

300618

1220



UNIVERSIDAD LA SALLE

**ESCUELA DE QUIMICA
INCORPORADA A LA U. N. A. M.**

“Desarrollo de un Sistema Computarizado para la Simulación de un Proceso de Desalinización de Agua por Evaporación Instantánea y sus Aportaciones en la Elaboración de una Ingeniería Básica.”

TESIS PROFESIONAL

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A**

LUIS ERNESTO LAGUARDIA PULIDO

MEXICO, D. F.

FALLA DE ORIGEN

1988



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

	PAG
CAPITULO I. GENERALIDADES	1
I.1. Antecedentes	1
I.2. Importancia de la desalinización en México	2
CAPITULO II. PROPIEDADES DEL AGUA DE MAR	4
II.1. Composición del agua de mar	4
II.2. Otras propiedades del agua de mar	5
II.3. Movimientos de las aguas marinas	8
CAPITULO III. METODOS DE DESALINIZACION	10
III.1. Introducción	10
III.2. Métodos de desalinización por evaporación	10
III.3. Métodos de membrana	13
III.4. Otros métodos de desalinización	13
III.5. Criterios para la selección del proceso	13
III.6. Selección del proceso a desarrollar	18
CAPITULO IV. DESCRIPCION GENERICA DE LA EVAPORACION INSTANTANEA	28
IV.1. Bases del proceso	28
IV.2. Evaporación instantánea para desalación	29
IV.3. Diagrama de flujo y su descripción	32
CAPITULO V. DESARROLLO DE ALGORITMOS	39
V.1. Desarrollo de algoritmos "balances"	39
V.2. Desarrollo de algoritmos "dimensionamientos"	56
CAPITULO VI. SECUENCIAS DE CALCULO Y DIAGRAMAS DE FLUJO	77
VI.1. Alcance del programa	77
VI.2. Secuencia de cálculo	78
VI.3. Diagrama de flujo del programa	79
CAPITULO VII. CODIFICACION E INSTRUCCIONES	89
VII.1. Listado del programa	89
VII.2. Manual del usuario	116
CAPITULO VII. PROBLEMA EJEMPLO	122
CAPITULO IX. APLICACIONES EN EL DESARROLLO DE UNA ING. BASICA	142
IX.1. Etapas en el desarrollo de un proyecto	142
IX.2. Componentes integrantes de una ingeniería básica	143
IX.3. Aportaciones del programa	144
CAPITULO X. CONCLUSIONES	146
BIBLIOGRAFIA	148

Capitulo I Generalidades

Uno de los principales problemas del hombre contemporáneo es la escasez de agua potable. Aunque este problema se intensifica en las grandes ciudades, también afecta a las comunidades que habitan cerca de los océanos y mares, los cuales han tenido que utilizar el agua salina transformándola en un producto con posibilidad de consumo para el genero humano.

Aquí es donde radica la gran importancia de la desalinización. Aunque el agua desalinizada sólo puede usarse en comunidades cercanas a los mares y océanos, los procesos de desalinización no dejan de ser importantes. Debido a que las plantas desalinizadoras no son generadoras de grandes costos y (segun el tipo de proceso que se utilice) tampoco requieren grandes inversiones, es muy conveniente para las comunidades cercanas a fuentes de aguas salinas y con escasez de agua potable, desalinizar esta agua y convertirla en potable, ya que de otra manera seria muy costoso bombearla de alguna otra comunidad.

Por otro lado, las plantas productivas que tienen su residencia cerca de los océanos, tienen muchas veces necesidades muy grandes de agua dulce, la cual a veces es escasa. La facilidad de obtener agua desalinizada ayuda a resolver su problema y mas aun que muchas de las veces el proceso de desalacion puede utilizar el calor de desperdicio de dichas plantas.

I.1 ANTECEDENTES (1)

La historia de la desalinización viene de mucho tiempo atras. Tales de Mileto en alguno de sus estudios consideró que el agua dulce no era más que agua de mar filtrada a traves de la arena. Esta teoria fue confirmada mas tarde por otros grandes sabios como Aristoteles y Plutarco. El mismo Aristoteles hizo mas tarde trabajos sobre el ciclo del agua y sobre la relacion entre el vapor de agua y el agua de mar.

Debido a que en la antigüedad los requerimientos de desalinización mas importantes eran para los viajes a traves del oceano, muchos de los experimentos y descubrimientos mas relevantes acerca de este tipo de procesos se hicieron en los barcos. Así, Plinio en uno de sus libros desarrollo un método para obtener agua dulce del mar por medio de la instalacion de telas de lana alrededor de los barcos. En estas telas se recogia el agua evaporada y al exprimirlas se obtendria agua fresca.

Este fue el primer metodo de desalinización por destilación que se conoce.

No fue hasta el Renacimiento cuando se reconoció la importancia de la utilización de la energia solar como fuente de calor para la destilacion. Otro gran adelanto en el proceso de destilacion fue realizado por el científico Hauton, el cual sugirió la introducción de condensadores en los

costados de las embarcaciones con lo cual se completaba el proceso de destilación para la desmineralización del agua de mar.

Acerca de los procesos por congelamiento los descubrimientos y experimentos más importantes fueron los hechos por Robert Boyle, Bartholin y Anton Maria Logna, quien descubrió un proceso de congelamiento consecutivo en sus intentos por desalar agua.

Los procesos más nuevos son los que no requieren destilación ni congelamiento como lo es la ósmosis inversa que empezó a tener auge en los años sesentas del presente siglo.

La historia de la desalinización nos muestra la gran inquietud del hombre de satisfacer sus necesidades de agua a partir de donde se encuentra la mayor parte de ella, el mar.

2 IMPORTANCIA DE LA DESALINIZACION EN MEXICO (1)

Debido a que los asentamientos humanos de la República Mexicana no corresponden a las disponibilidades de agua fresca, la desalinización ha cobrado una gran importancia en el desarrollo de México. El Sureste del país cuenta con el 8% de la población y con el 40% del agua disponible, mientras que en el antiplano y la masa norte en donde habita el 60% de la población sólo se cuenta con 12% del agua. Aunado a esto encontramos que el 67% de la superficie mexicana tiene un clima ya sea desértico, árido o semiárido. Esta escasez de agua ha motivado a los mexicanos a desarrollar sistemas para poder utilizar el agua de mar.

La primera planta desalinizadora que se instaló en la República Mexicana fue en el periodo 1971-72. Fue diseñada del tipo de evaporación instantánea por etapas y su capacidad nominal inicial fue de 100 m³/día. Fue instalada como planta piloto en la Península de Baja California. En esta misma península fue instalada más adelante otra planta del mismo tipo para surtir de agua potable a la comunidad de Bahía de Tortugas con capacidad de 300 m³/día. Como se puede ver uno de los usos más importantes que se le da en México al agua desalinizada es el abastecimiento de agua potable a comunidades que carezcan de ella.

Por otro lado, la Comisión Federal de Electricidad también se ha interesado mucho en la construcción de plantas desalinizadoras. De hecho una de sus plantas termoeléctricas situada en Punta Prieta, Baja California, tuvo como una de sus partes más importantes en el proyecto, la instalación de dos plantas desaladoras.

México actualmente se encuentra con una asimilación muy importante en lo que a materia tecnológica de desalinización se refiere. La siguiente tabla nos habla de dicho grado de asimilación.

TABLA I.1
Grado de Asimilación Tecnológica
de Procesos de Desalinización
en México

Proceso	% Tecnología Mexicana	Importación
Destilación solar	100	-
Compresión de vapor	60	40
Osmosis inversa	65	35
Evaporación instantánea	90	10

Fuente: Estudio SAHOP

Actualmente se siguen contemplando muchos planes de investigación y construcción de plantas desalinizadoras en México promovidas por la industria privada y por el gobierno Mexicano.

Referencias:

- (1) La desalación en México, SAHOP, Dirección General de Aprovechamiento de Aguas y Energía Solar, México 1979 (Págs. 14-17, 37-43)

Capítulo II
Propiedades del Agua de Mar

Como se sabe, el 97.5% del agua total del planeta es agua salina de los océanos, 0.98% la constituyen el agua de los hielos y casquetes polares, y solamente el 1.52% restante es el agua total disponible para el consumo humano.

II.1 Composición del agua de mar (1)

Aunque la salinidad de las aguas varía según la zona en la que se encuentre, diversos estudios han concluido que el cloruro de sodio representa aproximadamente el 78% de las sales disueltas en el agua de mar.

TABLA II.1.
Composición de las Sales del Mar

	g sal/kg H ₂ O	%
1 Cloruro de sodio	27.213	77.84
2 Cloruro de magnesio	3.807	10.89
3 Sulfato de magnesio	1.658	4.74
4 Sulfato de calcio	1.260	3.60
5 Sulfato de potasio	0.823	2.35
6 Carbonato de calcio	0.123	0.35
7 Bromuro de magnesio	0.076	0.23
Total	34.96	100

Debe entenderse que estos datos son promedio y sólo engloban a las materias primas más importantes, ya que se ha descubierto que en el agua existen 49 de los 97 cuerpos simples que existen en su estado natural, pero los siete enlistados anteriormente son los más representativos.

Por otro lado, como se mencionó, la salinidad total de las aguas marinas varía según el océano o mar al que nos refiramos, como se puede ver a continuación.

TABLA II.2.
Salinidades Promedio de Océanos
y Mares

Océano	Salinidad (g sal/kg H ₂ O)
Océano Atlántico	36.0
Mar Báltico	7.2
Mar Mediterráneo	39.0
Mar Rojo	39.8
Océano Índico	36.0
Mar Muerto	270.0
Gran Lago Salado	205.0
Mar Caspio	13.0
Océano Pacífico	34.9

Aún así, la salinidad también varía según la profundidad del océano, por ejemplo, si un océano tiene una salinidad de 12.1 en la superficie tendrá 14.4 a 10 metros de profundidad y 30.5 a 20 metros de profundidad.

II.2 Otras propiedades de las aguas de mar

Para poder diseñar correctamente una planta desalinizadora de agua es necesario conocer sus propiedades físicas tan importantes como: salinidad (la cual ya fue mencionada), color y transparencia, temperatura, corrosión, puntos de ebullición, etc.

A continuación se presentan algunas de ellas. (2)

2.1 Densidad

Las aguas marinas normales tienen una densidad promedio de 1.025 g/ml, pero como es lógico pensar, esta densidad variará según la temperatura y salinidad del agua.

2.2 Color y transparencia

Según la cantidad de partículas orgánicas e inorgánicas que contenga el agua de mar, el color de la misma variará dentro de una mezcla de azul y amarillo. Al igual la transparencia depende de esta cantidad de partículas orgánicas e inorgánicas, ya que en algunos casos que no existe un gran conglomerado de este tipo de partículas, los rayos visuales podrán penetrar hasta 60 metros de profundidad mientras que en otras zonas sólo alcanzarán 10 metros.

