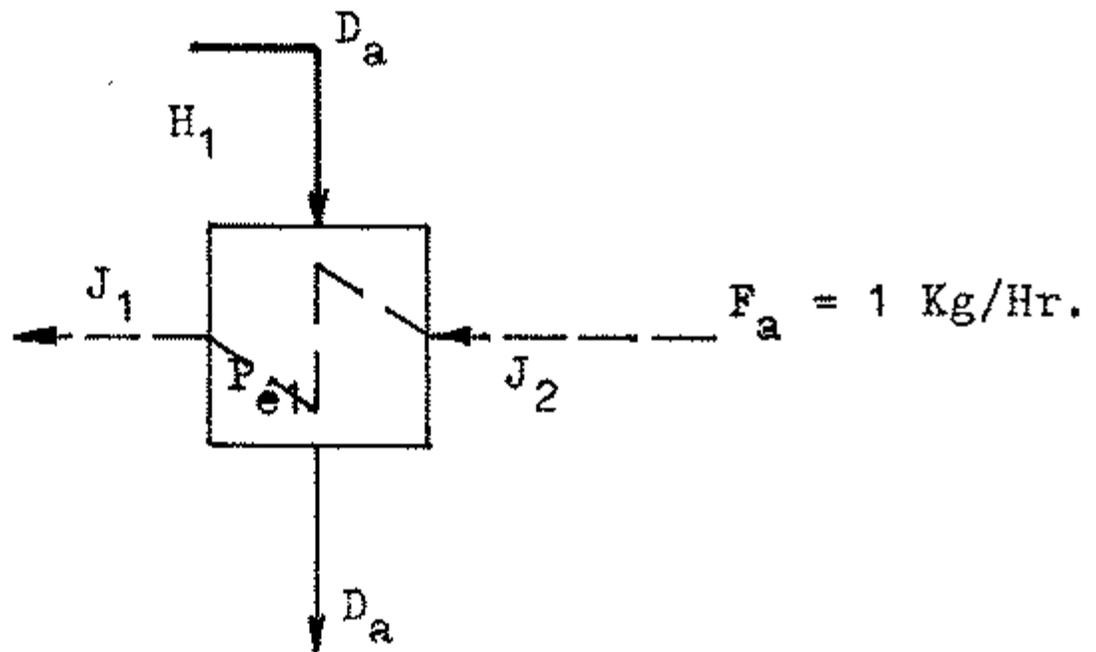
Con esta última temperatura se puede calcular el destilado producido en la segunda cámara de expansión, y así sucesivamente hasta llegar a la última etapa -en la cual debe satisfacerse el balance térmico-. Dicho de otra manera, la temperatura de entrada del agua de mar calculada por el sucesivo balance térmico de cada etapa, debe ser igual a la temperatura del agua de mar disponible; es bastante probable que en la primera iteración (asunción de T_1) no será satisfecho este requisito, luego habrá que asumir otra temperatura T_1 y volver a iterar.

Una vez satisfecho el balance térmico de la planta, se procede a calcular el flujo de agua de mar y el calor requerido para la operación. Esto será posible con ayuda de la figura 4.2.

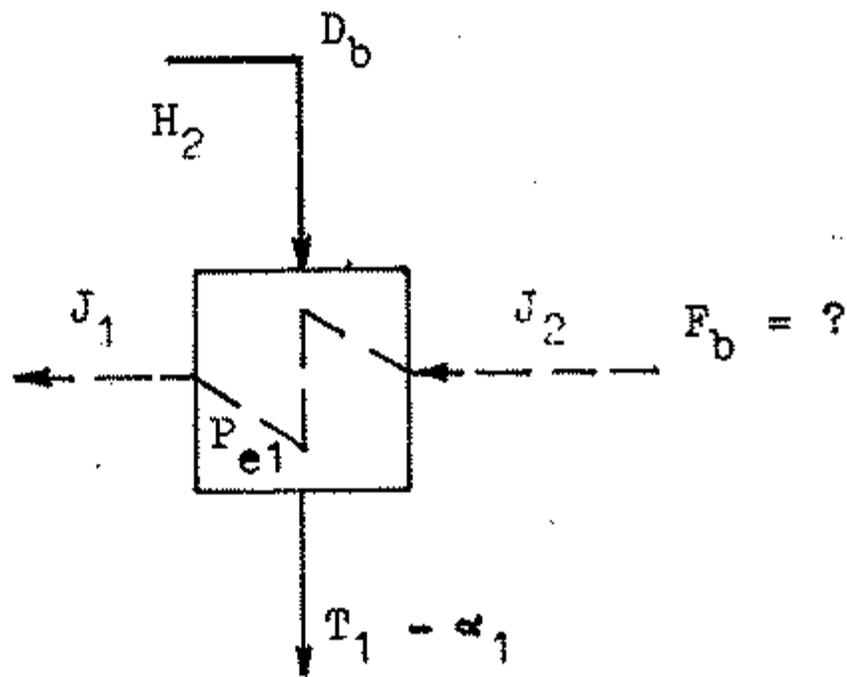
El balance térmico se llevó a cabo considerando un flujo de agua de mar igual a 1 Kg. por hora, con el cual se produjo D_a Kg/Hr. de destilado en la primera etapa; y un total de destilado igual a D_{aT} . Luego, si se requiere una planta que produzca 151,000 Kg/Hr. = D_{bT} de destilado será necesario que su primera etapa arroje un flujo :

$$D_b = \frac{D_{Tb} \cdot D_a}{D_{aT}} \dots (1)$$

Por consiguiente, realizando el balance térmico del precalentador (b)-Figura 4.2, se calculará el



a) Precalentador de la primera etapa, para una alimentación de 1 Kg/Hr. de agua de mar.



b) Precalentador de la primera etapa, para una alimentación a determinar de agua de mar.

FIGURA 4.2

Semejanza de los precalentadores.

flujo de agua de mar para el proceso :

$$F = \frac{D_b}{(J_1 - J_2)} (H_1 - (T_1 - \alpha_1) C_p) \quad \text{Kg/hr.}$$

Donde :

T_1 = Temperatura de operación de la primera etapa.

H_1 = Entalpía de vapor saturado a la temperatura T_1 .

J_2, J_1 = Entalpías de líquido saturado antes y después del precalentador N° 1.

Finalmente, el calor requerido para la operación de la planta es :

$$Q = F (H_0 - J_1)$$

Así, una vez determinados los parámetros anteriores, será necesario correr nuevamente el programa completo, a fin de imprimir los resultados.

Como se comprenderá, la nomenclatura empleada en el capítulo III no es posible utilizarla en los programas de computación, ya que cada lenguaje tiene sus reglas y por consiguiente sus limitaciones; por lo que se ha desarrollado una simbología acorde al lenguaje basic -la cual se halla consignada en el apéndice -.

A continuación se presenta el diagrama de flujo del programa que realiza el balance térmico, con el objeto de reforzar la explicación precedente.

1.2.2 Determinación de las dimensiones principales de la planta desalinizadora.

En base a los resultados del balance térmico, se calcularán las dimensiones principales de la planta desalinizadora. Así también se precisará del auxilio de la computadora; y de manera similar primero se detallará el procedimiento empleado y posteriormente se presentará el diagrama de flujo del programa utilizado.

- Número de tubos del precalentador

El flujo de agua de mar que atraviesa los precalentadores de la planta, es conocido luego se rá necesario asumir una velocidad recomendable y el diámetro de los tubos.

Velocidad recomendable.

Dado lo extenso del trabajo, éste se limitará al cálculo de las dimensiones para las velocidades de 3 y 6 pies/seg.

Diámetro de tubería.

Al consultar el " Survey of Materials Behavior in Multi-Stage Flash Distillation Plants ", y en base a la experiencia de trabajo con plantas desalinizadoras, es aconsejable asumir un diámetro nominal de tubería de 5/8 de pulgada -a fin de simplificar, así mismo, el análisis.

Por lo tanto, el número de tubos (Z) será :

$$Z = \frac{1.412 F}{W \cdot V \cdot A_i} \dots (2)$$

Donde :

F = Flujo de agua de mar (Kg/Hr)

W = Densidad del agua de mar (Kg/m³)

V = Velocidad asumida (Pies/Seg)

A_i = Area de la sección interna de paso
(Pulg²)

Es conveniente redondear el valor (Z) obtenido al orden de las decenas, y en consecuencia habrá que recalcular la velocidad de paso del agua de mar :

$$V' = \frac{1.412 F}{Z \cdot W \cdot A_i} \dots (3)$$

- Determinación del coeficiente pelicular interior

Para cada una de las etapas, se conoce -en base al balance térmico- las temperaturas de operación (T_i) de las etapas, las de ingreso (T_{Ji+1}) y las de salida del precalentador (T_{Ji}) respectivo. Luego, en función a estos datos, y para convección en el interior de los tubos, puede emplearse la siguiente expresión :

$$Nu = 0.023 \cdot (R_i)^{0.8} (W_q)^{0.4} \dots (4)$$

$$H_i = \frac{Nu \cdot W_q \cdot 12}{D_i} \quad (\text{BTU/hr. pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}) \dots (5)$$

Expresión válida para 10,000 < Re < 120,000 , y
0.7 < W_q < 120

Donde :

Nu = Número de Nusselt.

R_1 = Número de Reynolds : $R_1 = (D_1 V) / 12 \mu$
 D_1 (Diámetro interior), V (Velocidad
media), y μ (Viscosidad dinámica).

W_9 = Número de Prandal.

W_4 = Conductividad térmica (BTU/Hr pie^oF)

Las propiedades serán calculadas a la temperatura de mezcla $(T_4)(1)$ (Temperatura media de agua en el precalentador), es decir :

$$T_4 (1) = \frac{T_{ji} + T_{ji+1}}{2} \quad \dots (6)$$

- Determinación del coeficiente pelicular exterior

En el exterior de los tubos de los precalentadores se produce la condensación del vapor, y el calor es transferido desde éste hacia la salmuera circulante; existiendo un gradiente térmico, el cual se muestra en la figura 4.3.

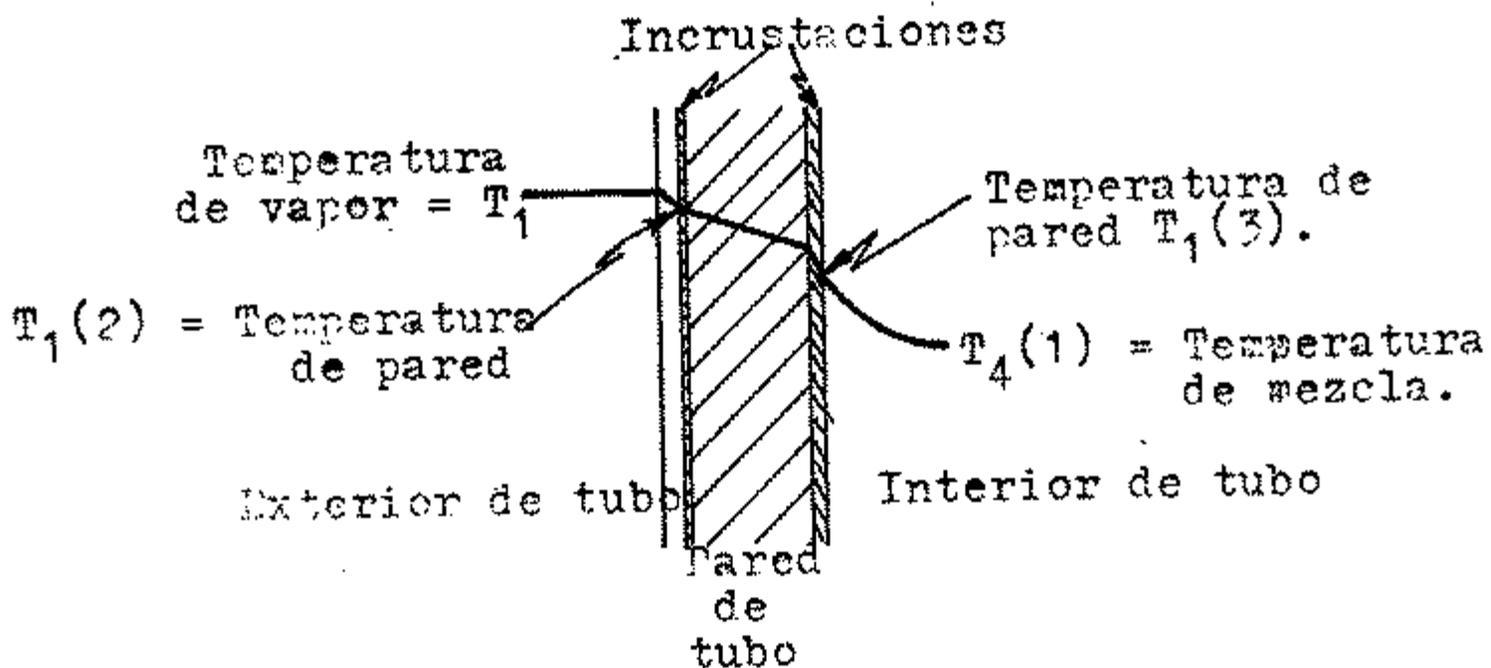


FIGURA 4.3

Gradiente térmico a través de la pared del tubo.

Para condensación en el exterior de tubos, el coeficiente pelicular se puede calcular según :

$$H_2 = 0.728 (C_1) \left[\frac{g \rho_L (\rho_L - \rho_V) K^3 hfg'}{N D \mu l (T_1 - T_3)} \right]^{1/4} \quad \dots (7)$$

$$C_1 = 1 + 0.2 \frac{C_p (T_1 - T_3)}{hfg} (N-1) \quad \dots (8)$$

Siempre que :

$$\left[(N-1) C_p (T_1 - T_3) \right] / hfg < 2 \quad \dots (9)$$

Donde :

C_p = Calor específico (BTU/Lb °F)

K = Conductividad térmica del líquido (BTU/Hr.pie. °F)

ρ_L, ρ_V = Densidad de líquido y vapor saturado (Lbm/pie³)

g = Aceleración de la gravedad (Pie/Hr²)

hfg = Calor latente de vaporización (BTU/Lbm)

$$hfg' = hfg + 3/8 C_p (T_1 - T_3) \quad \dots (10)$$

N = Número de tubos alineados verticalmente.

μl = Viscosidad del líquido (Lbm/Hr.pie)

D_e = Diámetro exterior del tubo (Pies)

T_1 = Temperatura del vapor saturado (°F)

T_3 = Temperatura de la superficie de la pared (°F).

Para poder evaluar el coeficiente pelicular según la ecuación (7), hace falta conocer la temperatura de pared T_1 (2); luego se tendrá que asumir ésta, para calcular el coeficiente pelicular; y posteriormente comprobar mediante el balance térmico de la transferencia de calor a través de la pared, si el valor inicialmente asumido es el correcto.

Esto involucra una iteración dentro del programa, luego si asumimos la temperatura de pared $T_1(z)$, la temperatura de la película de condensado será :

$$T_4(z) = \frac{T_1(z) + T_1}{2} \quad \dots (11)$$

Con esta temperatura se calculan todas las propiedades físicas del líquido y H_2 .

- Determinación del coeficiente global de transferencia de calor, (U).

El coeficiente global de transferencia de calor; en este caso, está basado en el área de la superficie exterior de los tubos, y es :

$$U = \frac{1}{\frac{1}{H_2} + R_e + \frac{D_e \cdot \ln(D_e/D_i)}{2K} + R_i \left(\frac{D_e}{D_i}\right) + \frac{D_e}{H_1 D_i}} \quad \left(\frac{\text{BTU}}{\text{Hr. Pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right)$$

Donde :

... (12)

H_1 = Conductancia promedio de la salmuera sobre el interior de los tubos. (BTU/Hr.pie².°F).

H_2 = Conductancia promedio de condensación del vapor en el lado exterior de la tubería. (BTU/Hr.pie².°F).

R_e = Resistencia de incrustación en el lado exterior de la tubería. (Hr.pie².°F/BTU).

R_i = Resistencia de incrustación en el lado interior de la tubería. (Hr.pie².°F/BTU).