Existe una gran relación entre el color y transparencia del agua, las aguas más transparentes siempre serán más azules y más puras.

2.3 Punto de ebullición y congelamiento

En todos los casos de solutos disueltos en una solución se presenta el fenómeno de la disminución de la presión de vapor del solvente y por lo tanto este tipo de soluciones con solutos no volátiles, como es el caso del agua de mar, tendrán un punto de ebullición más elevado, el cual variará según la temperatura y salinidad del agua.

Lo mismo pasa con la temperatura de congelación del agua, la cual disminuirá cuando la salinidad aumente llegándose a presentar casos en donde el agua se congela a -1.9°C .

2.4. Capacidad calorífica

La capacidad calorífica del agua se verá afectada cuando esta tenga un soluto disuelto en ella. El caso del agua no es la excepción, varios experimentos han demostrado que la capacidad calorífica a presión constante disminuye conforme aumenta la salinidad.

En una de sus publicaciones, la OSW (office of Saline Water) reporta una tabla comparativa experimental de la variación del "Cp" vs la salinidad del agua vs la temperatura de la misma. A continuación se presenta un pequeño resumen de la misma:

Tabla II.3
Capacidad calorífica del agua salina

Temp.	salinidad del agua					diff 12-0
	s=0	2	6	10	12	
0	1.008	0.975	0.919	0.879	0.864	-14.3
20	1.000	0.973	0.926	0.885	0.867	-13.3
40	0.998	0.974	0.930	0.890	0.872	-12.7
60	1.000	0.976	0.932	0.892	0.874	-12.6
80	1.003	0.979	0.935	0.895	0.876	-12.6
100	1.007	0.983	0.939	0.898	0.883	-12.3

En donde:

Temp. = Temperatura del agua en grados centígrados

S = Salinidad del agua en % en peso

Cp = Capacidad calorífica en gramos/grado cent.

Aunque en el caso del agua de mar la salinidad no es tan alta como la analizada en los experimentos de la OSW, si debe ser un factor a considerarse en el diseño de equipos para una planta desalinizadora, y mas aun en los casos de desalación por etapas en donde la salinidad del agua se va modificando conforme se va avanzando en el procesos de desalinización.

2.5. Presión de vapor

El mismo efecto que tiene la salinidad sobre la capacidad calorífica se observa en el caso de la presión de vapor, la cual también se abate conforme aumenta la cantidad de soluto dentro del agua, la siguiente tabla nos muestra este fenómeno para soluciones de agua de molaridad de 0 a 2.5

Tabla II.4.
Efecto de la molalidad en la presión de vapor del agua (mm de Hg)

Temp. (°C)	0	0.1	1.0	2.0	2.5
25	23.8	23.7	23.0	22.1	21.7
50	92.5	92.2	89.5	86.1	84.4
75	289.1	288.2	280.0	269.1	263.8
100	760.0	757.5	734.6	707.3	693.4

Estos experimentos fueron realizados con soluciones de cloruro de sodio en agua a las molalidades indicadas.

Otra manera de comprobar este fenómeno es al analizar el comportamiento de la temperatura de ebullición del agua a diferentes molalidades.

2.6. Calor de Solución

Para el caso del calor de solución, el impacto de la salinidad tiene resultados un poco más complicados, también en experimentos realizados por la OSW se demostró que en un rango de concentraciones porcentuales entre 0.001% y 5%, el calor de solución es directamente proporcional a la salinidad, mientras que a partir de 6% el comportamiento es inversamente proporcional y de hecho se torna negativo a partir de concentraciones del 10%.

2.7. Viscosidad

Existe una relación de proporcionalidad directa entre los incrementos de salinidad del agua y la viscosidad de las soluciones. Sin embargo, la relación entre la viscosidad y la temperatura del líquido es inversa para todos los casos de salinidad del agua.

La siguiente tabla, también experimental y publicada por la OSW, nos muestra lo arriba mencionado.

Tabla II.5.
 efecto de la salinidad del agua en la
 viscosidad cinemática de las soluciones

Temp. l	% de salinidad				Δdif 11 vs 1
	1	5	8	11	
0	1.803	1.844	1.911	2.014	11.70
20	1.021	1.068	1.118	1.184	16.00
40	0.673	0.709	0.746	0.793	17.87
60	0.486	0.515	0.544	0.579	19.19
80	0.374	0.399	0.422	0.449	20.13
90	0.334	0.357	0.378	0.403	20.49

En donde:

Temp.= Temperatura en grados centígrados
 Viscosidad= centistokes

Es necesario tener en cuenta estas consideraciones en el dimensionamiento principalmente de bombas para el diseño de plantas desalinizadoras de agua.

2.8 Temperatura

La temperatura del agua del mar obviamente dependerá más de la energía solar y no del calor interno del globo; las aguas superficiales debido a este efecto, siempre tendrán temperaturas más elevadas que las aguas de grandes profundidades.

Además la temperatura del agua de mar también depende de la latitud y de la proximidad a las zonas continentales. Así las aguas de las zonas tropicales cerca del ecuador tendrán temperaturas entre los 25 y 28 °C, en los mares templados alcanzarán rangos entre 10 y 20 °C y en los mares fríos de 0 a 10 °C. Este fenómeno sólo ocurre en las aguas superficiales ya que en las grandes profundidades la temperatura del agua por lo general se conserva.

II.3 Movimientos de las Aguas Marinas (2)

Los movimientos de las aguas de mar deben ser considerados en el diseño de las plantas desalinizadoras principalmente por la relación que tendrán con las necesidades de bombeo del sistema.

Para estos fines es necesario conocer qué tipo de movimientos sufren las aguas. Los podemos separar en tres:

1. Olas
2. Mareas
3. Corrientes marítimas

Las olas son ondulaciones del agua de la superficie del agua de mar, se transmite únicamente el momentum sin existir transferencia de masa.

Las causas de las olas son principalmente: el viento, los cambios en la presión del aire, las diferencias entre las densidades en el líquido acumulado en una misma zona marina, las mareas, etc., pero también se pueden deber a fenómenos no cotidianos como los terremotos y explosiones de volcanes.

Debido a que son movimientos únicamente de la superficie del agua afectan poco a la relación entre los movimientos de las aguas y las necesidades de bombeo.

Mareas. Las mareas tienen una relación más intensa con las necesidades de bombeo que las olas. Son movimientos periódicos de ascenso y descenso del nivel de las aguas marinas que se deben a la atracción del sol y de la luna sobre las masas oceánicas. Cuando los efectos se suman las mareas serán altas y cuando se contrarrestan serán mareas bajas llamándose mareas de aguas muertas.

La distancia vertical entre la pleamar y la bajamar es la marea total. Este valor no va a ser igual en todos los mares de la tierra, la marea será más fuerte cerca de los continentes, especialmente en bahías separadas del mar por brazos más o menos estrechos. Los valores de mareas pueden variar entre las 0.5 m y los 14 metros.

Corrientes Marítimas. Aunque no influyen mucho en el diseño de una planta es conveniente definir las. Las corrientes marítimas son movimientos horizontales de solo una parte de la superficie de los mares se deben a diferencias de temperaturas, salinidad o densidad de mares contiguos.

Referencias:

- (1) Gomella Cyril, La Sed del Mundo. Editorial Labor, S.A., 1979 Barcelona, España (Págs. 25-29).
- (2) Valencia Rangel Fco., Introducción a la Geografía Física. Editorial Herrero, S.A., 1967 (Págs. 193-210).

Capítulo III Métodos de Desalinización

III.1 Introducción

Actualmente existen numerosos procesos de desalinización de agua. La OSW (Office of Saline Water) ha encontrado aproximadamente 29 métodos, aun así, sólo algunos de ellos se han desarrollado industrialmente con buenos resultados.

Los métodos más conocidos se pueden separar en los siguientes grupos:

- A. Desalinización por evaporación
- B. Métodos de membrana
- C. Procesos químicos
- D. Procesos eléctricos
- E. Otros procesos físicos

De estos cinco grupos, los más usados actualmente para desalinizar agua serían los métodos por evaporación y los métodos de membrana.

Esto es debido principalmente a que con estos métodos se pueden manejar grandes volúmenes de agua sin tener costos muy elevados.

A continuación se presenta una explicación más a fondo de cada uno de los tipos de desalinización.

III.2 Métodos de Desalinización por Evaporación (1)

Este tipo de métodos se subdivide a la vez en dos grupos que son:

1. Métodos con utilización de la energía solar
2. Métodos con aportación no gratuita de energía

La evaporación solar se lleva a cabo de una manera muy similar a lo que ocurre en la naturaleza en el ciclo del agua. El agua del mar se evapora por acción de los rayos solares. Esta agua, ya desprovista de sales forma el mayor porcentaje de las nubosidades atmosféricas, en donde el vapor se condensa y se precipita en forma de lluvia.

Este tipo de desalinización tiene muchas restricciones de uso y por lo tanto no puede llegar a producir grandes volúmenes de agua potable restringiéndose su uso únicamente a fines domésticos.

Una de las mayores desventajas que tiene la utilización de la energía solar para desalinizar agua, es que la irradiación solar durante el año no es constante y por lo tanto la eficiencia del sistema va a depender de los fenómenos climatológicos del lugar.

Un sistema típico de destilación solar se representa en la Figura III.1.

Los rayos solares atraviesan la cubierta de vidrio de los receptores evaporando el agua que proviene del depósito de salmuera. El vapor se condensa en el cristal del receptor y resbala por las paredes que conectadas a una tubería llevan el agua pura al tanque de almacenamiento para su posterior distribución.

Los receptores pueden ser de varios tipos como se puede observar en la Figura III.2.

Los métodos de evaporación con aportaciones no gratuitas de energía actualmente son los más utilizados. Aproximadamente un 90% del agua dulce que se extrae del agua de mar se hace por este tipo de métodos, los cuales se pueden agrupar en tres:

1. Compresión de vapor
2. Evaporación instantánea por etapas
3. Destilación de múltiple efecto

Aunque estos tres procesos pueden llevarse a cabo perfectamente de una manera independiente, también pueden llegar a combinarse. Un ejemplo típico de esto es el proceso de evaporación instantánea con termocompresión y circulación forzada que utiliza los métodos 1 y 2 para llevarse a cabo.

Termo-compresión de vapor

La termo-compresión de vapor es un método que idealmente no utiliza nada de energía térmica externa. Únicamente utiliza este tipo de energía al arranque del aparato.

El principio básico de la compresión de vapor consiste en que al comprimir un gas o vapor, se incrementan los choques entre las moléculas y por lo tanto el vapor se sobrecalienta. Este vapor sobrecalentado es condensado por medio del agua salina a evaporarse convirtiéndose así en el agua fresca producto.

La Figura III.3. muestra un esquema típico del aparato.

Las partes principales del aparato son: una cámara de evaporación-condensación, un compresor de vapor, un intercambiador de calor entre el agua de alimentación, el agua condensada y las purgas. Además está provisto de una aportación externa de calor que facilita la puesta en régimen permanente del aparato y proporciona calor de compensación de las pérdidas térmicas.

Este aparato requiere un compresor de alta calidad mecánica y con un rendimiento bastante alto. Deben cuidarse y tener un buen mantenimiento los tubos sumergidos y los intercambiadores de calor. Esta alta calidad mecánica requerida para el compresor ha hecho que actualmente en México no se fabriquen estos aparatos y se han tenido que importar los que existen.

Evaporación instantánea por etapas

La separación de una solución con un soluto no volátil y un solvente que si lo sea, por medios de evaporación instantánea, se basa en el principio básico que al bajar la presión de un sistema se incrementa el cambio neto del calor de vaporización y este incremento proporciona el calor necesario para llevar a cabo la evaporación.

Una explicación más detallada de este proceso y de sus bases fisicoquímicas se da en el siguiente capítulo de este estudio.

Evaporación multi-efecto

Este tipo de desalinización es de las más antiguas. El sistema consiste en la vaporización del agua de mar por medio del vapor producido ya sea por un sistema de calentamiento externo como lo podría ser una caldera o por medio del vapor proveniente de alguna otra etapa del multi-efecto.

Los evaporadores conocidos pueden ser de dos tipos principales: 1. De tubos sumergidos, o, 2. Evaporador de largos tubos verticales.

La Figura III.4. muestra un esquema de estos dos tipos de destilación:

Como ya se indicó, en este proceso si se requiere un sistema externo de calentamiento, el cual no es requerido en los procesos de evaporación instantánea.

La Figura III.5. muestra su proceso clásico de un destilador de múltiples efectos. El agua salada proveniente del mar es precalentada por medio del vapor del último evaporador, el cual se condensa saliendo a la línea de agua producto. Antes de entrar a evaporarse se precalienta aun más con el agua caliente de las líneas de las purgas para después entrar al evaporador. Es aquí en donde parte se evapora, condensando el vapor producido en el destilador anterior y parte del agua para el siguiente dispositivo.

Este aparato al igual que la mayoría de los aparatos de desalinización por destilación tienen el problema de incrustación de sarro en los tubos. Este problema puede solucionarse con algunas combinaciones de los procesos anteriormente descritos, como por ejemplo utilizando un método de "Compresión de Vapor, Evaporación instantánea y Circulación Forzada", el cual se puede observar en la Figura III.6.

Lo interesante de este dispositivo, es la separación del punto de calentamiento del agua destinada a la evaporación del punto de ebullición según se hace en el dispositivo de evaporación instantánea.

III.3 Métodos de Membrana (1)

El método de membrana más importante actualmente para desalar aguas marinas es la ósmosis inversa. Es uno de los métodos más sencillos y con mejores rendimientos energéticos.

El nombre se deriva precisamente del hecho de que en este caso se realiza el proceso contrario a lo que pasa en una ósmosis normal. Al aplicar presión al lado salino de una membrana hasta alcanzar el punto de la presión osmótica, el solvente, en este caso el agua, atrevesará dicha membrana pasando al lado del agua producto. El soluto, en este caso la sal, quedará retenido en la membrana selectiva.

Como se sabe, en un proceso de ósmosis normal, el agua de la solución menos concentrada tendería a pasar al lado de la solución más concentrada hasta alcanzar el equilibrio.

Este tipo de procesos por lo general requieren más mantenimiento que los procesos normales de destilación, además que tienen limitantes de concentración, siendo la máxima que se puede manejar 10,000 ppm.

III.4 Otros Métodos de Desalinización (1)

Los métodos de desalinización anteriormente descritos son los más usados en la actualidad, y para los que existen tecnologías más asimiladas. Sin embargo, existen algunos otros sistemas como son los procesos químicos y los eléctricos, los cuales se basan en la migración de iones del soluto.

Los procesos químicos utilizan resinas intercambiadoras de iones como lo son las resinas de poliestireno. Mientras que los procesos eléctricos utilizan electricidad para promover este intercambio iónico.

Un proceso típico de desmineralización por intercambio iónico se puede observar en la siguiente figura (III.8)

Algunos otros procesos químicos utilizan métodos de precipitación para llevar a cabo la desalinización. También se encuentran algunos otros procesos físicos menos importantes que no son usados industrialmente como lo son: congelación, cristalización, difusión, utilización de líquidos no miscibles, etc.

III.5 Criterios para la Selección del Proceso (2)

Al seleccionar un proceso de desalinización de agua, es conveniente analizar los siguientes parámetros:

1. Arranque y facilidad de operación
2. Complejidad del sistema
3. Mantenimiento
4. Eficiencia energética
5. Inversión de la planta

A continuación se presenta un estudio comparativo entre seis de los procesos más importantes usados para desalar agua utilizando los siete parámetros comparativos anteriores. Estos seis sistemas son: Osmosis Inversa (OI), evaporación de multi-Estapa sin recirculación (FSR), evaporación inst. de Multi-Efecto con recirculación de salmuera (FCR), Termocompresión (TC), Destilación de Multi-Efecto (DME), Compresión Mecánica de Vapor (CV).

1. Arranque y facilidad de operación

Aunque el arranque de una planta desaladora es uno de los factores menos importantes en la selección de un proceso ya que por lo general los sistemas de desalinización son continuos, existen grandes diferencias en el arranque de las diferentes plantas, como se puede ver en la tabla III.1., en donde se comparan los diferentes tiempos requeridos para el arranque de la planta, tomando como base la facilidad para iniciarlo, su complejidad en la secuencia y el tiempo en entrar a régimen permanente.

TABLA III.1

Proceso	Tiempo promedio de arranque (Hrs.)	Calificación
1. OI	1	10
2. FSR	2.0	6.0
3. TC	2.5	4.0
4. CV	2.5	4.0
5. FCR	3.5	0
6. DME	3.5	0

En lo que respecta a la facilidad de operación, todos los procesos son realmente fáciles de operar una vez que fue arrancada la planta.

2. Complejidad del Sistema

Este parámetro se puede jerarquizar tomando en cuenta el número de controles, alarmas y otro tipo de sistemas auxiliares de la planta.

La tabla III.2. es una comparación entre los diferentes tipos de control que cada uno de los sistemas desalinizadores tiene.

Tabla III.2
Grado de complejidad de los procesos

	A	B	C	D	E	F
CONTOLES						
Presión	x					x
Temperatura		x	x	x	x	
Flujo	x	x	x	x	x	x
Nivel		x	x	x	x	x
pH	x					
ALARMAS						
Presión	x	x		x		
Temperatura	x	x		x	x	
Flujo			x			
Cloro	x					x
pH	x			x	x	x
Pureza	x	x	x	x	x	x
Lub. Compresor						x
QUIMICOS Y OTROS SISTEMAS						
Limpieza ácida		x	x			
Limpieza química	x					
Post-tratamientos	x					
Control pH	x	x		x	x	x
Tanque retenedor	x					
Filtros	x					
Sistemas de vacío		x	x	x	x	
Calentamiento		x	x	x	x	
Deaerador				x	x	
Lubricación						x
MOTORES						
Bomba alta pres.	x					
Eyector		x	x	x	x	x
Bomba de condensado		x		x	x	
Bomba destiladores		x	x	x	x	x
Bomba alim.					x	
Bomba de transf.		x	x	x	x	
Bomba de recirc.				x		x
Compresor						x
Calif.	10	8	6	4	2	0

A= Osmosis inversa
C= Termocompresión
E= dest. multiple efecto

B= evap. inst. sin recirc.
D= evap. inst. con recirc.
F= Compresión mecánica

La tabla anterior está jerarquizada según la complejidad, del menos complejo al más complejo, considerando a los procesos con gran cantidad de motores como los más complejos.

3. Mantenimiento

La Tabla III.3. nos jerarquiza a los procesos de los más fáciles de dar mantenimiento a los más difíciles. La columna extrema derecha nos indica la calificación que obtendría cada uno según sus requerimientos de mantenimiento.

TABLA III.3

1. Termocompresión	10
2. Evaporación inst. sin recuperación de salmuera	8
3. Evaporación inst. con recuperación de salmuera	6
4. Osmosis inversa	4
5. Evaporación de multi-efecto	2
6. Compresión mecánica de vapor	0

Aunque esto es bastante cercano a la realidad, se deben considerar algunos factores relacionados con el mantenimiento tales como:

Termocompresión: es un proceso de baja temperatura por lo tanto los requerimientos de sellado en las superficies de transferencia de calor son menores. Existen pocas bombas y controles que necesiten mantenimiento, y el termocompresor no tiene partes móviles.

Evaporación Instantánea sin recuperación : aunque es un proceso no ácido, la corrosión puede ser un problema en el extremo caliente donde los gases no condensables tal y como el dióxido de carbono pueden ser liberados por el agua. Este problema puede ser minimizado al máximo utilizando algún buen sistema de pretratamiento para deaeración y con una buena selección de materiales. Este proceso tampoco incluye muchos controles ni bombas en el proceso. Un tratamiento preventivo contra ácidos es requerido de 2 a 4 veces anuales.

Evaporación Instantánea con recuperación: este tipo de sistemas requiere un mayor número de bombas y controles y por lo general requiere tratamiento continuo para la corrosión, cuando la planta usa tratamientos especiales contra la corrosión requiere un mantenimiento similar al proceso sin recirculación.

Osmosis inversa: las membranas y conexiones de tuberías que utiliza este proceso lo hace que requiera un mantenimiento mayor que los procesos de evaporación

instantánea. Además de que la bomba de alta presión que necesita también requiere un mantenimiento continuo.

Evaporación de múltiple-efecto: este proceso tiene mayor riesgo al ataque de CO₂ en las paredes de los tanques además de necesitar un mayor número de bombas y controles que también requieren mucho mantenimiento.

Compresión mecánica de vapor: el mantenimiento del compresor mecánico de vapor y el sistema de lubricación de este proceso requiere un mantenimiento bastante considerable, además de que no se disminuyen los problemas de corrosión por el dióxido de carbono.

4. Eficiencia Energética

La medida de la eficiencia energética en desalación es la relación lb H₂O producida/1,000 Btu de energía alimentada al sistema. La Tabla III.4. muestra la jerarquización de este parámetro, en este caso también se utiliza una relación lineal para el cálculo de las calificaciones intermedias.

TABLA III.4.