$\frac{D_e \cdot \ln(D_e/D_i)}{2K}$ = Resistencia térmica de la pared de la tubería. (Hr.pie².°F/BTU).
K es la conductividad termica del material del tubo.

D_i, D_e = Diámetros interior y exterior de la

tubería. (Pulg.)

Factores de incrustación.

Durante la operación con la mayoría de líquidos y algunos gases, gradualmente se va formando sobre la superficie de transferencia de calor, una película de partículas extrañas -llamada incrustación- que aumenta la resistencia térmica. Luego es conveniente considerar esta resistencia térmica en el diseño de los precalentadores, a fin de que la planta no pierda su capacidad nominal de producción en el corto o mediano plazo. En el apéndice (B.1) figura una tabla en la cual se consignan los factores normales de incrustación.

. Incrustación del vapor.

Para el vapor de la tabla (Apéndice B.1) :

$$R_e = 0.0005 \text{ (Hr. } ^\circ\text{F.Pie}^2\text{/BTU)}$$

. Incrustación de la salmuera.

De la tabla (Apéndice B.1) se utilizará el factor incrustante del agua de mar, ya que ello proporciona un valor conservador de (U); dado que la salmuera en realidad -por el tratamiento (con ácido) al que ha sido sometido- es menos incrustante que el agua de mar. Así :

Para temperaturas de salmuera menores a 125°F

$$R_1 = 0.0005 \text{ (Hr. } ^\circ\text{F.Pie}^2\text{/BTU)}$$

Para temperaturas mayores a 125°F (51.6°C),
 $R_1 = 0.001 \text{ (Hr.}^{\circ}\text{F.Pie}^2\text{/BTU)}$

- Comprobación de la temperatura de pared asumida.

La comprobación se basa en el hecho evidente de que el calor transferido desde el vapor hacia la salmuera es el mismo que el transferido desde el vapor hacia la película de condensado; esto expresado en términos de ecuación es :

$$U \cdot \overline{\Delta T} \cdot F_1 = H_2 (T_1 - T_4 (2)) \quad \dots (13)$$

Donde :

$\overline{\Delta T}$ = Media logarítmica de la diferencia de temperatura total en el precalentador respectivo (MLDT).

F_1 = Factor de corrección de la MLDT (apéndice B)

Para todo el trabajo el valor de F_1 siempre es igual a 1 y $\overline{\Delta T}$ es aproximadamente igual a :
 $T_1 - T_4(1)$; por lo que se trabajará reemplazando:

$$U \cdot \overline{\Delta T} \cdot F_1 = U (T_1 - T_4 (1)).$$

Finalmente :

$$U (T_1 - T_4 (1)) = H_2 (T_1 - T_4 (2))$$

Esta convergencia se hizo, en el programa, lo más exacto posible; ya que el uso del computador lo permite.

- Calor transferido.

El calor de condensación es el mismo que el calor ganado por la salmuera en los precalentado-

res :

$$Q = C_p (T_{Ji} - T_{Ji+1}) F \quad (\text{BTU/Hr.}) \quad \dots (14)$$

Donde :

C_p = Calor específico (BTU/Kg.°F)

T_{Ji} = Temperatura de salida del precalentador respectivo (°F).

T_{Ji+1} = Temperatura de entrada del precalentador respectivo (°F).

F = Flujo de agua de mar (Kg/Hr).

- Area necesaria del precalentador.

En base a todo lo calculado, se determinará el área del precalentador respectivo. El calor puede calcularse según :

$$Q = U \cdot A_e \cdot \Delta T \cdot F_1$$

Despejando A_e , se tiene :

$$A_e = \frac{Q}{U \cdot \Delta T} = \frac{Q}{U (T_1 - T_4(1))} \quad (\text{Pies}^2) \quad \dots (16)$$

Donde :

Q = Calor transferido en cada precalentador (BTU/Hr).

U = Coeficiente global de transferencia de calor entre el vapor y la salmuera (BTU/Hr.Pie². F).

T_1 = Temperatura de vapor (°F).

$T_4(1)$ = Temperatura media de salmuera (°F).

F_1 = Factor de corrección de MLDT ($F_1=1$)

- Longitud de etapa.

Dados el número de tubos y el área necesaria, se calculará la longitud de cada etapa :

$$L = \frac{12 A_e}{\pi D_e z} \quad (\text{pies}) \quad \dots (17)$$

Donde :

A_e = Area exterior del precalentador
(Pies²).

D_e = Diámetro exterior del tubo (Pulg).

Los resultados obtenidos, se encuentran consignados en el apéndice B.4, y se observa que las longitudes de todas las plantas varían -etapa por etapa- aumentando en forma continua a partir de la primera etapa. Sin embargo, para temperaturas de operación menores a 51.6 °C (125 °F) se aprecia una disminución de la longitud de la etapa siguiente; esto exclusivamente gracias al cambio en el valor constante de la resistencia térmica de la salmuera : que disminuye de 0.001 a 0.0005 (Hr.Pie².°F/BTU), la cual sería una limitación superable si se contara con la ayuda de una curva continua de la variación de la resistencia térmica de la salmuera con respecto a la temperatura, que lograría evitar estos saltos en las longitudes calculadas.

En definitiva, hasta este punto no se ha conseguido el diseño esperado; ya que la longitud de las etapas no es constante para cada planta. Así, en el afán de conseguir un diseño que tenga como característica la igualdad de la longitud de las etapas; se ha decidido calcular

la longitud promedio de las etapas para las plantas, y en base a esta longitud y los flujos de salmuera calculados desarrollar el balance térmico de la planta y el flujo de destilado producido para esta estructura; y a continuación recalcular el flujo de salmuera y el calor necesario para satisfacer la producción requerida de destilado, siendo éstas las soluciones definitivas.

1.2.3 Determinación definitiva de las dimensiones principales de la planta desalinizadora.

- Longitud de etapa.

Como ya se mencionó, será el promedio de las longitudes de las etapas; el valor obtenido será aproximado a una longitud comercial.

- Temperatura de operación de la primera etapa.

Al igual que en el balance térmico, es necesario asumir esta temperatura; y seguir un proceso iterativo, con el objeto de que en la última etapa coincidan la temperatura calculada del agua de mar y la disponible (real).

- Destilado producido.

Se calcula mediante la ecuación (3.2) :

$$D_1 = F \cdot \frac{(H_0 - S_1)}{H_1 - S_1} \quad (\text{Kg/Hr.})$$

- Calor de condensación.

Es el calor necesario para condensar el vapor producido en el precalentador :

$$Q = D_1 (H_1 - S_e) \quad \text{kcal. / Kg} \quad \dots (18)$$

- Determinación de la temperatura de pared-lado vapor.

Este es un cálculo iterativo : se asume una temperatura de pared $T_1(2)$, luego se calcula el coeficiente pelicular del vapor $H_1(1)$ -según lo explicado anteriormente, y en base a las ecuaciones 7,8,9, y 10 de este capítulo-. La comprobación de que la temperatura asumida es correcta, se realiza calculando el coeficiente pelicular $H_1(2)$, pero utilizando el calor necesario para la condensación; ya que Q también es igual

a :

$$Q = H_1(2) \cdot (T_1 - T_1(2)) \cdot A_4 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{Kg}} \quad \dots (19)$$

Luego :

$$H_1(2) = \frac{Q}{(T_1 - T_1(2)) \cdot A_4 (1.8)} \quad \dots (20)$$

Donde :

$$A_4 = \text{Area exterior de los tubos (Pies}^2\text{)}.$$

Si la temperatura de película es correcta, debe cumplirse que :

$$H_1(1) = H_1(2) .$$

- Determinación de la temperatura de pared--lado
agua de mar.

Para este cálculo es necesario considerar las resistencias térmicas de las incrustaciones, tanto del lado del vapor (R_3), como del lado de la salmuera (R_2), y del tubo (R_K).

Lado-vapor :

S_2 = Area exterior por tubo :

$$S_2 = \pi D_e \cdot L / 144 \quad (\text{pies}^2)$$

$$R_3 = 0.0005 / S_2 \quad (\text{Hr. } ^\circ\text{F} / \text{BTU}) \quad \dots (21)$$

Lado-salmuera :

S_1 = Area interior por tubo :

$$S_1 = \frac{\pi D_i \cdot L}{144} \quad (\text{pies}^2),$$

Para $T > 51.6^\circ\text{C}$, $R_I = 0.001$

Para $T < 51.6^\circ\text{C}$, $R_I = 0.0005$

* R_I = Resistencia por incrustación (Hr. Pie². °F/BTU)

$$\text{Luego : } R_2 = \frac{R_{\text{INCORUST.}}}{S_1} \quad \left(\frac{\text{Hr. } ^\circ\text{F}}{\text{BTU}} \right) \quad \dots (22)$$

Resistencia térmica del tubo (R_K).

La resistencia térmica del tubo, se calcula según :

$$R_K = \frac{\ln(D_e / D_i)}{2 \pi K \cdot L} \quad \left(\frac{\text{Hr. } ^\circ\text{F}}{\text{BTU}} \right) \quad \dots (23)$$

Donde :

D_e, D_i = Diámetros exterior e interior del tubo (Pulg).

K = Conductividad térmica del material del tubo (BTU/Hr.Pie.^oF).

L = Longitud del tubo (Pie).

Luego :

$$T_1(3) = T_1(2) - \frac{Q}{1.8 \cdot Z} [R_2 + R_3 + R_k] \dots (24)$$

- Determinación de la temperatura de mezcla de la salmuera.

Esta temperatura $T_4(1)$ se calculará también en base a iteraciones : primero se asume $T_4(1)$ y se calcula el coeficiente pelicular en el interior de los tubos $H(1)$ -según lo explicado anteriormente y en base a las ecuaciones 4 y 5 de este capítulo-; luego se comprueba la temperatura asumida mediante el cálculo del coeficiente pelicular, pero utilizando el calor ganado por la salmuera -que es el mismo que el de condensación-. Así :

$$H(2) = \frac{Q}{1.8 (T_1(3) - T_4(1)) \cdot S_1 \cdot Z} \dots (25)$$

Donde :

Z = Número de tubos.

- Determinación de las temperaturas de entrada y salida al precalentador.

Se tienen 2 incógnitas, luego se necesitan 2 ecuaciones para despejar los valores de T_{J2} y T_{J1} (entrada y salida respectivamente).

Primera ecuación :

$$Q = F (T_{J1} - T_{J2}) C_p$$

Despejando :

$$T_{J1} - T_{J2} = Q / F \cdot C_p \dots (26)$$

Segunda ecuación :

$$\frac{T_{J1} + T_{J2}}{2} = T_4 \quad (1)$$

En esta segunda ecuación, el segundo miembro es conocido; luego resulta sencillo determinar -en base a las ecuaciones (26) y (27)- los valores de T_{J1} y T_{J2} .

- Asunción de la temperatura de la siguiente etapa.

Este es, así mismo, un cálculo iterativo, que sigue el procedimiento dado a continuación :
Se determinan en primer lugar el Destilado producido (D_2), y el Destilado producido en la cámara de expansión (D_1'). Estos cálculos se realizan de manera similar a lo efectuado en la e etapa anterior.

A continuación se halla el Calor necesario para condensar el destilado en el segundo precalentador, que es la suma de los calores de condensación D_2 y D_1' :

$$Q_c = D_1' (H_{d2} - h_2) + D_2 (H_2 - h_2)$$

Como : $H_{d2} = H_2$, luego :

$$Q = (D_1' + D_2) (H_2 - h_2) \dots (28)$$

Acto seguido, y de igual manera que en la etapa anterior, se calcula la temperatura de pared-lado vapor, la temperatura de pared-lado salmuera la temperatura de mezcla, y las temperaturas correspondientes de entrada y salida al segundo precalentador.

Se tendrá en cuenta que, para que la temperatura de operación de la segunda etapa sea correcta, la temperatura calculada a la salida del segundo precalentador (T'_{J2}) deberá ser igual a la temperatura de ingreso al primer precalentador (T_{J2}) (ver figura 4.4)

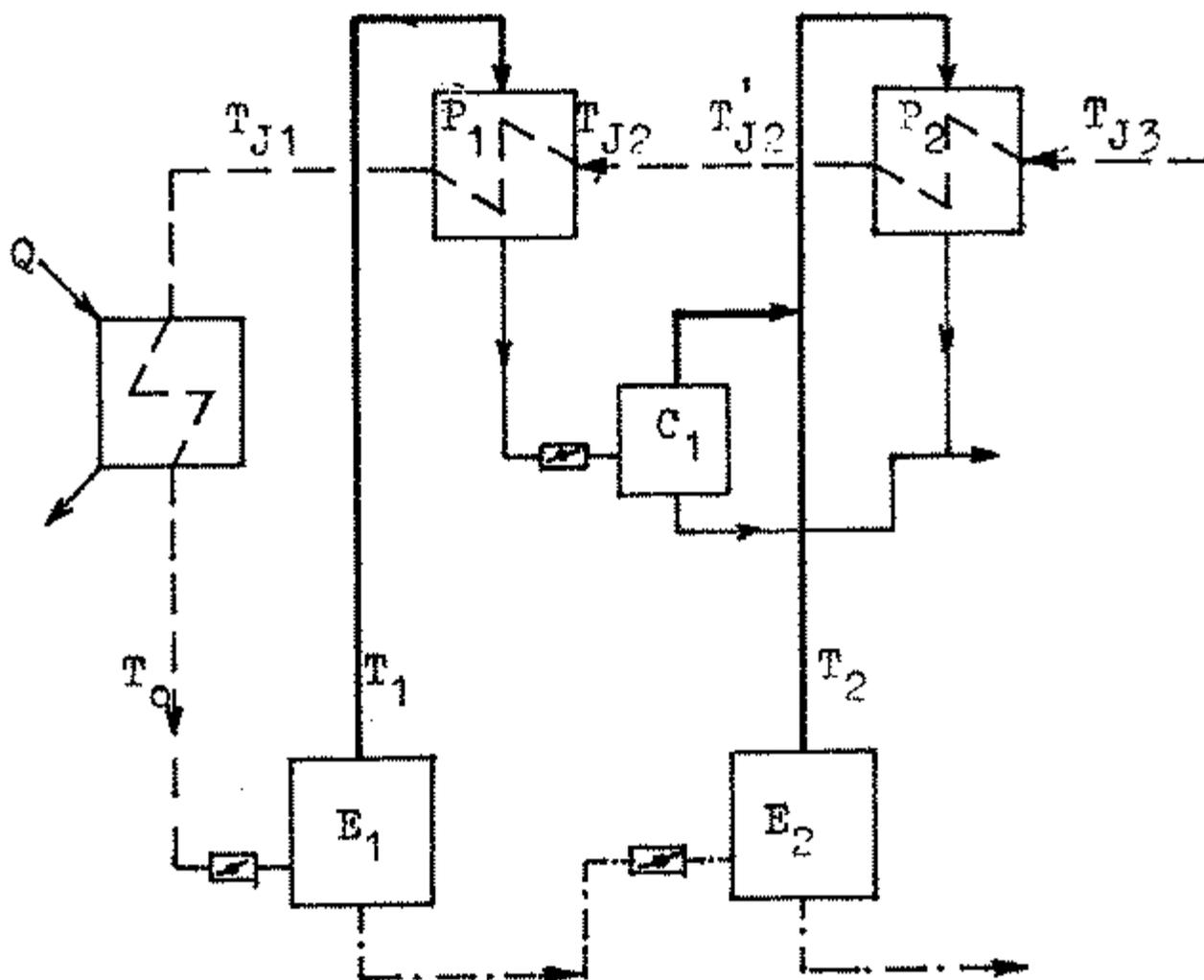


FIGURA 4.4

Temperatura de entrada al 1^{er} precalentador

De lo contrario, habrá que asumir un nuevo valor de T_2 . Este procedimiento debe seguirse a lo largo de toda la planta hasta cerrar con la comprobación de que, en la última etapa la temperatura calculada de ingreso al último precalentador sea igual a la temperatura del agua de mar disponible; si ello no es satisfecho habrá que asumir nuevamente la temperatura de operación en la primera etapa y repetir todo el cálculo.