Proceso	Economía lb agua/1,000 Btu	Calificación
Osmosis inversa	100	10
Compresión mecánica de vapor	25	2.0
Destilación de múltiple-efecto	13	0.5
Evaporación instantánea sin recirculación	8	0.2
Evaporación instantánea con recirculación	8	0.2
Termocompresión	6	0

5. Inversión de la planta

La Tabla III.5. nos muestra una relación del costo total de la planta según el tipo de proceso.

TABLA III.5
Inversión de la Planta

Proceso	Inversión de la Pta. (M dólares)	Calif.
Múltiple efecto	0.9	10
Evap. Inst. sin recirculación	0.9	10
Evap. Inst. con recirculación	1.0	8
Termocompresión	1.3	2
Osmosis inversa	1.4	0
Compresión mecánica vapor	1.4	0

El criterio de calificación utilizado para cada uno de los parámetros fue: el criterio que más cumplió con las especificaciones de cada parámetro obtuvo 10 puntos de calificación. El que menos lo cumple obtiene 0 puntos. Las calificaciones intermedias se calcularon linealmente.

III.6 Selección del Proceso a Desarrollar

Tomando en cuenta que para los fines del proyecto (tener un proceso económico y sin mucho mantenimiento y no muy complejo para que pueda ser desarrollada en una comunidad pesquera o un poblado de escasos recursos económicos), los factores de ponderación para la elección del proceso pueden jerarquizarse de la siguiente manera.

Parámetro	Factor de ponderación
Arranque y facilidad de operación	4
Complejidad del sistema	8
Mantenimiento	10
Eficiencia energética	4
Inversión de la planta	

Realizando una matriz proceso-parámetro según la Tabla III.6. llegamos a la conclusión de que el proceso más conveniente es la evaporación instantánea sin recirculación de salmuera.

Referencias

- (1) Gomella Cyril, La Sed del Mundo, Editorial Labor, S.A., 1979 Barcelona, España (Capítulos 4 y 5).
- (2) Wagner Wayne M., Finnegan Donald R., Select a Seawater Desalting Process, Chemical Engineering, febrero 7/1983.

T A B L A III.6
MATRIZ PROCESO-PARAMETRO
PARTE "A" CALIFICACIONES

PARAMETRO	OSMOSIS INVERSA	EVAP INS SIN RECIRC	EVAP INS CON RECIRC	TERMO- COMP.	C. MECAN. DE VAPOR	MULTIPLE EFECTO
ARRANQUE Y FACILIDAD DE OP	10.0	6.0	0.0	4.0	0.0	4.0
COMPLEJIDAD DEL SISTEMA	10.0	8.0	4.0	6.0	0.0	2.0
MANTENIMIENTO	4.0	8.0	6.0	10.0	0.0	2.0
EFICIENCIA ENERGETICA	10.0	0.2	0.2	0.0	2.0	0.5
INVERSION DE LA PLANTA	0.0	10.0	8.0	2.0	0.0	0.0

PARTE "B" PONDERACIONES

	OSMOSIS INVERSA	EVAP INS SIN RECIRC	EVAP INS CON RECIRC	TERMO- COMP.	C. MECAN. DE VAPOR	MULTIPLE EFECTO	FACTOR POND
ARRANQUE Y FACILIDAD DE OP	40.0	24.0	0.0	16.0	0.0	16.0	4.0
COMPLEJIDAD DEL SISTEMA	80.0	64.0	32.0	48.0	0.0	16.0	8.0
MANTENIMIENTO	40.0	80.0	60.0	100.0	0.0	20.0	10.0
EFICIENCIA ENERGETICA	40.0	0.8	0.8	0.0	8.0	2.0	4.0
INVERSION DE LA PLANTA	0.0	100.0	80.0	20.0	0.0	0.0	10.0
TOTAL	200.0	268.8	172.8	184.0	8.0	54.0	

DESTILACION SOLAR

RAYOS SOLARES

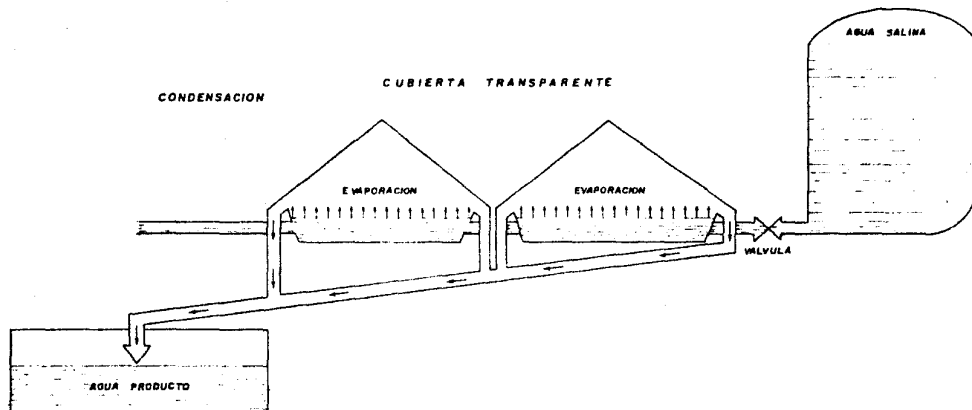


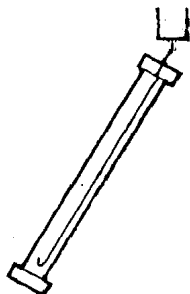
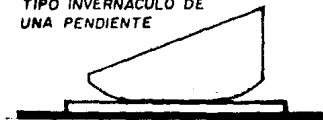
FIGURA III

RECEPTORES DESTILACION SOLAR

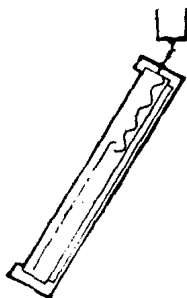
TIPO INVERNACULO DE DOBLE PENDIENTE



TIPO INVERNACULO DE UNA PENDIENTE



TIPO INCLINADO CON TEJIDO MOJADO



TIPO INCLINADO DE ESCALONES

TERMOCOMPRESION DE VAPOR

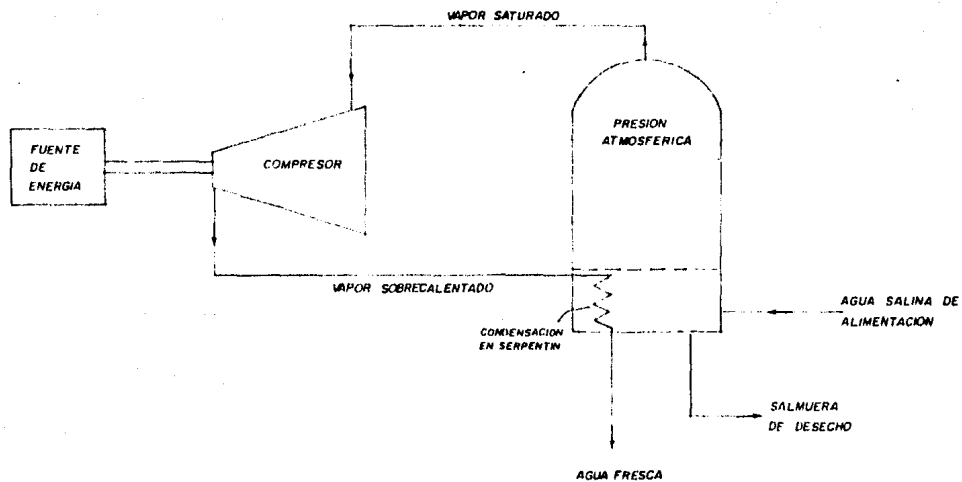
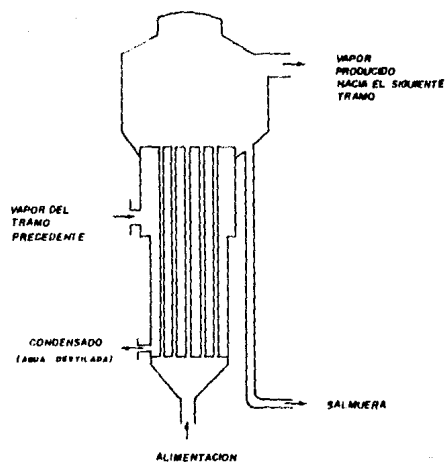


FIGURA III 5

EMPORADOR DE LARGOS TUBOS VERTICALES, LTV



ESQUEMA DE UN EVAPORADOR DE TUBOS SUMERGIDOS

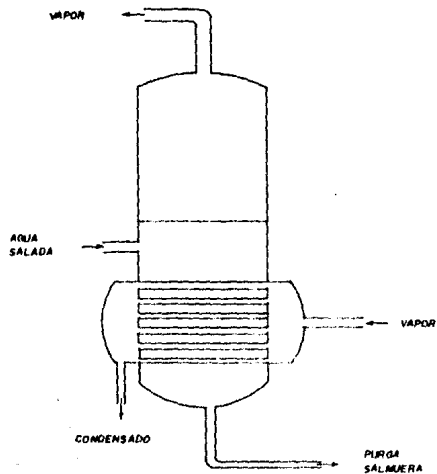
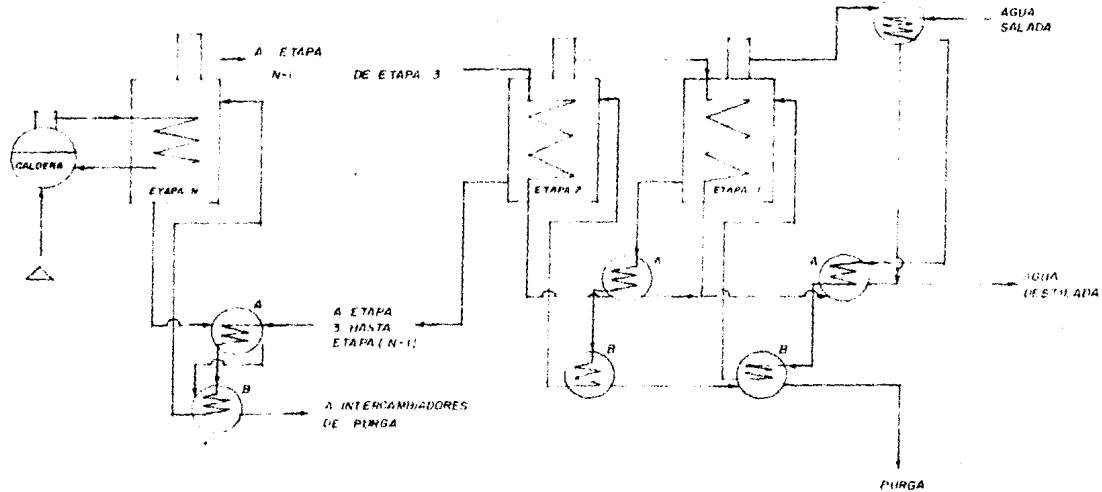


FIGURA III 4



A = INTERCAMBIADORES

B = INTERCAMBIADORES EN LA PURGA

FIGURA III 5.