Los resultados del balance térmico y las segundas determinaciones efectuadas, están consignadas en el apéndice (B.4).

2. Determinación del número de etapas.

Ya se comprobó que al aumentar el número de etapas, mejora el rendimiento y disminuyen los costos de operación -aumentando, al mismo tiempo, los costos de la instalación-. Luego, al margen de las consideraciones técnicas, el número de etapas óptimo, será consecuencia de un análisis económico.

2.1 Determinación del costo de operación.

El costo principal de operación, en una planta desalinizadora, es el de la energía térmica suministrada en el calentador; y es directamente el precio del petróleo que se quema en el caldero, el cual produce el vapor necesario para la operación de la planta.

- Caudal de petróleo.

Para el caldero, se asumirá :

Combustible : Petróleo Diesel N°2.

Poder Calorífico : 139,700 BTU/Gal.

Precio del Combustible : Se explicará posteriormente

Eficiencia del caldero : 85%

Luego :

$$\dot{V}_p = \frac{3.97 Q}{\eta_c \cdot P_{cal}} \quad (\text{Gal./Hr.}) \quad \dots (29)$$

Donde :

Q = Calor necesario en el calentador (Kcal/Hr)

η_c = Eficiencia del caldero

P_{cal} = Poder calorífico

Reemplazando lo anterior en la ecuación (29), se tiene

$$\dot{V}_p = \frac{Q}{29,986} \quad (\text{Gal./Hr.}) \quad \dots (30)$$

- Costo de operación.

El costo de operación se calculará para un año según :

$$C_o = T \cdot \dot{V}_p \cdot P_c \quad (\text{I. / año}) \quad \dots (31)$$

Donde :

T = Tiempo de operación al año (Hrs)

\dot{V}_p = Flujo de petróleo (Gal/Hr)

P_c = Precio del combustible (I./Gal)

Se asumirá :

Tiempo de operación al año : Si se considera un mantenimiento preventivo cada

4 meses, que demore en cada oportunidad un total de 5 días, se tiene al año un total de 15 días en los que la planta estará parada. Luego el tiempo de operación anual será : $T = 350 \text{ días} \times 24 \text{ horas/día} = 8400 \text{ horas}$.

Precio del combustible: Para simplificar se considerará que no existe variación en el precio del petróleo; así en la actualidad se tiene: $P_c = 13.5 \text{ I/Gal.}$; luego la expresión (31) se transforma en : $C_o = 3.782 Q \text{ (Intis) ... (32)}$.

2.2 Determinación del costo de instalación.

La determinación exacta de los costos de instalación es bastante laboriosa y compleja, siendo posiblemente materia de otra tesis; ya que involucra: los costos asociados a la construcción, los intereses que se paguen durante la misma, arranque, terreno, capital de trabajo, investigaciones, diseños y especificaciones finales, ingeniería de construcción, supervisión y otros gastos generales referidos a la instalación de una planta .

A fin de simplificar el trabajo, se tomará en cuenta la experiencia consignada por la " International Desalination and Environmental Association" en su " Desalination Manual" (1981) que concluye : para plantas de evaporación instantánea de uso industrial, el costo de la superficie de transferencia de calor representa entre el 40 al 50 % del costo total de instalación y en función a ello se determinará :

Costo de tubos de precalentadores.

Ya se mencionó que para el presente trabajo se utilizarán tubos de aleación Cupro-níquel (90-10) con un diámetro nominal de 5/8 de pulgada. En el mercado nacional existe dicho tubo, en una longitud de 24 pies y a un costo de 1,562.44 Intis. Por lo tanto, el costo por pie de longitud del tubo será : $C_T = 65.102$ Intis/Pie, y el costo total de la superficie de transferencia de calor (C_S) será :

$$C_S = Z \cdot L \cdot C_T \cdot N \quad (\text{Intis}) \quad \dots (33)$$

Donde :

Z = Número de tubos de cada etapa.

L = Longitud de cada etapa.

N = Número de etapas.

Finalmente :

$$C_S = 65.102 \cdot Z \cdot L \cdot N \quad (\text{Intis}) \quad \dots (34)$$

Costo de instalación.

En base a lo mencionado se considerará que el costo de la instalación es el doble del costo de la superficie de transferencia de calor:

$$C_I = 2 C_S = 130.204 \cdot Z \cdot L \cdot N \quad (\text{Intis}) \quad \dots (35)$$

2.3 Optimización.

Para tal efecto se determinará el menor costo total entre todas las posibles plantas. Dado que los costos de operación (anuales) y los costos de instalación (valor presente) no son susceptibles de comparación o adición, se utilizará algún criterio básico de los que gobiernan

la evaluación de alternativas de inversión. Tal como es tan calculados los costos, las posibilidades son:

- El costo equivalente anual, o
- El valor presente neto.

Debido a que los costos de operación son anuales, se empleará el costo equivalente anual. Así, si se considera que los fondos de inversión para el proyecto son financiados por una entidad crediticia, se deberá pagar el costo del capital de inversión según las tasas de interés que fije la fuente de financiamiento; por lo tanto a fin de analizar la influencia de la tasa de interés, se calcularán los costos totales anuales para 3 tasas diferentes : 0,10, y 40 % anual, considerando además periodos de pago de 10 y 20 años -al respecto, es oportuno mencionar que, el tiempo de vida útil de estas plantas es aproximadamente 20 años-.

En la tabla 4.1 se resumen las características necesarias para la determinación de los costos anuales, extraídas del apéndice (B.4); y en las tablas 4.3 4.4 y 4.5 se encuentran consignados los costos equivalentes anuales, los mismos que se representan en los graficos 4.18,4.19 y 4.20a fin de visualizar sus variaciones. Así, se advierte la tremenda influencia del costo del capital (interés) en el costo anual equivalente; luego será el tipo de financiamiento el que definirá la condición óptima -presentandose las siguientes alternativas:

Tabla IV-1 Resumen de parametros (Calculo de costos)

N	T3 C	V Pies/Sg	Z	L Pies	R Kcal/Kg	D Kcal/Hr
10	2	3	2520	29.25	75.2	11363523.6
10	2	6	1260	49.50	75.1	11345542.4
20	2	3	2390	21.75	42.7	6457569.5
20	2	6	1190	37.00	42.4	6403592.6
30	2	3	2370	17.25	33.2	5015898.1
30	2	6	1180	29.50	32.6	4924120.0
40	2	3	2360	14.50	27.3	4127392.7
40	2	6	1180	24.50	27.1	4106994.2
50	2	3	2350	12.25	24.6	3716141.6
50	2	6	1170	21.00	24.5	3713508.5
10	5	3	2600	19.25	99.1	14975800.3
10	5	6	1300	33.00	98.3	14855199.2
20	5	3	2490	12.50	63.7	9628903.2
20	5	6	1240	21.25	66.0	9976111.0
30	5	3	2440	9.25	56.0	8470457.8
30	5	6	1220	15.75	55.0	8309972.2
40	5	3	2430	7.25	49.9	7534995.1
40	5	6	1210	12.50	48.4	7309742.9
50	5	3	2420	6.00	45.5	6876535.4
50	5	6	1210	10.25	46.2	6989397.7

Tabla IV-2 Costos de operacion e instalacion

N	T3 C	V Pies/Sg	Vp Gal/Hr	Co Intis 10E-6	Cs Intis 10E-6	Ci Intis 10E-6
10	2	3	379.0	42.98	47.99	95.98
10	2	6	378.4	42.91	40.60	81.20
20	2	3	215.4	24.42	67.68	135.36
20	2	6	213.5	24.22	57.33	114.66
30	2	3	167.3	18.97	79.85	159.70
30	2	6	164.2	18.62	67.99	135.98
40	2	3	137.6	15.61	39.11	178.22
40	2	6	137.0	15.53	75.28	150.56
50	2	3	124.0	14.05	93.71	187.42
50	2	6	123.8	14.04	79.98	159.96
10	5	3	499.4	56.64	32.58	65.16
10	5	6	495.4	56.18	27.93	55.86
20	5	3	321.1	36.42	40.53	81.06
20	5	6	332.7	37.73	34.31	68.62
30	5	3	262.5	32.04	44.08	88.16
30	5	6	277.1	31.43	37.53	75.06
40	5	3	251.3	28.50	45.88	91.75
40	5	6	243.0	27.65	39.39	78.78
50	5	3	229.3	26.01	47.26	94.52
50	5	6	233.1	26.43	40.37	80.74

[Tabla IV-3 Costo equivalente anual(Interes=0)]

Costo equivalente anual (Interes=0) para diferentes valores de N, T3, V, Ga, Ct, Ga, Ct.

N	T3	V	Ga	Ct	Ga	Ct
	C	Pies/Sq	Intis	Intis	Intis	Intis
			10 Anos	10 Anos	20 Anos	20 Anos
10	2	3	9.6	52.60	4.80	47.80
10	2	6	8.1	51.00	4.10	47.00
20	2	3	13.5	37.90	6.90	31.20
20	2	6	11.5	35.70	5.80	30.00
30	2	3	16.0	35.00	8.00	27.00
30	2	6	13.5	32.10	6.80	25.40
40	2	3	17.8	33.40	8.90	24.50
40	2	6	15.0	30.50	7.50	23.00
50	2	3	18.7	32.80	9.40	23.50
50	2	6	16.0	30.00	8.00	22.00
10	5	3	6.5	63.10	3.30	60.00
10	5	6	5.6	61.80	2.80	59.00
20	5	3	8.1	44.50	4.00	40.50
20	5	6	6.9	44.60	3.50	39.90
30	5	3	8.8	40.80	4.04	36.40
30	5	6	7.5	38.90	3.80	35.20
40	5	3	9.2	37.70	4.60	33.10
40	5	6	7.9	35.60	4.00	31.60
50	5	3	9.5	35.50	4.80	30.80
50	5	6	8.1	34.50	4.10	30.50

Tabla IV-4 Costo equivalente anual (10 Anos)

N	T3 C	V (Pies/Sg)	Ga Intis I=10 %	Ct Intis I=10 %	Ga Intis I=40 %	Ct Intis I=40 %
10	2	3	15.6	58.60	39.80	82.80
10	2	6	13.2	56.10	33.60	76.50
20	2	3	22.0	46.40	56.10	80.50
20	2	6	18.7	42.90	47.50	71.70
30	2	3	26.0	45.00	66.20	85.20
30	2	6	22.0	40.60	56.30	74.90
40	2	3	29.0	44.60	73.80	89.40
40	2	6	24.5	40.00	62.40	77.90
50	2	3	30.5	44.60	77.70	91.30
50	2	6	26.0	40.00	66.30	80.30
10	5	3	10.6	67.20	27.00	83.60
10	5	6	9.1	65.30	23.10	79.30
20	5	3	13.2	49.60	33.60	770.00
20	5	6	11.2	48.90	28.40	66.13
30	5	3	14.3	46.30	36.50	68.50
30	5	6	12.2	43.60	31.10	62.50
40	5	3	14.9	43.40	38.00	66.50
40	5	6	12.8	40.50	32.60	60.30
50	5	3	15.4	41.40	39.20	65.21
50	5	6	13.1	39.50	33.50	60.00

Tabla IV-5 Costo equivalente anual (20 Anos)

N	T3 C	V Pies/Sq	Ga Intis I=10 %	Ct Intis I=10 %	Ga Intis I=40 %	Ct Intis I=40 %
10	2	3	11.3	54.30	38.40	81.40
10	2	6	9.5	52.40	32.50	75.40
20	2	3	15.9	40.00	54.20	78.60
20	2	6	13.5	37.70	45.90	70.10
30	2	3	18.8	37.80	64.00	82.97
30	2	6	16.0	34.60	54.50	73.10
40	2	3	20.9	36.50	71.40	87.00
40	2	6	17.7	33.20	60.30	75.80
50	2	3	22.0	36.10	75.00	89.10
50	2	6	18.8	32.80	64.10	78.10
10	5	3	7.7	64.30	26.10	82.70
10	5	6	6.5	62.80	22.40	78.60
20	5	3	9.5	45.90	32.55	68.90
20	5	6	8.0	45.70	27.50	65.20
30	5	3	10.4	42.40	35.30	67.30
30	5	6	8.8	40.20	30.10	61.50
40	5	3	10.8	39.30	36.70	65.20
40	5	6	9.3	37.00	31.50	59.20
50	5	3	11.1	37.10	37.90	63.90
50	5	6	9.5	36.00	32.30	58.70

A. Para un tiempo de pago de 10 años.

A.1 Tasa de interés = 10% : Se observa en el gráfico 4.19 que el menor costo equivalente anual corresponde al punto (a): $N = 50$, $\theta = 5^{\circ}\text{C}$, y $V = 6$ (Pie por segundo).

Pero es muy importante observar que la diferencia de costos con el punto (b) no es muy grande; luego sería conveniente elegir el punto (b) por tener menor número de etapas : $N = 30$, $\theta = 2^{\circ}\text{C}$, y $V = 6$ (Pies/seg.)

A.2 Tasa de interés = 40% : Se observa en el gráfico 4.19 que el punto (c) es el óptimo. : $N = 40$, $\theta = 5^{\circ}\text{C}$, y $V = 6$ (Pies/Seg).

B. Para un tiempo de pago de 20 años.

B.1 Tasa de interés = 10% : Del gráfico 4.20, se elige el punto (d) : $N = 40$, $\theta = 2^{\circ}\text{C}$, y $V = 6$ (Pies por segundo)

B.2 Tasa de interés = 40% : Del gráfico 4.20, se elige el punto (e) : $N = 50$, $\theta = 5^{\circ}\text{C}$, y $V = 6$ (Pies por segundo).

Ahora bien, para proyectos de esta magnitud es normal contar con el apoyo del gobierno, pudiendo financiarse en 20 años y a una tasa de interés preferencial del 10% luego puede considerarse como solución óptima la alternativa (B.1). Así finalmente, las características de la planta seleccionada serán :

Número de etapas = 40

Grado de calentamiento = 2°C .

Velocidad promedio = 6 pies/seg, velocidad algo excesiva; mas será mantenida para no complicar el trabajo.

3. Dimensiones de los precalentadores.

En la figura 4.5 se tiene un esquema de una etapa cualquiera en sus dos vistas frontal y lateral; en ellas se muestran las magnitudes fundamentales que se procederá a determinar.

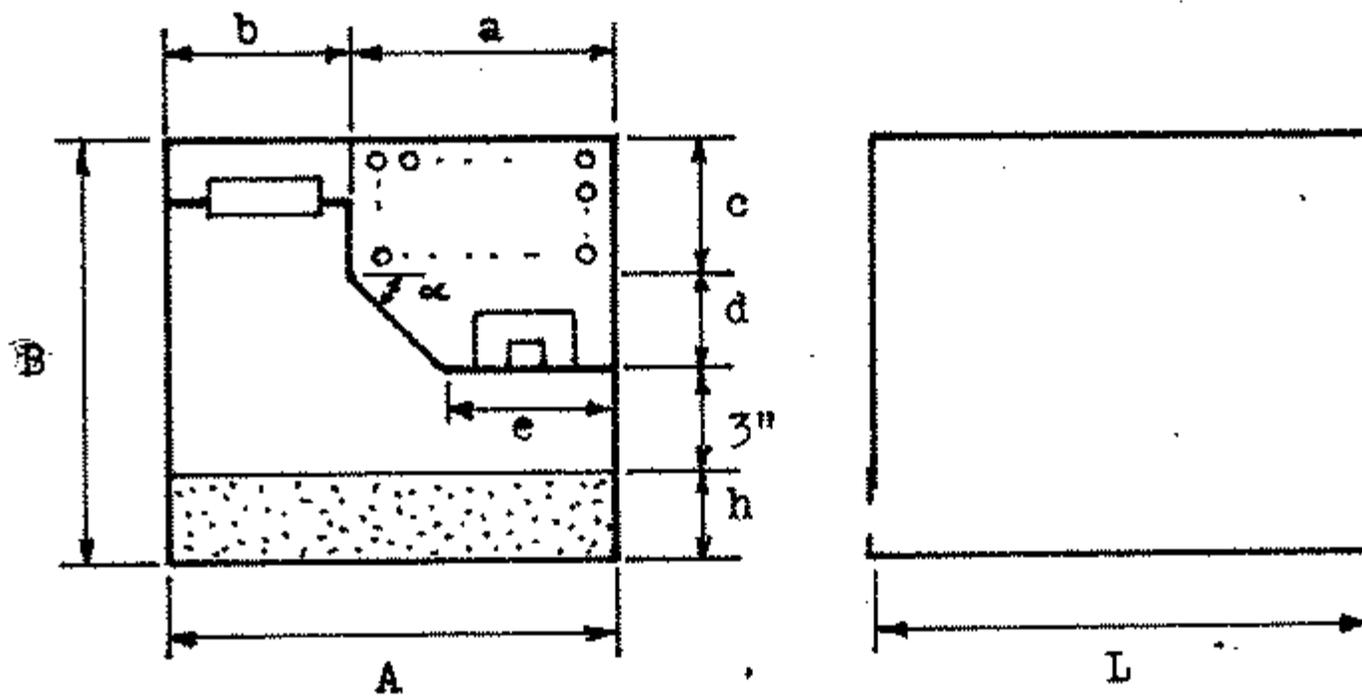


FIGURA 4.5

Esquema de una etapa cualquiera

- Longitud de etapa.

Ya determinada e igual a : $L = 24.5$ pies.

- Area necesaria para instalación de tubos.

En este caso la determinación solo se puede realizar graficamente. Se asumirá una disposición triangular a 60° , (Figura 4.6) arreglo para el cual el paso recomendable es $1.2 D_e < p < 1.5 D_e$.

Se asumirá un valor de (p) igual a $1.4 D_e$, tendiente al límite superior del rango, a fin de facilitar la operación de limpieza de los tubos -práctica muy común en este tipo de plantas. Entonces : $p = 7/8$ pulg.

El número de tubos determinado en la sección anterior es $Z = 1180$; y si las longitudes son calculadas para : $Z_1 = 50$ y $Z_2 = 47$; con el arreglo mencionado se consigue un total de 1175 tubos. Los 5 restantes se colocarán en la parte inferior derecha del banco de tubos.

Así :

$$a = 2'' + (Z_1 - 1) p = 44 \frac{7}{8}'' \sim 45''$$
$$c = 2'' + (Z_2 - 1) \frac{p\sqrt{3}}{2} = 36 \frac{7}{8}'' \sim 37''$$

4. Dimensionado de la cámara de destilado.

En la última etapa se acumula toda la producción de destilado de la planta, por consiguiente la cámara de destilado debe poder contener este volumen, y además proporcionar un buen sello hidráulico entre etapas. Así mismo se sabe que entre etapas debe existir un área de paso de destilado, determinada por la diferencia de presiones entre dos etapas contiguas.

Por lo expuesto y con el objeto de facilitar la construcción de la planta, se asumirá -para todas las etapas- una placa de dimensiones constantes (Figura 4.8) en la que solo varíe el área de paso (A_p).

- Dimensiones de la placa.

En la sección 4.2.3 se calcularon las áreas de paso (A_p)

necesarias entre etapas para el flujo de destilado y salmuera (Los resultados se encuentran en el apéndice B.4). Dicho cálculo se realizó para un coeficiente de descarga igual a 1, ya que no se disponía de tablas ni gráficos desarrollados para el caso tratado, empero haberlos solicitado a compañías como la "Aqua-Chem, Inc."

Luego, de la tabla (Apend. B.4) para la penúltima etapa se tiene : $A_p(\text{teórico}) = 70.8 \text{ pulg}^2$; y asumiendo un $C_d = 0.85$, $A_p(\text{real}) = 83.3 \text{ pulg}^2$. Si el ancho es el doble de la altura ($y = 2x$), $A_p(\text{real}) = 2x^2$; entonces $x = \sqrt{A_p(\text{real})/2} = 6.45''$. Ahora bien, las dimensiones de la placa son : $f = y + 3'' = 16''$, y $g = x + 2'' = 8.5''$

Luego la altura de la cámara de destilado -incluyendo 1.5 pies de luz para la instalación de la ventana de visualización (Figura 4.7)- es : $d = 1.5 \text{ pies} + 8.5 \text{ pulg.} = 26.5 \text{ pulg.}$ De la figura 4.7 se tiene : $e = f + 4'' = 20''$. Dadas estas dimensiones, se verá si es posible conseguir un ángulo notable para la inclinación de la cámara de destilado, con ayuda de la figura 4.5. Así se tiene :

$$\alpha = \text{arc. tg} \left(\frac{d}{a-e} \right)$$

Reemplazando, $\alpha = 46.6^\circ$. Luego se asumirá $\alpha = 45^\circ$ y se disminuirá la altura a 25 pulg.; obteniendo finalmente :

$$\alpha = 45^\circ, e = 20'' \text{ y } d = 25'' .$$

5. Dimensionado de los evaporadores.

Este diseño se basará en recomendaciones existentes para la

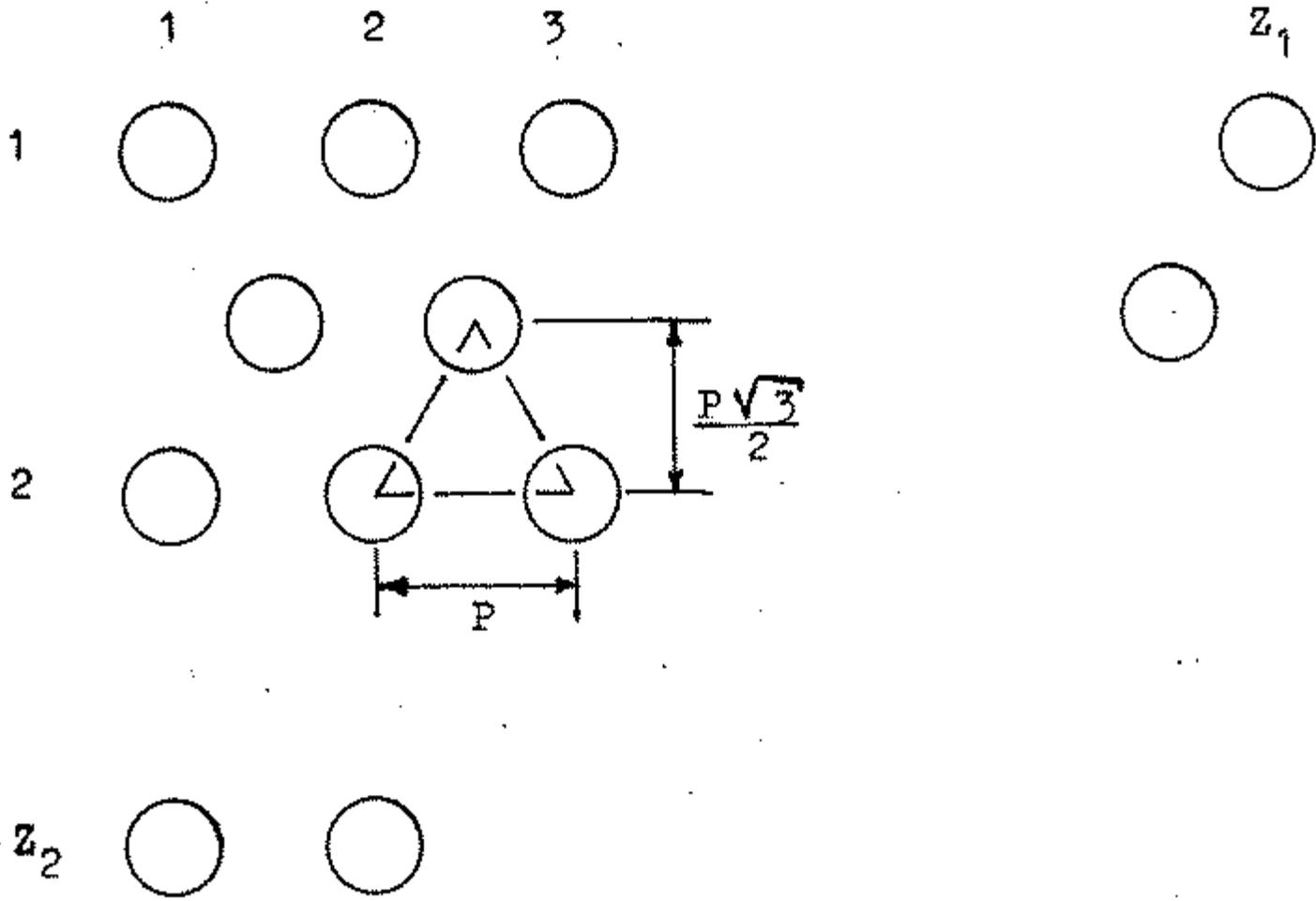


FIGURA 4.6 Disposición de tubos del precalentador

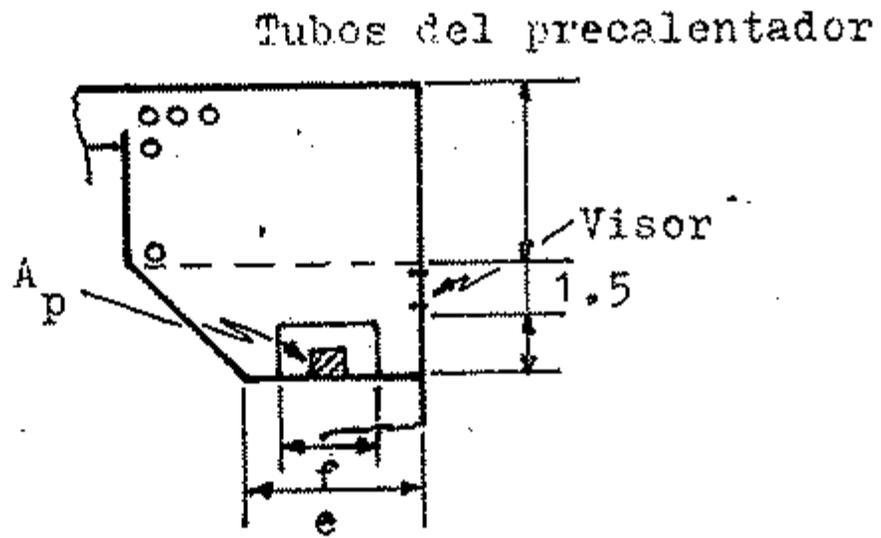


FIGURA 4.7 Esquema de cámara de destilado.

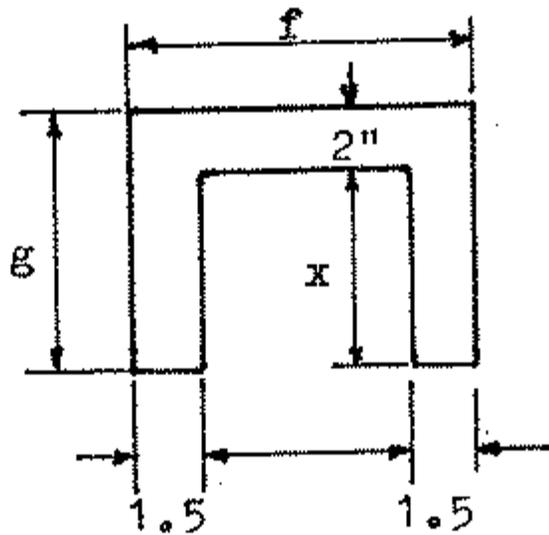


FIGURA 4.8 Placa de sección de paso variable de acuerdo a etapa.

velocidad del vapor y el volúmen de la cámara de evaporación: El vapor debe estar libre de partículas de agua salada que contaminarían el destilado, esto se logrará mediante una cámara de evaporación de gran volúmen y colocando además pantallas de choque que favorezcan la separación de las partículas mencionadas. Es preciso aclarar que la cámara de vapor está comprendida por el volúmen sobre el nivel de líquido.

El cálculo inicial consiste en determinar la sección de paso del vapor a los precalentadores :

$$A = \frac{2.2}{60} \cdot \frac{D_1 v}{V}$$

Donde :

A = Area de paso (Pies²)

D = Destilado producido (Kg/Hr)

v = Volúmen específico (Pies³/lbm)

V = Velocidad del vapor (Pies/min)

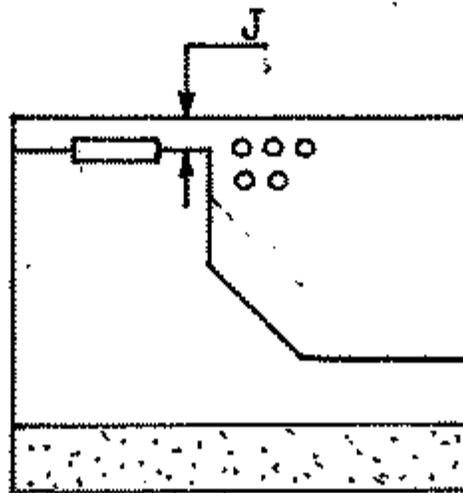


FIGURA 4.9

Evaporador Cualquiera

Ahora bien, la velocidad de vapor debe ser de 4,000 a 6,000 pies/min; así :

- En la primera etapa, se tiene : $D_1 = 4050 \text{ Kg/hr.}$, $v = 23.15 \text{ pies}^3/\text{lbm}$; luego para : $V = 6000 \text{ pies/min}$, $A = 0.57 \text{ pies}^2$.
y para : $V = 4000 \text{ pies/min}$, $A = 0.86 \text{ pies}^2$.
- En la última etapa, se tiene : $D_{40} = 3430 \text{ Kg/hr}$, $v = 750.5 \text{ pies}^3/\text{lbm}$; luego para : $V = 6000 \text{ pies/min}$, $A = 15.73 \text{ pies}^2$.
y para : $V = 4000 \text{ pies/min}$, $A = 23.59 \text{ pies}^2$.

De otro lado, el área de paso (figura 4.9) también se define como : $A = J \times L$. Así, considerando la mayor velocidad y para la última etapa : $J = A/L = 15.73/24.5 = 0.64 \text{ pies} = 8 \text{ ''}$
Pero teniendo en cuenta la instalación de los demister, se adoptará un factor de seguridad de 1.5; finalmente $J = 12 \text{ ''}$
ó $J = 1 \text{ pie}$.

- Cámara de vapor.

Para obtener una vapor que contenga la menor cantidad posible de partículas de sal, no debe sobrepasarse un cierto valor - denominado "Carga de la cámara de vapor" - expresado en ($\text{m}^3/\text{hr.}$) de vapor saturado por m^3 de volumen de la cámara de vapor. Esta carga depende de la presión del vapor y del contenido de sal en el agua, y se expresa :

$$W = \frac{3,000}{B_e^{0.7} \cdot P^{0.8}} \quad \left(\frac{\text{m}^3/\text{hr}}{\text{m}^3} \right)$$

Donde :

B_e = Densidad del agua a evaporar ($^{\circ}\text{Bé}$) \times .

P = Presión de servicio manométrica (Atm.)

$\times 1^{\circ}\text{Bé}$ corresponde a la solución de 10 gr. de cloruro de sodio en 1 lt. de agua : una concentración de 1% aproximadamente.

Así, para la etapa N^o 1 :

$T_1 = 105 \text{ }^\circ\text{C}$, $P = 35.7 \text{ pulg.Hg.} = 0.169 \text{ atm.}$, $c = 3.5 \%$,

Luego :

$$W = \frac{3000}{(3.5)^{0.7} (0.169)^{0.8}} = 5176 \left(\frac{\text{m}^3/\text{hr.}}{\text{m}^3} \right)$$

Si se asume el valor del ancho superior de la cámara de vapor como : $b = 3 \text{ pies}$, el volúmen será :

$$V = \frac{25 \times 25}{2} \times \frac{24 \times 5}{144} + \frac{54}{12} \times 3 \times 24 \times 5 = 384' = 10.88 \text{ m}^3.$$

Luego :

$$W = \frac{5841}{10.88} \left(\frac{\text{m}^3/\text{Hr.}}{\text{m}^3} \right) = 536.8 \left(\frac{\text{m}^3/\text{Hr}}{\text{m}^3} \right)$$

Como : $536.8 < 5176$, la dimensión asumida es correcta :

$b = 3 \text{ pies}$.