DESTILACION POR EVAPORACION RELAMPAGO — CIRCULACION FORZADA

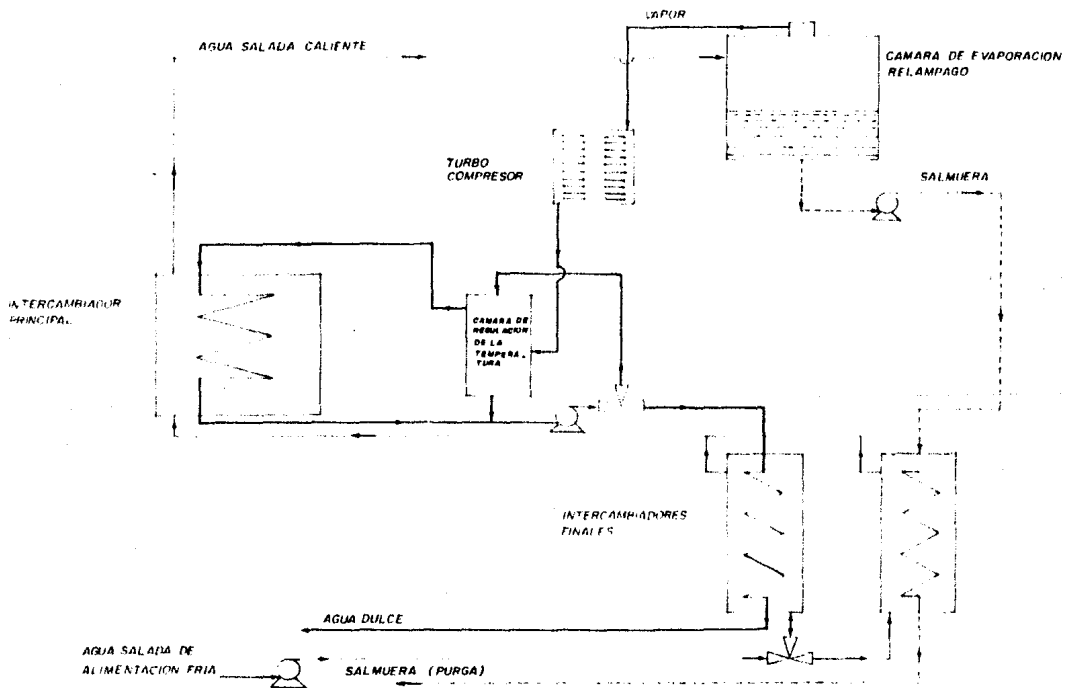


FIGURA III F

OSMOSIS INVERSA

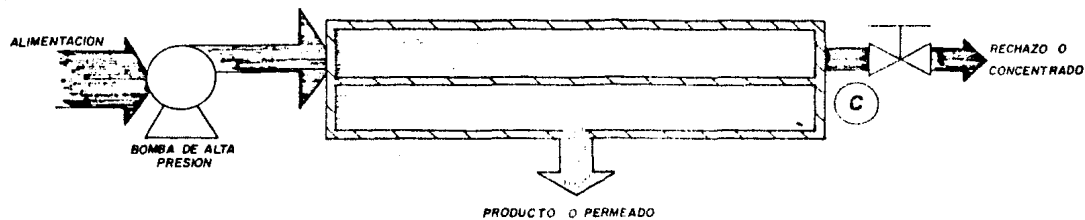
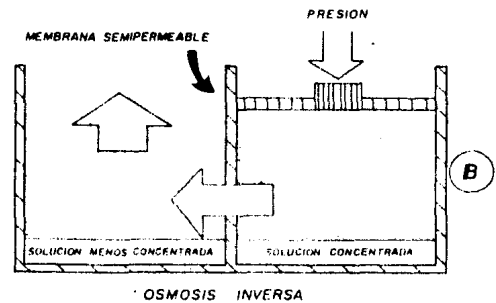
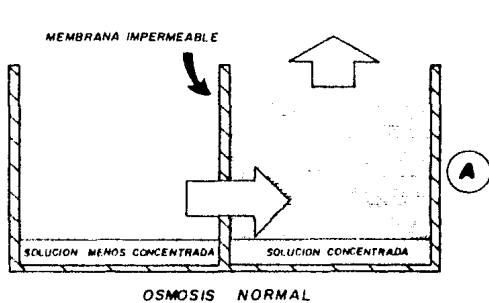
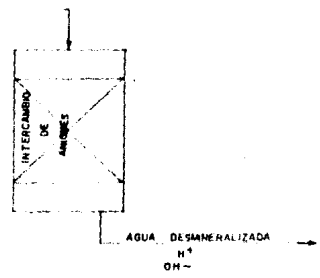
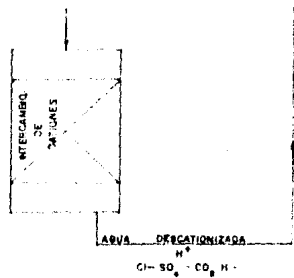


DIAGRAMA DEL PROCESO

DESMINERALIZACION POR INTERCAMBIO IONICO

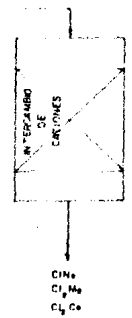
FASE 1: DESMINERALIZACION

AGUA
 $Ca^{++} Mg^{++} Na$
 $Cl^- SO_4^{--} CO_3 H^-$



FASE 2: REGENERACION

HCl



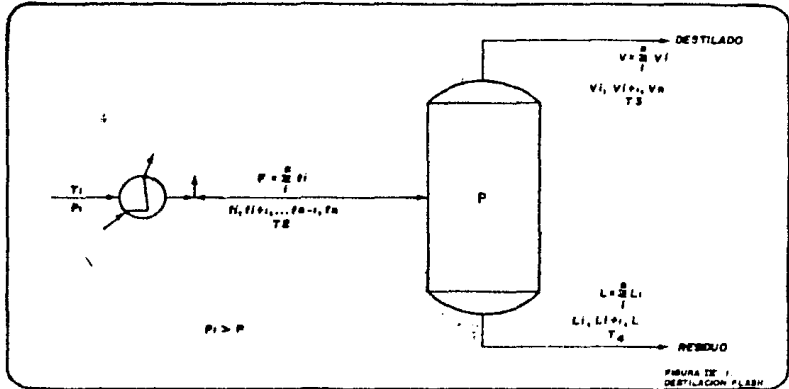
$NaOH$



FIGURA IIT 4

Capítulo IV
 Descripción Genérica del
 Proceso de Evaporación
 Instantánea

IV.1 Un proceso genérico de una evaporación instantánea, también llamada destilación flash, sería el siguiente.



En los procesos de evaporación instantánea, una mezcla de componentes con diferentes presiones de vapor, se alimentan a una temperatura cercana a la saturación a un recipiente en el cual la presión se ha disminuido. Este descenso en la presión de operación provoca un descenso en la temperatura de ebullición de los componentes y por lo tanto la mezcla se separa en dos fases.

Generalmente cada una de las fases tendrá una fracción de cada uno de los componentes de alimentación. Es fácil entender que conforme exista una mayor separación de las temperaturas de ebullición de los componentes de la mezcla, el grado de pureza ya sea del destilado (cuando el producto que se desea separar tiene una temperatura de ebullición mucho menor que el resto de los componentes) o del residuo (cuando el producto se evapora a una temperatura mucho más elevada que los demás componentes) será mayor.

El proceso de evaporación instantánea se puede llevar a cabo ya sea isotérmicamente o adiabáticamente.

En los procesos isotérmicos la temperatura de la torre de evaporación es conservada constante, por lo tanto haciendo referencia a la Figura IV.1. tendríamos que:

$$T_2 = T_3 = T_4$$

En estos procesos es necesario tener una fuente externa de calor que es la que de hecho lleva a cabo la evaporización junto con el descenso de la presión. Fig. IV.2.A.

Por otro lado, en la evaporación adiabática, la entalpía total del sistema se conserva sin necesidad de medios externos de calor. En estos procesos:

$$FH_F = VHV - LH_L$$

y además $T_2 \neq T_3 \neq T_4$

El calor necesario para llevar a cabo la evaporación instantánea en estos casos es proporcionado gracias al incremento en el cambio neto del calor de vaporización (ΔH_V) que trae consigo un descenso en la presión de operación. Esto es debido a que la cantidad de energía que puede almacenar el agua a su temperatura de ebullición disminuye al disminuir la presión.

El enchaquetamiento de la Fig. IV.2.A. indica un medio externo de calentamiento.

Es importante definir algunos conceptos importantes relacionados con los procesos de evaporación instantánea como lo son: temperatura de burbuja y temperatura de rocío.

Supongamos que se tiene un recipiente cerrado con una mezcla de productos en fase líquida, el cual se empieza a calentar. La temperatura de burbuja será la temperatura a la cual se forme la primera burbuja de vapor. Esta primera burbuja tendrá una composición con componentes de la mezcla líquida, la cual variará según la presión de operación del sistema.

Por otro lado, la temperatura de rocío corresponde a la temperatura a la cual se forma la primera gota de condensado de una mezcla de componentes en la fase vapor.

Es necesario aclarar que para que el equilibrio en la torre de evaporación instantánea se alcance, es necesario remover rápidamente la fase vapor formada.

IV.2 Evaporación Instantánea para Desalación

Dentro de los procesos de evaporación instantánea para desalación de aguas marinas, encontramos diversas variantes, algunas de las cuales se enlistan a continuación:

2.1 Evaporación Instantánea simple

2.2 Evaporación Instantánea de múltiple-efecto

- a) Sin recirculación de salmuera de alimentación
- b) Con recirculación de salmuera de alimentación

2.1 Evaporación Instantánea simple

Este proceso, es el más sencillo de los procesos de desalinización por evaporación instantánea. En la Figura IV.3. se muestra un esquema de este tipo de separación.

El proceso consiste en alimentar el agua de mar por medio de la bomba No. 1 a través de un serpentín que al atravesar el evaporador instantáneo condensa los vapores de agua formados en el mismo. En este serpentín el agua se calienta para economizar calor y evitar que nuestro precalentador sea demasiado grande, a continuación el agua salada pasa a través del precalentador el cual funciona con vapor de una caldera, aunque puede también ser precalentado el fluido por medio de alguna línea de desperdicio de alguna planta productiva.

La salmuera ya precalentada entra al recipiente de evap., en donde se evapora el agua que es condensada por medio del serpentín "S", para ser extraída por medio de la bomba 2.

La salmuera de desperdicio es regresada al mar por la bomba 3.

Con este proceso no es posible manejar grandes volúmenes de agua a menos que el recipiente de evap. sea muy grande, o que los eyectores para producir vacío sean también grandes, lo cual es muy poco económico. Por estas razones, este tipo de proceso rara vez es usado.

2.2 Evaporación Instantánea de múltiple efecto

La evaporación instantánea de múltiple-efecto funciona de manera similar a la simple, sólo que en este caso se incrementa el número de etapas, evitando así caídas muy bruscas de presión, además de que los flujos de alimentación a los subsiguientes evaporadores van disminuyendo.

Un sistema de trenes de evaporación múltiple-efecto, se puede llevar tanto en tanques por separado como en recipientes que contengan diferentes cámaras, correspondiendo cada una de ellas a una etapa de evaporación.

a) Evaporación Instantánea sin recuperación de salmuera de alimentación

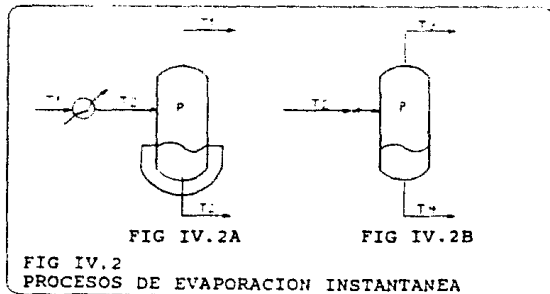
La Figura IV.4. nos presenta un sistema de evaporadores instantáneos por el método de cámaras.

Como se muestra en la figura, este sistema nos brinda la posibilidad al mismo tiempo de precalentar el agua de alimentación, además

de condensar el agua desalinizada (una descripción más detallada de este proceso, se da en el punto 2.3).

b) Evaporación instantánea con recuperación de la salmuera de alimentación

Este tipo de variación al sistema de evaporación instantánea por múltiple-efecto, nos permite bajar nuestros costos de suministro de energía calorífica aunque esto implica que se incrementen los costos de bombeo, además de que aumentará la concentración de sales en las etapas posteriores a la entrada de la recirculación.



Como podemos observar en la Figura IV.5. no todo el calor de la salmuera de desecho se pierde, si no que parte se aprovecha para evitar que el recalentador sea de un tamaño muy grande.

La salmuera recirculada, no puede ser alimentada en las primeras etapas de evaporación ya que en estas etapas se necesitan temperaturas bajas para la condensación de los vapores de agua debido a que en estas zonas es en donde la presión de operación tiene los vapores más pequeños.

El nombre de "zona de calor desechado", se debe a que el calor que está suministrando la condensación del agua en estas primeras etapas, no es totalmente aprovechado, ya que la línea "a" de la Figura IV.5. retira cierta parte del flujo, el cual es después compensado con la línea "b" que es la línea de recirculación de la salmuera.

Por otro lado, la "zona recuperadora de calor", realmente está recuperando todo el calor de condensación del vapor que sale de los dos evaporadores F1, F2, etc. Es

conveniente aunque no totalmente necesario, que exista una línea del tipo de la línea "a" del diagrama, ya que esta característica nos ayudará a tener un ahorro de energía calorífica en el recalentador debido a que no se manejarán flujos elevados, además de que la temperatura de la salmuera recirculada no descenderá mucho.
En el desarrollo del programa, el usar recirculación o no, será punto opcional.

IV.3 Diagrama de flujo y su descripción

El proceso que se usará en el desarrollo del programa está contemplado en la figura IV.6.

Ya que dentro del programa se contemplarán un número "n" de evaporadores, el diagrama de flujo será diferente para cada caso.

En el diagrama también están contemplados equipos y líneas opcionales, las cuales podrán ser seleccionadas por el usuario al momento de correr el programa.

La descripción del proceso es como sigue: El agua de mar se alimenta por medio de una bomba y por medio de la línea LA1 a la zona de pretratamiento, que consta de dos equipos: el deaerador A1 en donde se elimina el exceso de CO₂ del agua y el pretratador P1 que neutraliza los carbonatos del agua por medio de ácido sulfúrico alimentado en la línea LP10.

Por medio de la línea LE11 se pasa a la zona de precalentamiento, la cual a su vez se divide en tres subzonas:

1. Zona de serpentines de calor desechado
2. Intercambiador I1 de salmuera de recirculación, y
3. Zona de serpentines de calor desechado

El agua de los serpentines tanto de la zona de calor desechado (SE1, SE2, etc.) como la de la zona de calor recuperado son calentados con el calor de condensación del agua evaporada en cada uno de los equipos evaporadores.

El equipo I1 o intercambiador de salmuera, es opcional, ya que la salmuera puede incorporarse directamente a la línea LF11.

El hecho de alimentar una mayor cantidad de agua a los serpentines "SE", nos ayudará a tener una mayor transferencia de calor a los equipos "E" y por lo tanto el agua se condensará más rápidamente.

Después de salir de la zona de serpentines "SF", el agua de mar es transportada por medio de la línea LI21 a la zona final de calentamiento que consta del intercambiador I2, calentándose así el agua de alimentación para que por medio de la línea LI22 se alimente al evaporador FN en donde se evaporará instantáneamente.

El vapor formado en cada uno de los equipos se condensará en los serpentines y se incorporará a la línea de agua producto LE12. La salmuera no evaporada pasará al siguiente evaporador y así sucesivamente hasta llegar a "E1" en donde la salmuera de desperdicio se recirculará o desechará.

Cada uno de los evaporadores tendrá una línea de vacío y desecho de incondensables en la parte superior.

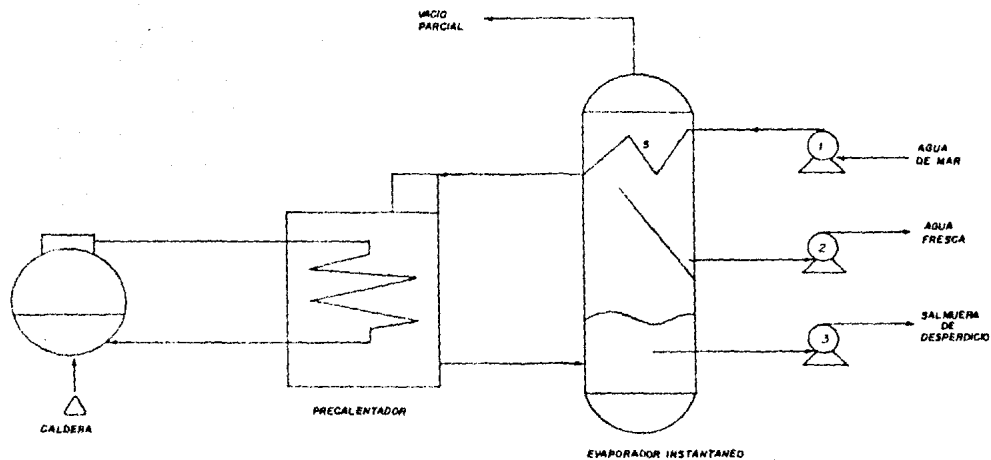
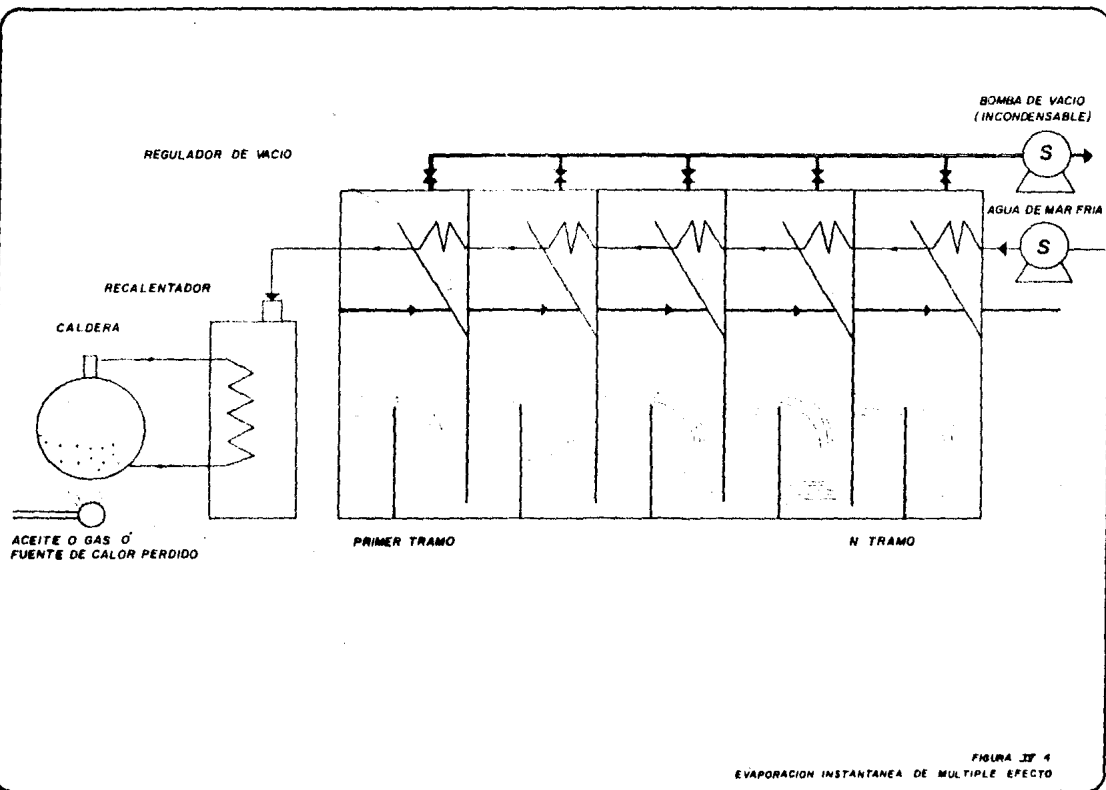
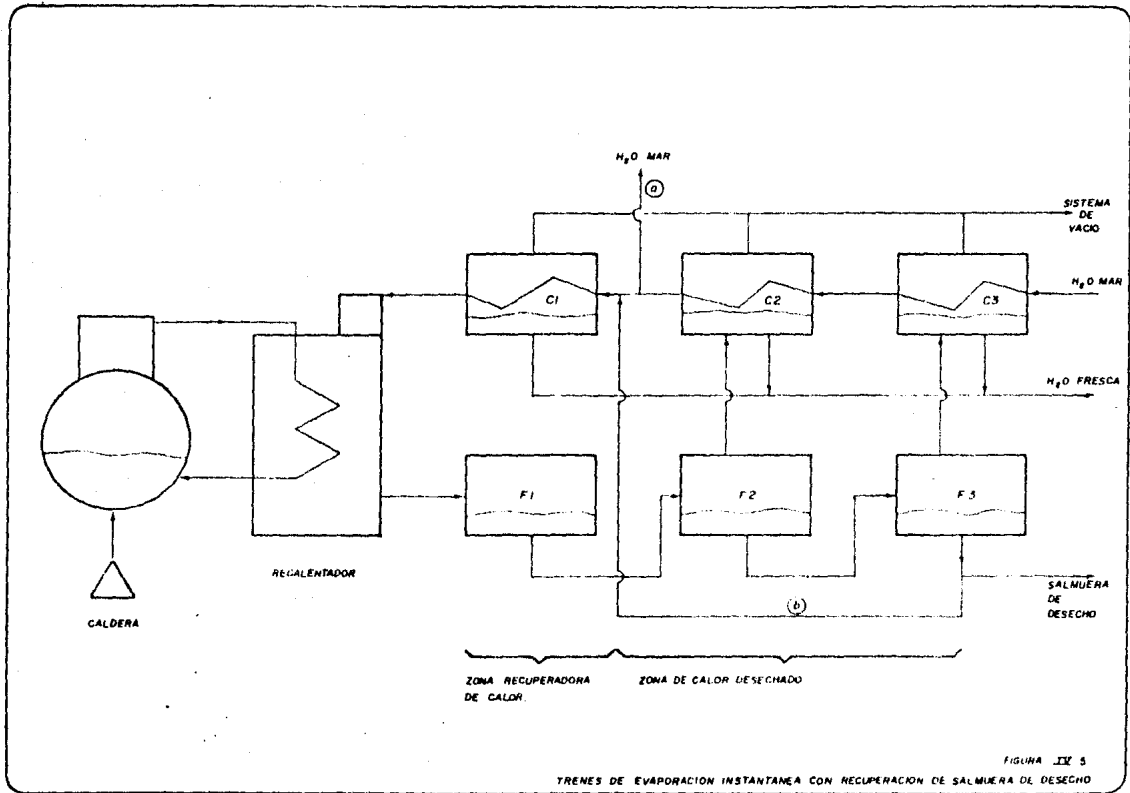