- Sección transversal de flujo de salmuera.

Si se asume : $V = 1 \text{ pie/seg.}$: $T_1 = 105 \text{ }^\circ\text{C} = 221 \text{ }^\circ\text{F}$,

$$\gamma = 0.01677 \text{ pies}^3/\text{lb.}$$

$$T_{40} = 23.8 \text{ }^\circ\text{C} = 75 \text{ }^\circ\text{F} ,$$

$$\gamma = 0.01607 \text{ pies}^3/\text{lb.}$$

- Primera etapa : $F_1 = 1'088,568.8 \text{ Kg/Hr.}$

$$A_{\text{paso}} = 11.15 \text{ pies}^2.$$

$$\text{Altura} = 11.15 / ((45+36)/12) = 1.8 \text{ ''}$$

- Ultima etapa : $F_{40} = 937,568.8 \text{ Kg/Hr.}$

$$A_{\text{paso}} = 9.2 \text{ pies}^2.$$

$$\text{Altura} = 9.2 / ((45+36)/12) = 1' 4''$$

Luego se asumirá 1.5 pies como magnitud de h .

- Placa de paso de salmuera.

De la tabla (Ape. B.4), para la penúltima etapa :

A_p (teórico) = 452.8 pulg²; para $C_d = 0.85$, se tiene :

A_p (real) = 532.7 pulg². Si el ancho es el doble que la altura ($y = 2x$), se tiene : $x = A_p(\text{real})/2 = 16.32$ pulg.,
 $y = 32$ pulg.

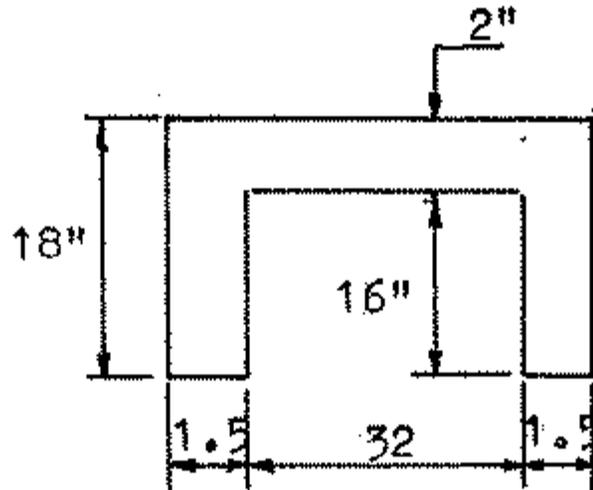


FIGURA 4.10

Placa de paso de salmuera

Luego, si se utiliza una sola placa (figura 4.10), las dimensiones finales son: 35" x 18". Como el ancho de cada etapa es 81 pulgs., sería conveniente colocar 2 placas (figura 4.11) cada una de 35" x 10".

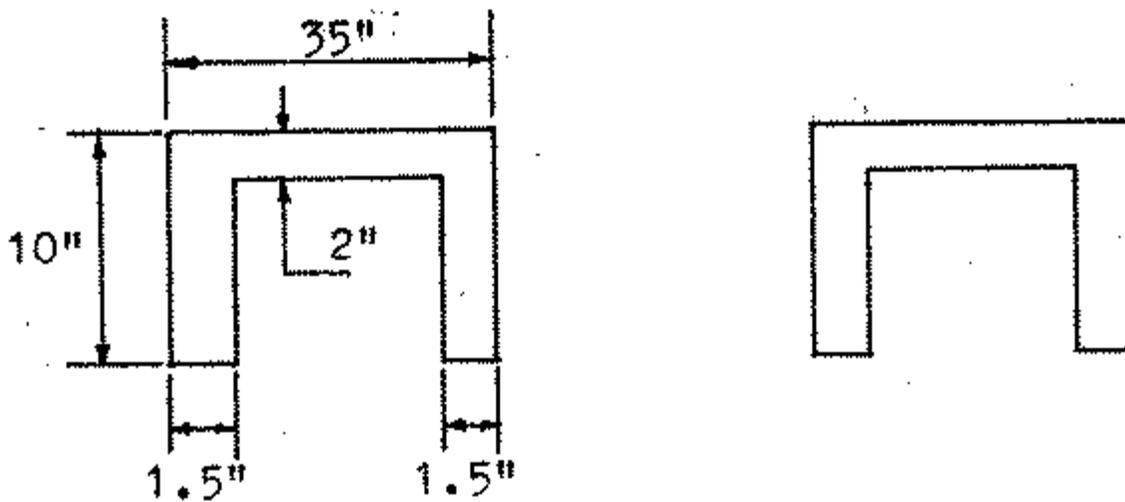


FIGURA 4.11

Placas de salmuera

6. Resumen de dimensiones.

La figura 4.12 muestra las dimensiones finales de las etapas de la planta.

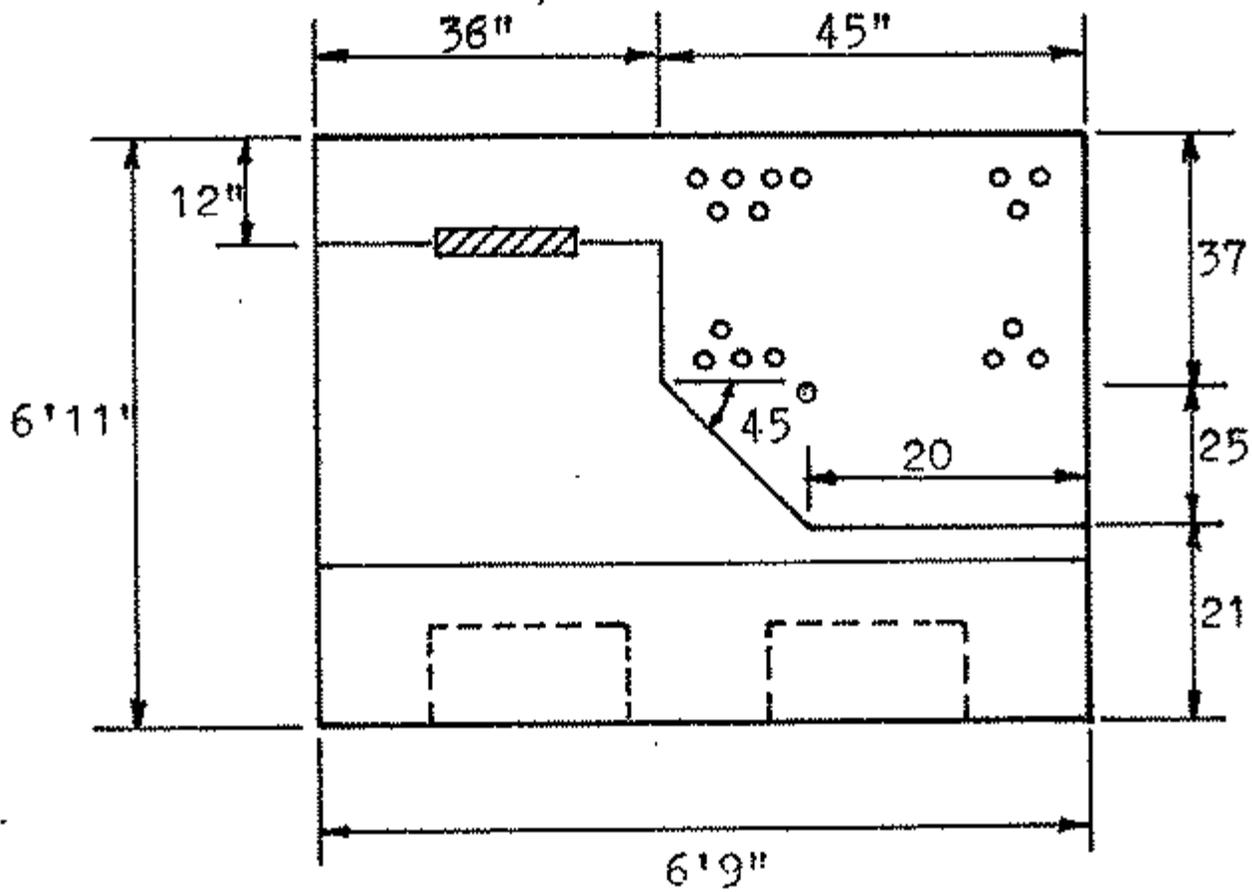


FIGURA 4.12

Longitudes finales de cada etapa.

Se considerará que la planta de 40 etapas estará compuesta de 4 evaporadores, cada uno de 10 etapas; es decir la longitud de cada cuerpo de evaporador será : $L_{\text{cuerpo}} = 245 \text{ pies} = 75 \text{ metros}$.

7. Dimensionado del calentador de salmuera.

Para este calentador se considerará flujo transversal y dos pasos de salmuera; y de acuerdo al balance térmico de la

planta se conocen las temperaturas de ingreso y salida del agua de mar. Luego la temperatura media de la salmuera en el calentador es : $T_m = (103.2 + 107)/2 = 105.1 \text{ }^\circ\text{C}$.

Se supondrá, así mismo, que el vapor de calentamiento es vapor saturado y tiene $15 \text{ }^\circ\text{C}$ más de temperatura, es decir : $T_v = 105 + 15 = 120 \text{ }^\circ\text{C}$.

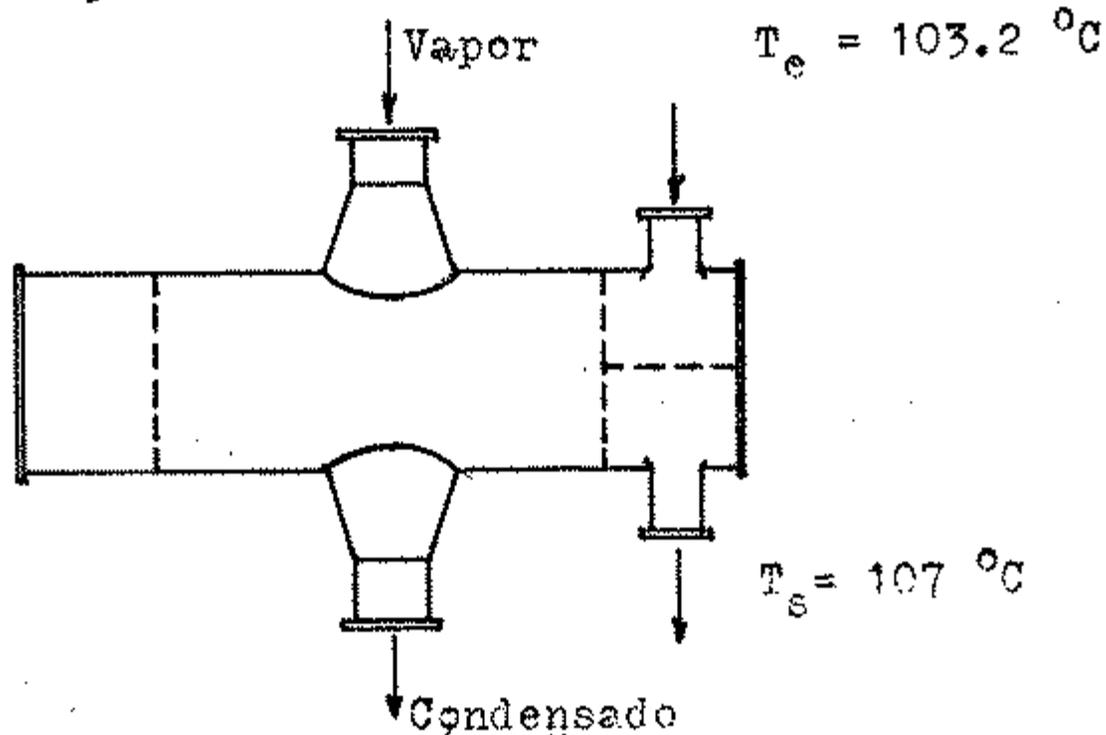


FIGURA 4.13

Esquema de calentador con flujo transversal.

- Calor transferido.

De las secciones anteriores : $Q = 4'106,994.2 \text{ Kcal/Hr.}$

- Flujo de vapor.

Para $T_e = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, el calor latente es : $\hat{\lambda} = 945.5 \text{ BTU/lbm.}$

luego :

$$m.v = \frac{Q}{\hat{\lambda}} = 7819 \text{ Kg/Hr.}$$

- Determinación del área de transferencia de calor.

El procedimiento utilizado es el mismo que se empleó para el cálculo de las áreas de los precalentadores (sección 1.2.2) e involucra la determinación del coeficiente peli-

cular de los tubos (interior) (ecuaciones 4.4 y 4.5), coeficiente pelicular del vapor (ecuaciones 4.7, 4.8, 4.9, y 4.10), coeficiente global de transferencia de calor (ecuación 4.12), y la comprobación de la temperatura de pared asumida -procedimiento que ha sido entera y detalladamente explicado-.

. Velocidad de salmuera.

Se considerará 2 velocidades : 3 y 5 pies/seg.

. Diámetro de tubería.

Se considerará 2 diámetros : 3/4" y 1".

Los resultados se resúmen en las tablas (Ap. B.4); y se grafican en las figuras 4.21 , 4.22, y 4.23 a partir de los cuales se obtienen las temperaturas de pared correctas : a, b, c, y d con las que se calculan el área y la longitud necesarias, según :

$$A = \frac{3.96 Q}{U \Delta T} \quad \dots (36)$$

$$L = \frac{12 A}{\pi D z} \quad \dots (37)$$

Donde :

Q = Calor transferido (Kcal/Hr)

U Δ T = Flujo total de calor (BTU/Hr.pie²)

A = Area exterior requerida (Pies²)

D = Diámetro exterior (Pulg.)

Z = Número de tubos.

- Determinación de diámetro y velocidad a emplearse.

De la figura 4.23 se observa que la diferencia entre los coeficientes globales de transferencia de calor, para los diámetros de 3/4" y 1" -a la misma velocidad- no es considerable; luego la selección se apoyará en la variación de longitudes y número de tubos : Para un tubo de 1" de diámetro las longitudes son bastante grandes y el número de tubos mínimo es 400, mientras que para un diámetro de 3/4" las longitudes son menores en más de 3 pies (1 metro) y el número de tubos para una velocidad de 5 pies por minuto es 700; luego es conveniente asumir :

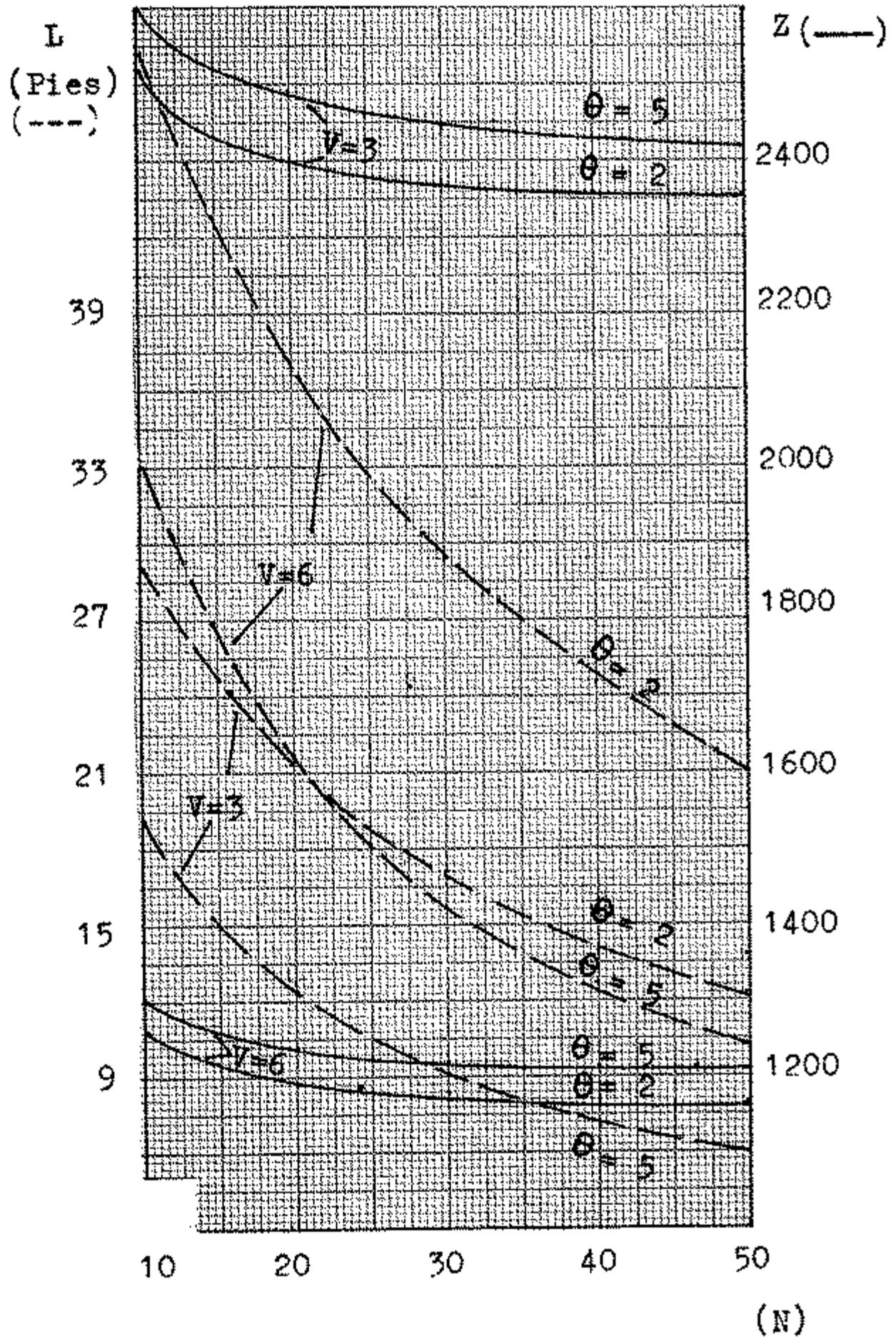
Tubo de 3/4" de diámetro nominal.