FIGURA III 3
EVAPORACION SIMPLE





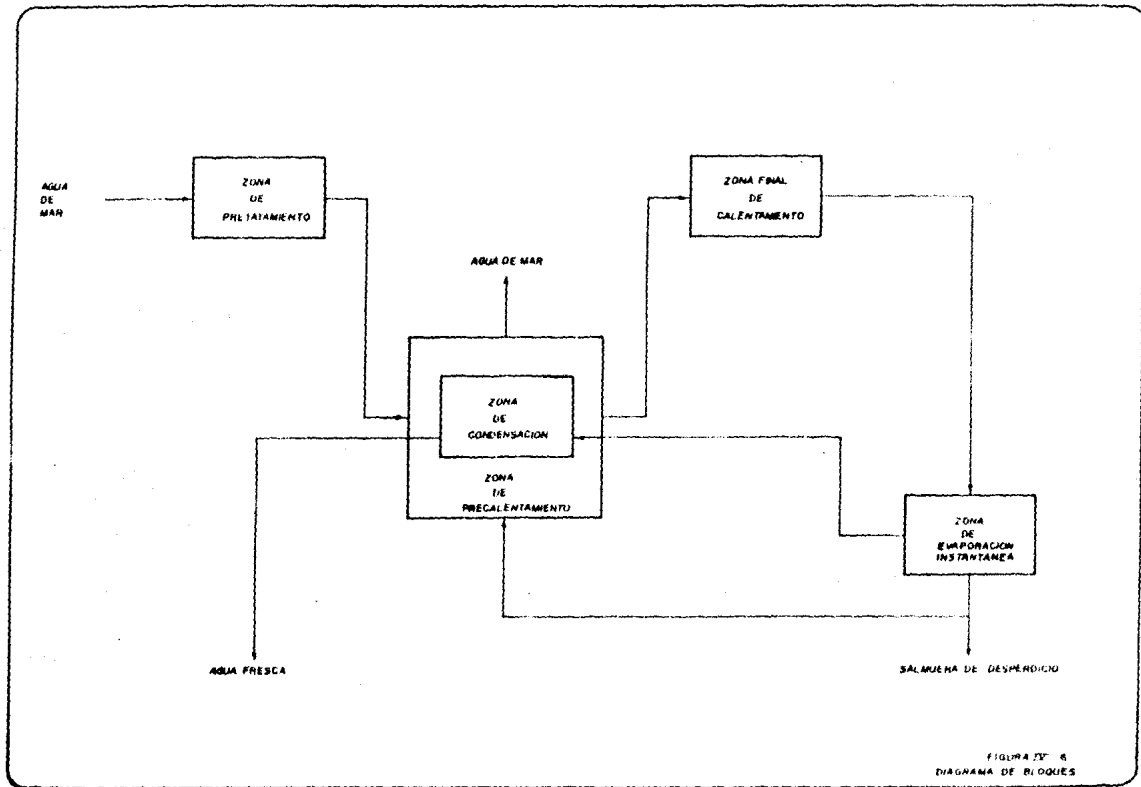


FIGURA IV 6
DIAGRAMA DE BLOQUES

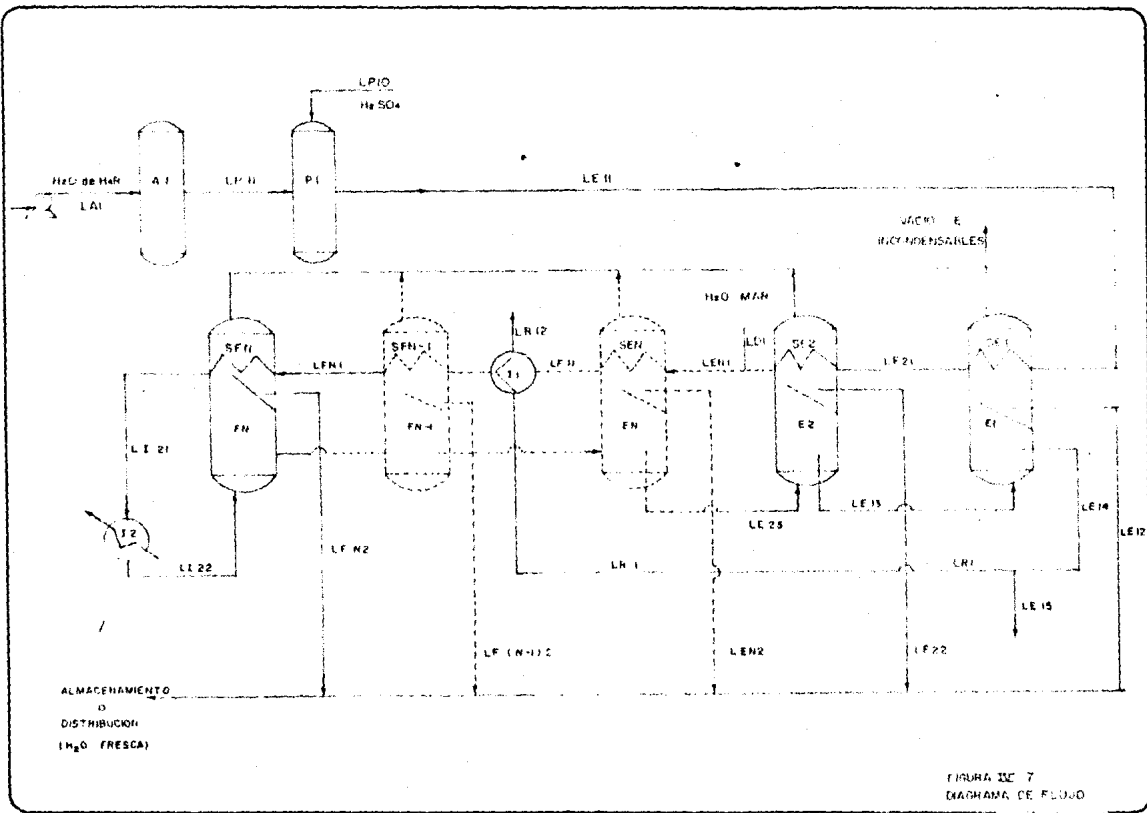


FIGURA III 7
 DIAGRAMA DE FLUJO

V.1 Desarrollo de Algoritmos Balances

Algoritmo 1.

Obtención del flujo de agua en Kg/Hr.

Este algoritmo está diseñado para transformar el flujo de agua producto de m³/día a Kg/hr.

A₀ → flujo de agua producto en m³/día

A → flujo de agua producto en kg/hr.

Tomando la densidad del agua pura promedio como 1,000 kg/m³.

$$A = A_0 \left(\frac{M^3}{\text{día}} \right) \cdot \frac{1,000 \text{ Kg}}{M^3} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hr.}} = \text{kg/hr.}$$

Algoritmo 1

$$A = A_0 \cdot 41.667$$

Algoritmo 2.

Obtención del flujo de agua producto en kg mol/hr.

$$A_1 = A \left(\frac{\text{kg}}{\text{hr.}} \right) \cdot \frac{1 \text{ kg mol}}{18 \text{ kg}}$$

Algoritmo 2

$$A_1 = A/18 = \text{kg mol/hr}$$

Algoritmo 3.

Cálculo del flujo de agua de alimentación en kg/hr.

Para el cálculo del flujo de agua de alimentación en kg/hr. a partir de datos de m³/día se necesita tener datos de salinidad de agua.

Debido a que el aumento del volumen de una solución con el aumento de los sólidos disueltos en ella es despreciable, la densidad del agua marina estará regida por la siguiente fórmula:

$$\rho \left(\frac{\text{kg}}{M^3} \right) = \frac{1,000 \text{ kg H}_2\text{O} + \frac{\text{kg sal}}{\text{Ton H}_2\text{O}}}{M^3}$$

La salinidad del agua de mar como se vió anteriormente es diferente según el tipo de mar y océano del que se trate, la siguiente tabla nos muestra la concentración de sal promedio de los mares y océanos más comunes.

Salinidad $\left[\frac{\text{g sal}}{\text{Kg H}_2\text{O}} \text{ o } \frac{\text{kg sal}}{\text{M}^3 \text{ H}_2\text{O}} \right]$

Mar	(S2)
Océano Atlántico	36.0
Océano Pacífico	34.9
Mar Mediterráneo	39.0
Mar Rojo	39.8
Océano Indico	36.0
Mar Caspio	13.0

Con base a esta información, el algoritmo 3 quedaría de la siguiente manera:

- A2 → Flujo de agua de alimentación total en m³/día
 A3 → Flujo de agua de alimentación total en kg/hr.
 S2 → Salinidad del agua en kg sal/m³ H₂O

$$A3 = \frac{A2 \text{ (M}^3\text{)}}{\text{día}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hr}} \cdot \frac{1,000 \text{ kg H}_2\text{O} + S2 \text{ kg sal}}{\text{M}^3}$$

Algoritmo 3

$$a) A3 = (A2/24) * (1,000 + S2)$$

Algoritmo 4

Cálculo del agua de alimentación en kg mol/hr.