Velocidad media = 5 pies/seg.

Número de tubos = 700

Longitud de tubos = 13 pies 10 pulgadas.

Coeficiente global de transferencia de calor = 320.5 (BTU /Hr.Pie.²°F)



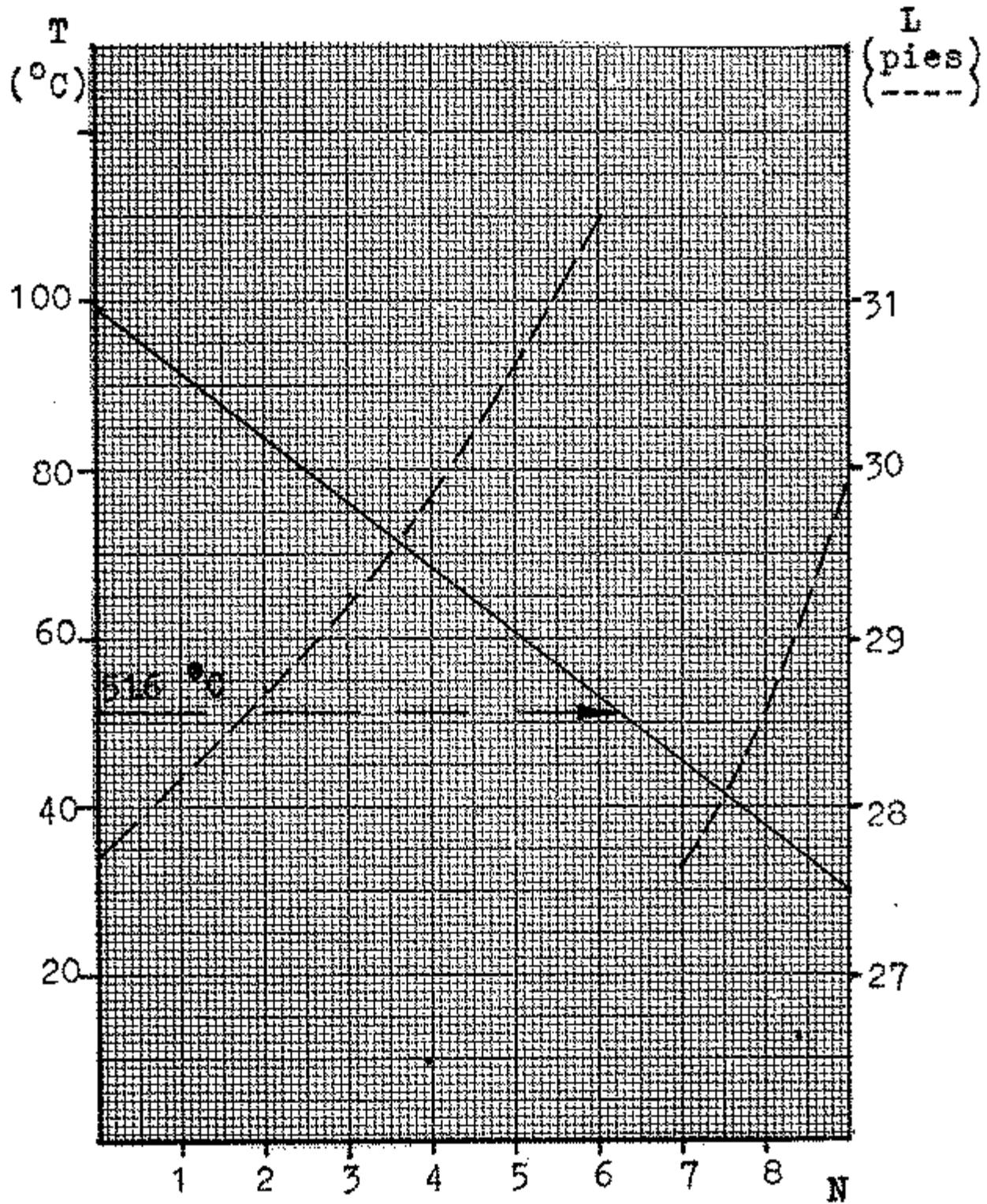
L = Longitud promedio de etapas, en pies.

Z = Número de tubos del precalentador por etapa.

V = Velocidad en tubos de precalentadores (Pie/Seg)

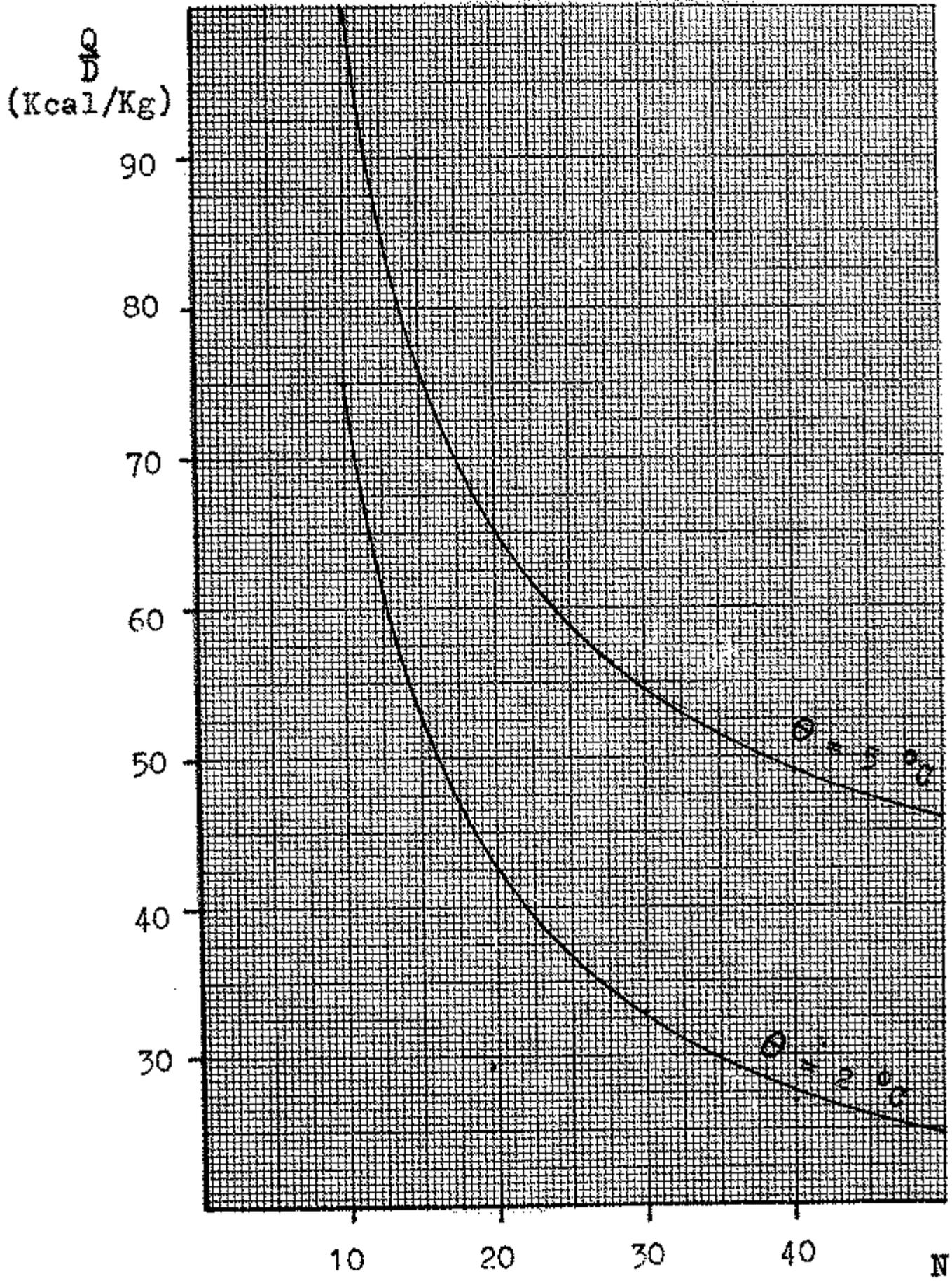
θ = Grado de calentamiento.

FIGURA 4.14



T : Temperatura de operación por etapa, °C.
L : Longitud por etapa.
N : Número de etapa.

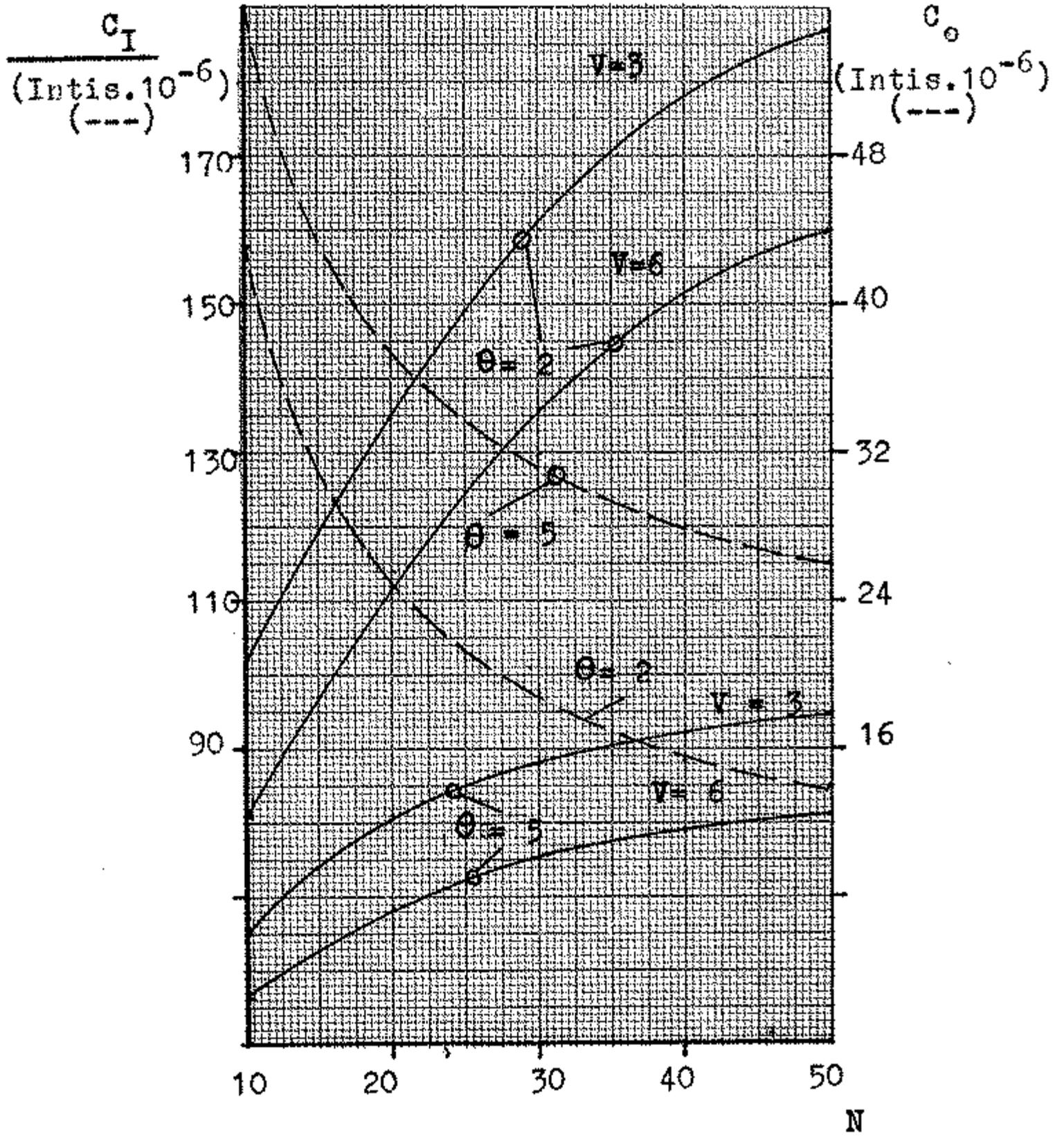
FIGURA 4.15 Variación brusca de longitud de etapa debido al cambio de la resistencia térmica del agua de mar a la temperatura de 51.6 °C.



θ : Grado de calentamiento.
D : Producción de destilado.
Q : Calor necesario.
N : Número de etapas.

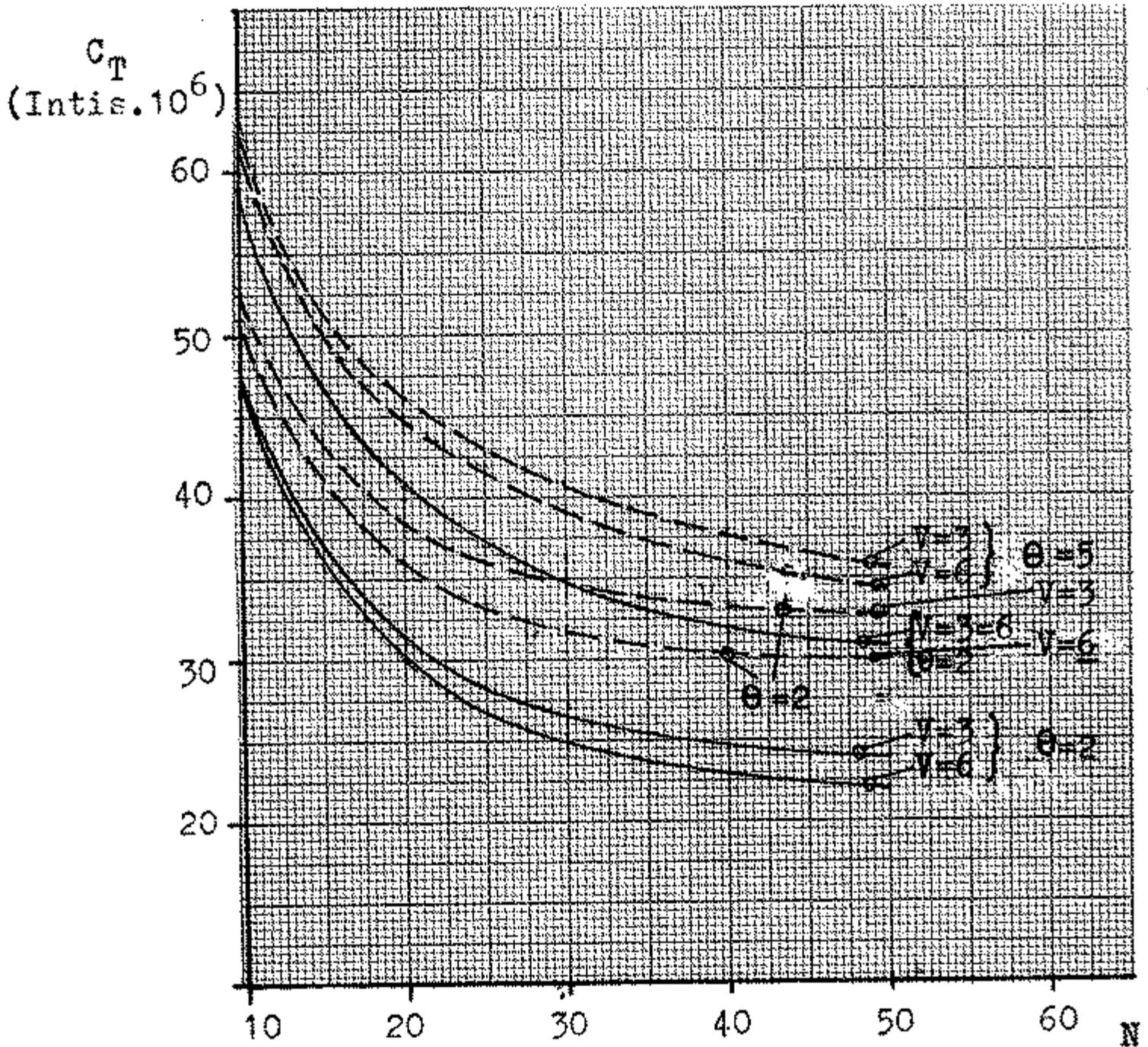
FIGURA 4.16

Requerimiento de calor por producción de destilado para plantas con diferentes número de etapas y capacidades iguales a 151,000 Kg/Hr.



θ : Grado de calentamiento ($^{\circ}C$)
 V : Velocidad en tubos de precalentadores (pies/seg)
 C_I : Costo Total de instalación (millones de intis)
 C_O : Costo anual de operación (millones de intis)
 N : Número de etapas.

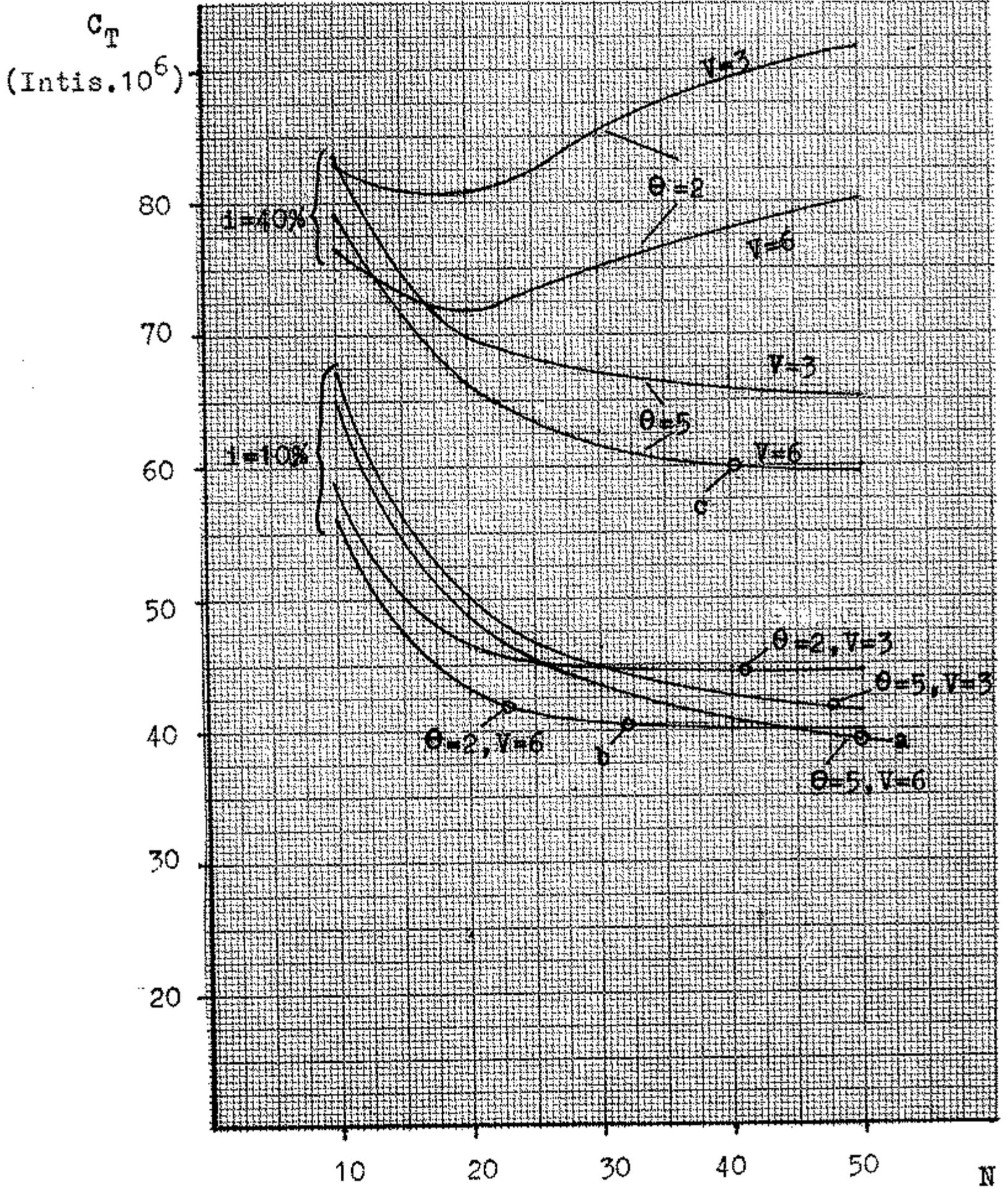
FIGURA 4.17 Costos de operación e instalación para plantas con diferentes números de etapas y capacidad igual a 151,000 Kg/Hr.



θ : Grado de calentamiento ($^{\circ}\text{C}$)
 v : Velocidad en tubos de precalentadores (pies/
 (pies/seg)
 C_T : Costo total equivalente (Millones de intis)
 N : Número de etapas.

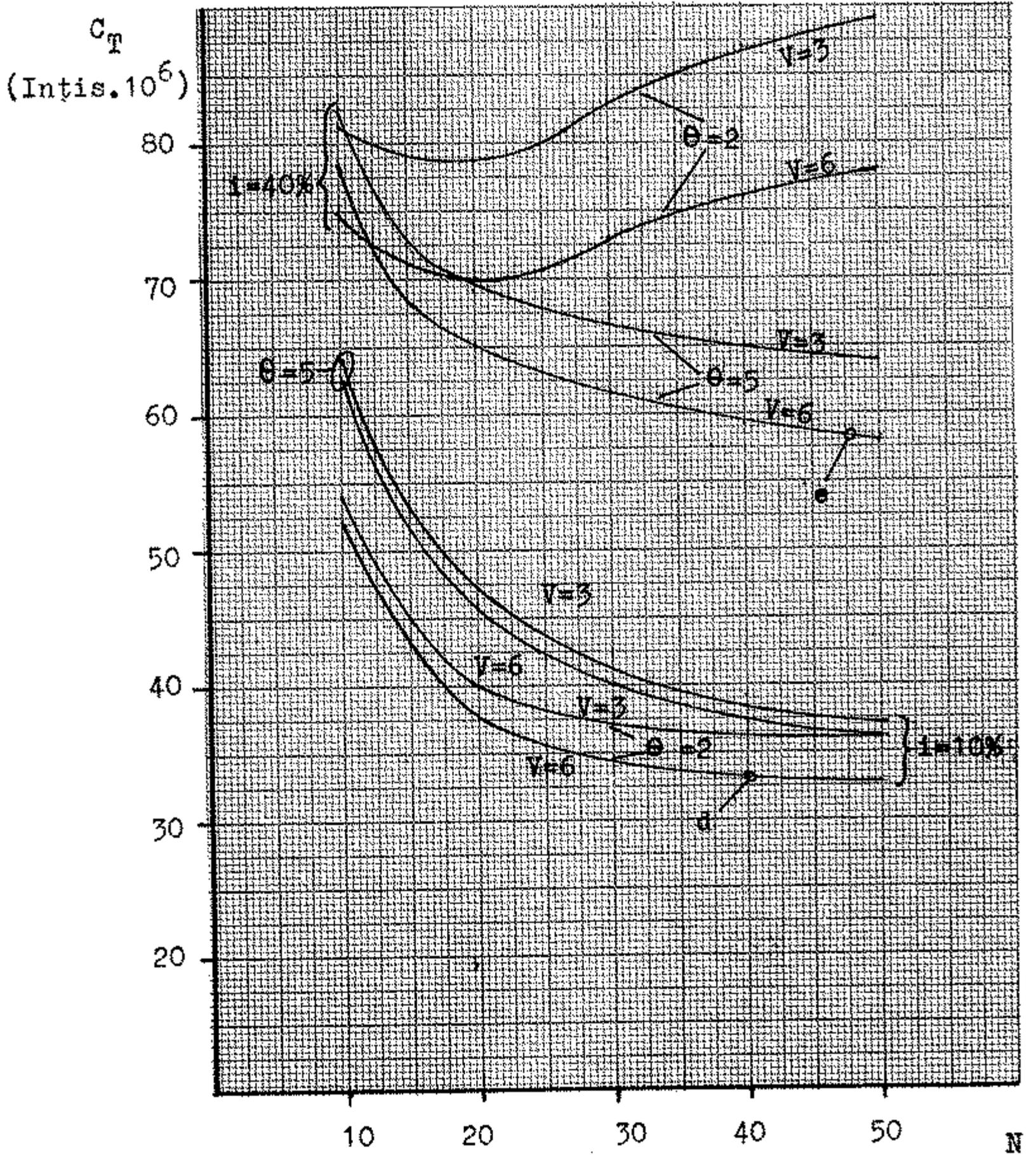
FIGURA 4.18 Costo Total Equivalente Anual para un costo de capital igual a cero.

Nota.
 (—) Tiempo 20 años.
 (---) Tiempo 10 años.



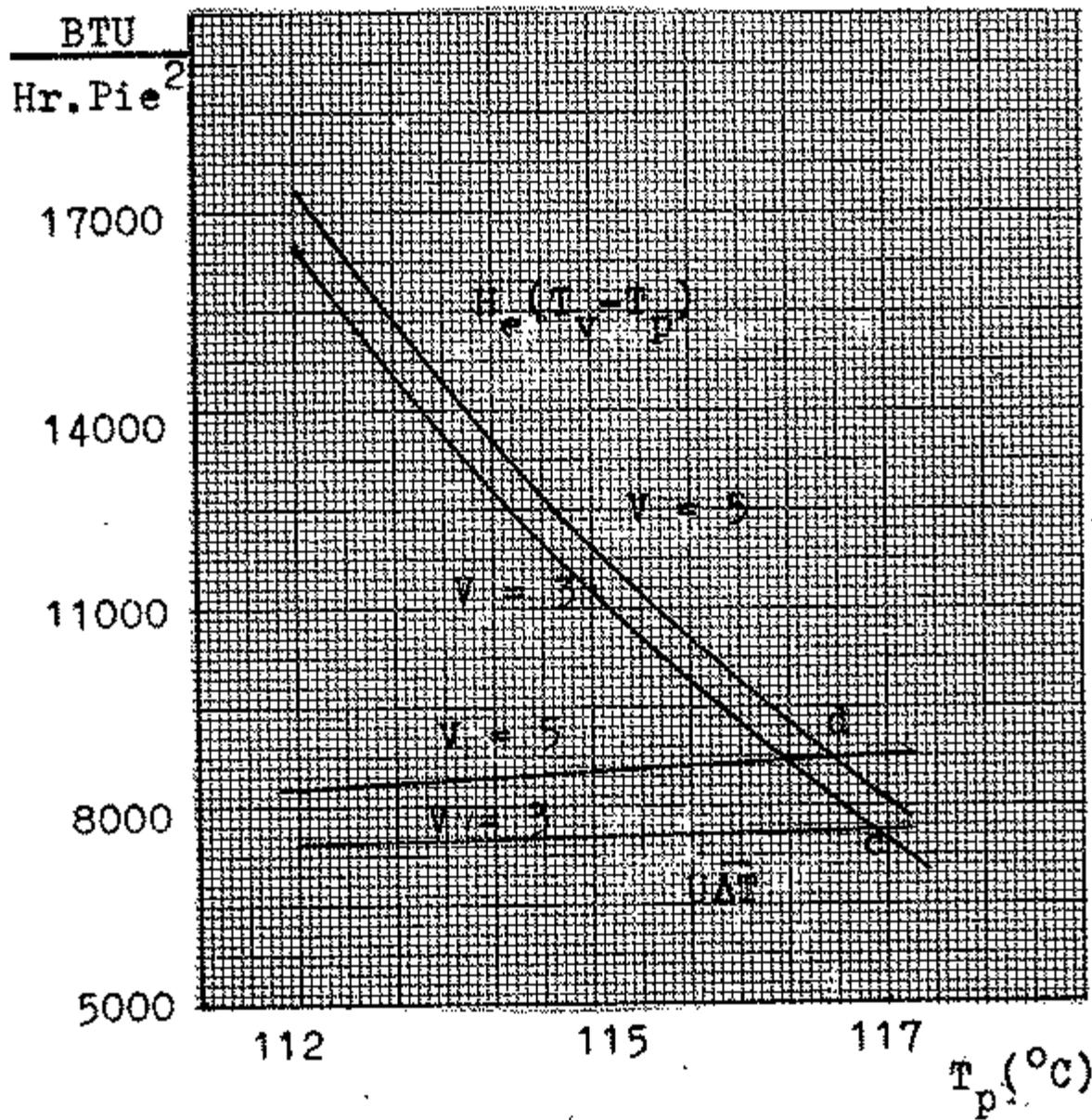
θ : Grado de calentamiento ($^{\circ}\text{C}$)
 V : Velocidad en tubos de precalentadores (pies/seg)
 i : Tasa de interés
 C_T : Costo total anual equivalente.

FIGURA 4.19 Costo total anual equivalente para un periodo de pago de 10 años.



θ : Grado de calentamiento ($^{\circ}\text{C}$)
 V : Velocidad en tubos de precalentadores (pies/seg)
 i : Tasa de interés.
 C_T : Costo total equivalente anual.

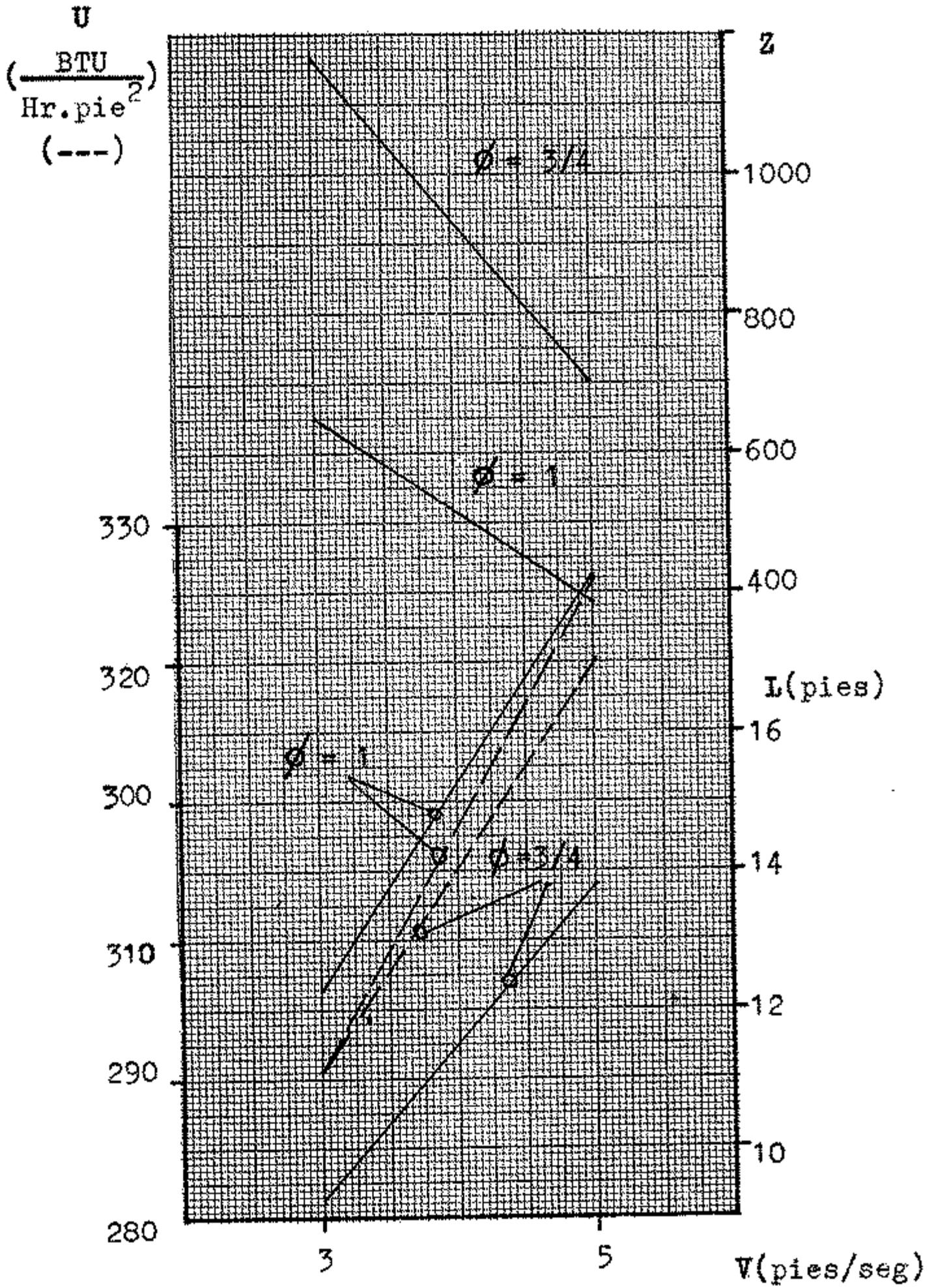
FIGURA 4.20 Costo total equivalente anual para un período de pago de 20 años.



- H_e = Coeficiente pelicular de vapor
- T_v = Temperatura del vapor
- U = Coeficiente global de transferencia de calor.
- $\overline{\Delta T}$ = Diferencia logaritmica de temperatura.
- V = Velocidad interior en los tubos del calentador (pies/seg).

FIGURA 4.22

Determinación de temperatura de pared T_p del calentador de salmuera para un diámetro de 1".



Z : Número de tubos en el calentador.
L : Longitud de etapa
U : Coeficiente global de transferencia.
 ϕ : Diámetro nominal de tubo (pulg.)
V : Velocidad en el interior de los tubos

FIGURA 4.23

Representación de Z, L, y U para el calentador de salmuera.

CAPITULO V

CONSIDERACIONES ECONOMICAS Y COSTOS

En todo proyecto de ingeniería, el aspecto económico es muy importante, incluso llega a ser determinante en la selección final de alternativas, razón por la que se lleva a cabo a continuación un estudio al respecto.

Desde 1950 la utilización de plantas desalinizadoras para la obtención de agua potable a partir de agua de mar, se ha incrementado sustancialmente, dados los esfuerzos continuos realizados a través de investigaciones, estudios y pruebas en el campo los cuales han generado avances significativos de tecnología con el consiguiente ahorro en costos.

5.1 Consideraciones económicas.

El avance en los diseños tecnológicos se basa en el mejor conocimiento de la evaporación y de los parámetros de condensación, una utilización económica de materiales resistentes a la corrosión, perfeccionamiento de los sistemas de prevención de formación de incrustaciones y mejores técnicas de fabricación y construcción quienes ofrecen reducciones potenciales de los costos.

Estos factores están consiguiendo que las plantas desalinizadoras sean competitivas en el suministro o expansión de fuentes de agua potable, en lugares donde el agua natural ha sido completamente utilizada o contaminada, y donde la demanda local de agua está incrementándose como consecuencia de un rápido desarrollo industrial.

En relación a los costos de la conversión de agua salina y los costos actuales de abastecimiento de agua de fuentes convencionales, es necesario indicar que no son comparativos ya que el costo de conversión es un costo actual que incluye el costo de la instalación y la operación de una planta nueva, mientras que los costos actuales de abastecimiento son costos que -en su mayoría- sólo toman en cuenta los costos de operación de instalaciones que se construyeron hace varios años y por lo tanto no son útiles para una comparación adecuada.

El criterio que debe primar para la determinación del costo actual real de abastecimiento de agua de fuentes convencionales, es el estimado de los costos en los que se incurriría al tratar de aumentar el suministro actual, ya que las ampliaciones de un sistema son generalmente más caras que las instalaciones existentes. Esto debido a que una ampliación de suministro puede requerir transportar el agua desde mayor distancia o utilizar agua de menor calidad, ya que proba-

blemente se esten utilizando todas las fuentes naturales. Por lo tanto el costo de abastecimiento de agua de fuentes convencionales es típico de cada zona, población o región, y requiere un estudio detallado.

En relación a la posible selección de la conversión de agua de mar como alternativa de ampliación del suministro de agua fresca, es necesario primero de terminar el tipo de método que se utilizará en la planta desalinizadora que producirá la cantidad y calidad de agua requerida al más bajo costo posible. Esta selección entre los varios tipos de plantas desalinizadoras existentes en el mercado, depende de muchos factores, sin embargo, el parámetro más importante es la verificación del rendimiento y confiabilidad de operación de instalaciones similares que se encuentran operando.

Para cada método de desalinización la relación debe considerar las condiciones específicas aplicables a la planta; capacidad y localización, utilización del agua producida, pureza requerida, disponibilidad y costo de energía, sustancias químicas necesarias, mano de obra, mantenimiento, cantidad y calidad del agua de alimentación, amortización y tasa de interés, y factor de operación de la planta. De tal forma se logrará una optimización efectiva de la planta.

En la actualidad los procesos más utilizados en la desalinización del agua de mar -como consecuencia de los resultados comerciales generados- son: el de múltiples etapas de evaporación instantánea flash, y el de com-presión de vapor (la tabla 5.1 muestra los parámetros de diseño comparativos). Las plantas de desalinización por evaporación simple de efecto múltiple (tubo vertical) no han tenido un resultado comercial satisfactorio.

5.2 Costos.

La selección y optimización del diseño, deben estar orientados a determinar el tipo de planta desalinizadora que produzca la cantidad y calidad de agua desalinizada requerida, al más bajo costo.

Para llegar a un costo óptimo de agua desali-nizada que sirva a una aplicación propuesta, es neces-ario incluir la totalidad de los cargos económicos de capital, más los costos de operación y mantenimiento e incluso los relacionados a la utilización del agua. La evaluación del costo de una planta desalinizadora se puede dividir en dos principales componentes: cos-tos de capital y costos anuales.

5.2.1 Costos de capital.

Están referidos a los costos de inversión neces-arios para la materialización de la instalación

<u>PARAMETRO</u>	<u>CICLO</u>	
	<u>Flash</u>	<u>Compresión de vapor</u>
A. Tipo de flujo en evaporadores:		
1. Un sólo paso	X	NA
2. Recirculación de salmuera	X	X
B. Máxima temperatura de diseño:		
1. Alta (212 °F)	X	NA
2. Intermedia (212 °F)	X	X
3. Baja (195 °F)	X	X
C. Control de incrustaciones:		
1. Acido	X	X
2. Aditivo	X	X

Nota.

X = Aplicable.
 NA= No aplicable.

TABLA 5.1 Parámetros de diseño de ciclos comerciales de plantas de desalinización.

de una planta. Estos elementos están normalmente divididos en costos directos, costos indirectos y costos de capital no depreciable.

- Costos de capital directos.

Estan incluidos los costos de equipos y/o construcción de la planta. Generalmente incluyen:

1. Instalación de equipos de desalinización: tuberías, equipos electricos, drenajes, etc.
2. Construcción y desarrollo de edificios, carreteras, defensas, etc.
3. Desarrollo de las instalaciones para la toma de agua y conducción del agua de mar.
4. Los equipos y estructuras asociadas con la conducción de la salmuera (planta).
5. Desarrollo de las fuentes de energía y/o conducción de la energía al lugar del proyecto.
6. Equipo de almacenamiento de agua producto y post-tratamiento.

- Costos de capital indirectos.

Los costos de capital indirectos incluyen las siguientes categorías generales:

1. Intereses incurridos durante el inicio de la construcción.
2. Investigaciones, diseños y especificaciones y otros gastos administrativos y generales.

3. Supervisión de la construcción.
4. Contingencias.

- Costos de capital no depreciables.

Dentro de este rubro se consideran los costos incurridos en equipos que no se deprecian durante la vida del proyecto, tales como:

1. Costos de adquisición de terrenos e instalaciones, ya que estos costos no son amortizados y se espera que su valor sea igual o mayor al final del período de amortización.
2. Capital de trabajo, es el dinero disponible a la mano para cubrir los gastos día a día que se involucran en la operación de las instalaciones; estos gastos incluyen: sueldos, productos químicos, energía y materiales de mantenimiento.

5.2.2 Costos anuales.

Representan todos los costos anuales asociados con la planta desalinizadora, incluyendo: costos anuales de operación y mantenimiento, costo anual de depreciación del capital y los costos de capital anual no depreciado.

- Costos de operación y mantenimiento.

Comprenden todos aquellos costos que ocurren durante la operación de la planta, son:

1. Trabajo, incluye salarios del personal de o peraciones y del grupo administrativo.
2. Sustancias químicas utilizadas (ácido, sulfito de sodio, antiespurante, etc.)
3. Suministros y materiales de mantenimiento.
4. Reemplazo de equipos.
5. Reparaciones especiales y reparaciones gene rales.
6. Energía: petróleo o vapor.
7. Energía eléctrica,
8. Otros.

- Costo anual de la depreciación del capital.

Normalmente incluye el costo del propietario re lativo a la amortización, y reservas de reem- plazo del capital utilizado para cubrir los ru bros (costos) depreciables.

El costo de reposición es a menudo calculado como un costo anual separado para plantas de desalinización

- Costos anuales de capital no depreciado.

Es normalmente el costo del propietario de in- tereses, impuestos y posiblemente en algunos casos seguro.

- Optimización de costos.

Con el fin de determinar un diseño de planta desalinizadora óptimo, se debe realizar un estudio para evaluar el costo total de agua desalinizada para cada alternativa incluyendo los parámetros que tienen factores de elevada sensibilidad; esto es, los que influyen de manera más significativa sobre el costo del agua. Otros parámetros tienen un efecto menor y ellos pueden ser descuidados sin alterar el resultado de la optimización. Bajo situaciones normales los factores que más influyen la selección óptima, y en orden de importancia son:

- . Uso de energía (vapor o electricidad, depende del tipo de proceso) y costo.
- . Tasas de interés y amortización del costo de capital.
- . Factor anual de operación de la planta.

Costos tales como sustancias químicas, trabajo de operación y mantenimiento y factores adicionales raramente afectan la optimización y contribuyen sólo en un 15-25% del costo total del agua desalinizada.

En realidad el diseñador tiene muchos factores que considerar para determinar la óptima planta desalinizadora. En suma se debe tener una comprensión de parámetros tecnológicos para satisfacer la optimización del procedimiento. Los factores técni-

cos como pureza del producto requerido, geometría del evaporador y limitaciones de velocidad en el interior de los tubos tienen solamente un efecto no muy significativo sobre el diseño óptimo de la planta, pero son criterios vitales para la conservación y confiabilidad de la planta.

En algunos casos las soluciones de optimización de diseño de plantas alcanzan valores de parámetros sobre o por debajo de límites físicos, técnicos de diseño establecidos por el avance tecnológico. Por ejemplo, la velocidad interior óptima de selección para los tubos de los precalentadores resulta generalmente en un valor de 3 pies/seg. sin embargo esta velocidad es insuficiente para prevenir la deposición de barro y otros materiales suspendidos en el agua de mar; y por lo tanto no es aceptado, asumiéndose velocidades mayores.

CONCLUSIONES

1. La temperatura máxima de operación de la planta desalinizadora depende del tipo de agua de alimentación pretratada que se emplee y del rango de concentración seleccionado para la planta; dado que debe evitarse la formación de incrustaciones en los calentadores.
2. Para el caso de agua de alimentación pretratada con fosfatos, la temperatura máxima de operación es de 190 °F, mientras que si se utiliza ácido sulfúrico, esta restricción se eleva a 250 °F.
3. Una de las ventajas principales del método flash, es que los procesos de transferencia de calor, y la evaporación de parte del agua de mar están separados en locación y tiempo; disminuyendo enormemente la formación de incrustaciones.
4. El rendimiento de la planta desalinizadora depende principalmente de la temperatura de operación (a mayor temperatura, mayor rendimiento) y del número de etapas; ya que al incrementarse éstas, el rendimiento es mayor, pero los costos de capital aumentan, razón

por la cual, la selección del número de etapas óptimo es consecuencia de una optimización del costo total.

5. La superficie de transferencia de calor representa ca si el 50 % del costo total de instalación, para este tipo de plantas.
6. El tipo de financiamiento es vital para la determinación de la alternativa óptima, dado que a mayor costo del capital de inversión, la alternativa seleccionada tendrá un menor rendimiento, es decir mayores costos de operación; mientras que si el costo del capital de inversión (tasa de interés) es un valor preferencial, entonces la alternativa óptima será una planta de may or rendimiento (mayor número de etapas y menor grado de calentamiento).
7. Los costos de conversión de agua salina, no son compa rables con los costos actuales de abastecimiento de agua potable, ya que estos últimos son rubros que en su mayoría solo toman en cuenta los costos de operación de instalaciones que se construyeron hace varios años.
8. Finalmente, la única forma de conseguir disminuir el costo del agua obtenida por desalinización, es instalando ésta planta conjuntamente con una central térrica de preferencia que utilice carbón como combustible.

Nota.

Es necesario remarcar que este trabajo no pretende abarcar absolutamente todo lo referente al diseño de la planta, ya que ello sería tema suficiente para otra tesis.

BIBLIOGRAFIA

1. COZ PANCOREO Guillermo.
Tesis de Grado: Proyecto de una planta de Evaporación de Múltiples Efectos para desalinizar agua de mar.
UNI-FIME, 1966.
2. Dr. Ing. HOFFER Klaus.
Wärmetechnische Berechnung mehrstufiger Entspannungswärmetauscher zur Gewinnung von Grundwasser aus Meerwasser.
Karlsruhe, 1962.
3. International Desalination and Environmental Association.
Desalination Manual
The U.S.A.I.D.
4. KREIT Frank
Principles of Heat Transfer
International Textbook Co.
5. NAKAMURA MUROY Jorge-MAYORCA LA TORRE Manuel.
Tesis de Grado: Planta piloto de desalinización de agua de mar por el método flash.
6. PANDALL Carlos.
Conversión del agua de mar y su posibilidad de aplicación en el Perú.
Tesis 2416.
7. PERRY John
Chemical Engineering Handbook
Mc Graw-Hill Book Co.
8. Report to the OFFICE OF SALINE WATER & U.S. DEPARTMENT OF THE INTERIOR AND THE BUREAU OF RECLAMATION.
Desalting Handbook for Planners.
9. Report to the OFFICE OF SALINE WATER & U.S. DEPARTMENT OF THE INTERIOR AND THE BUREAU OF RECLAMATION.
Survey of Materials behavior in Multistage flash distillation plants.
Washington D.C.
10. WAGNER Wayne & FINNEGAN Donald
Select a seawater desalting process.
Aqua-Chem., INC.