Para el desarrollo de este algoritmo se requiere hacer una ponderación de los pesos moleculares de los diferentes componentes del agua salina, para lo cual se toma a la sal mas representativa, en este caso sería el cloruro de sodio el cual representa aproximadamente el 78% de todas las sales disueltas.

La fórmula para ponderar los pesos moleculares sería:

$$M = \left(\frac{1,000}{1,000 + S2} \right) * 18 + \left(\frac{S2}{1,000 + S2} \right) * M \text{ NaCl}$$

$$M \text{ NaCl} = 23 + 35 = 58$$

$$\bar{M} = \frac{18,000}{1,000 + S2} + \frac{S2 * 58}{1,000 + S2}$$

Si: A4 = flujo de agua de alimentación en kgmol/hr
 y M9 = peso molecular ponderado del agua de alimentación

El algoritmo 4 quedaría dividido en dos sub-algoritmos:

Algoritmo 4

$$a) M9 = \left[\frac{18,000}{(1000 + S2)} \right] + \left[\frac{(58 * S2)}{(1,000 + S2)} \right]$$

$$b) A4 = A3/M9$$

Algoritmo 5

Cálculo del agua de alimentación a partir del número de etapas

Este primer cálculo es sólo la primera aproximación del cálculo de agua de alimentación y del flujo de agua producto por etapa.

Si tomamos en cuenta que para una vaporización inst. se necesita tener un volumen de agua de alimentación 10 veces mayor al volumen de agua producto que se desea obtener.

$$A3 = A * 10$$

Algoritmo 5

$$A3 = A * 10$$

$$A5 = A/N$$

Algoritmo 6

Cálculo aproximado del número de etapas del sistema

Tomando en cuenta la experiencia que se tiene, un evaporador instantáneo puede manejar aproximadamente 200 m³/día de agua desalinizada, por lo tanto, el número de etapas podría ser calculado por la siguiente fórmula:

$$N = \text{agua producto}/200$$

y tomando en cuenta las variables del programa.

Algoritmo 6

Cálculo del número de etapas

$$N \phi = A \phi / 200$$

Para no tener un número de etapas fraccionario, integramos el valor de $N \phi$, esto equivale a desaparecer la parte fraccionaria del número. En el caso de que el número tenga una fracción mayor a 0.5 también se redondeará el número hacia abajo, lo cual nos llevaría a "ahorrar una etapa" de desalinización.

Algoritmo 6.A

$$N = \text{Int} (N \phi)$$

Algoritmo 6.b

Cálculo de flujo de agua por etapa

Cuando se dispone ya del número de etapas N , lo siguiente es calcular el flujo de agua producto en kg/hr por etapa.

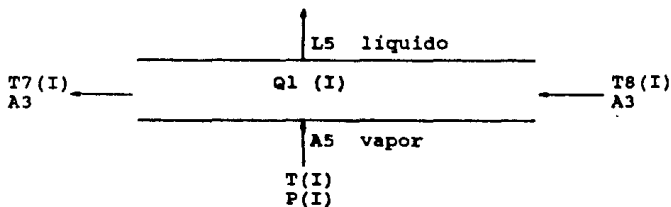
Algoritmo 6.B

$$A5 = A/N$$

Nota: estos datos son estimados y están sujetos a cambios a lo largo del programa.

Secuencia "A" de algoritmos.
Cálculo de las presiones de operación por etapa.

El siguiente esquema nos permite visualizar los principales parámetros utilizados para realizar los cálculos de las presiones de operación por etapa:



Balances en serpentines
Figura VI.1

Las temperaturas del serpentín calculadas en este módulo son únicamente utilizadas como referencia en el cálculo de temperaturas y presiones de saturación, ya que posteriormente serán recalculadas en un módulo especial.

El balance de materia y energía quedaría así:

$$a) \quad A5 * \Delta H_v = A3 * C_p (T7(I) - T8(I))$$

Esto quiere decir que el vapor de agua generado en la etapa "I" se condensará en el serpentín calentando el flujo "A3" que incrementará su temperatura de $T8(I)$ a $T7(I)$. Todo esto llevándose a cabo a las condiciones de operación "T(I)" y "P(I)".

Como se sabe, el calor de vaporización del agua aumenta conforme disminuye la presión. Considerando que no varían ni el agua dentro del serpentín ni el flujo de agua evaporada, el $\Delta T = T8(I) - T7(I)$ será mayor conforme la presión disminuya.

Analizando la fórmula del balance tenemos que:

$$b) \quad m \text{ prod} \cdot \Delta H_v = m \text{ serp} C_p \Delta T$$

• simplificando la fórmula, se introduce el término $Z\theta$

$$c) \quad Z\theta = m \text{ serp} / m \text{ prod} = A3 / A5$$

$$d) \quad \Delta H_v = Z\theta \cdot C_p (T7(I) - T8(I))$$

$$\text{pero } \Delta H_v = f(T_{\text{sat}}) = f(T(I))$$

para resolver este sistema, se siguen los siguientes pasos:

- 1) Se calcula un ΔH_V con la ecuación de Clausius Clapeyron a una temp = T7(I).

$$e) \quad \Delta H_V = \frac{T1 \cdot T2}{T2 - T1} \cdot 4.5761 \cdot \log_{10} \frac{P2}{P1} = \frac{\text{cal}}{\text{g mol}}$$

Suponiendo las condiciones (1) igual a las condiciones estándar de saturación.

$$\Delta H_V = \frac{373 \cdot T2}{T2 - 373} \cdot 4.5761 \cdot \log_{10} P2$$

$$f) \quad \Delta H_V = \frac{741.16}{T2 - 373} \cdot T2 \cdot \ln P2$$

T = °K
P = ATM

Para encontrar P2 se utiliza la subrutina(1) que es la ecuación de la presión de vapor de agua en función de la temperatura cuyas constantes se calcularán por medio de la ecuación de Antoine.

Ecuación subrutina(1)
Algoritmo 7

$$g) \quad \log P^0 = 8.20712 - \frac{1,815.734}{T + 240.9}$$

para fines del programa:

Algoritmo 7 (subrutina 1)

$$P9 = (10 ** ((8.20712 - (1815.73/(T9 + 240.9))))) / 760$$

T = °C

P = ATM P9 y T9 son datos utilizados únicamente para la subrutina (1) y (2).

ya con la presión calculada, el algoritmo 8 (subrutina 2) para el cálculo del ΔH_V quedaría:

Algoritmo 8 (subrutina 2)

$$H9 = 741.16 * (U9 / (U9 - 373)) * \log (P9)$$
$$H8 = H9 / M9$$

$$H9 = \text{cal/g mol} \quad H8 = \text{cal/g}$$

En el caso del algoritmo 8, U9 correspondería a la temperatura de saturación en grados kelvin y P9 a la presión de saturación en atmosferas, mientras que el algoritmo 7 (subrutina 1), T9 sería la temperatura de saturación en °C.

2) se calcula la temperatura de saturación de la etapa fijándola entre 5 y 10 °C arriba de la temperatura de entrada al serpentín. En caso de que está información no sea

proporcionada por el usuario del programa, se utilizaría el algoritmo 9 para su cálculo.

Algoritmo 9

$$T(I) = T8(I) + E5 \\ (5 < E5 < 10)$$

El único problema será la temperatura de saturación de la primera etapa que podrá fijarse 10 grados arriba de la del agua ambiental.

Con esta temperatura y el algoritmo 7 se podrá calcular la presión de operación del sistema "P9" y por lo tanto el ΔH_V a estas condiciones por medio del algoritmo 8.

Para el cálculo de la temperatura de salida del serpentín, se despeja $T7(I)$ de la ecuación "b" obteniéndose el algoritmo 11.

Algoritmo 10

$$Z\beta = A3/A5$$

Algoritmo 11

$$T7(I) = T8(I) + (H8/Z\beta)$$

En cada etapa debe asegurarse que $T7(I)$ no sea mayor a $T(I)$ lo cual se comprueba en el listado del programa.

Como es sabido, para la etapa "I-1", $T8(I-1)$ sería igual a $T7(I)$.

En cada una de las etapas, debe compararse $T(I)$ contra la temperatura de saturación del agua salina a condiciones estándar, debido a que si llega a sobrepasar esta temperatura, la separación no sería por métodos de evaporación instantánea, para estos fines, se debe calcular por medio de la constante ebulloscópica la temperatura de ebullición del agua a $P = 1$ atm (condiciones a nivel del mar que es en donde generalmente se instalan las plantas desaladoras)

Cálculo de la temperatura de ebullición del agua salina.

Condiciones:

$P = 1$ ATM

Salinidad = salinidad del agua del lugar = $S2$

$$j) \quad \Delta T_b = R_{b.m} = T_b \text{ real} - T_b \text{ agua pura}$$

$R_b \approx 0.52$ para el agua

m = molalidad del agua = moles de soluto/kg de solvente

$$S2 = \text{gsal/kg H}_2\text{O}$$

M NaCl = 58 g/gmol

$$M\phi = \frac{S2}{M} = \frac{\text{gmol sal}}{\text{Kg H}_2\text{O}}$$

Algoritmo 12 => $M\phi = S2/58$ --- molalidad
subrutina 2-A

de J) despejamos Tb real que para el programa llamaremos Z5

$$k) \quad T_b \text{ real} = T_b \text{ agua pura} + K_b.m$$

Algoritmo 13 => $Z5 = 100 + (0.52 * M\phi)$

Temperatura máxima de saturación

Z5 = °C

subrutina 2-A

Para el caso de que la información opcional disponible sea la presión mínima de operación, dicha presión debe chequearse antes de poder utilizarse, esto se debe a que si:

$$T_{\text{sat}} < T7(I)$$

El precalentamiento en el serpentín no se llevaría a cabo, además de que la condensación de los vapores de agua sería incompleta.

Para checar esta presión, se hace la secuencia de cálculos siguiente:

(1) con Pop y a partir de la fórmula G) se calcula la T de saturación

$$\log P^\circ = 8.20712 - \frac{1,815.734}{T + 240.9}$$

$$+ \frac{1,815.734}{(T+240.9)} = -\log P^\circ + 8.20712$$

$$T + 240.9 = \frac{1,815.734}{8.20712 - \log P^\circ}$$

$$1) \quad T = \frac{1,815.734}{8.20712 - \log P^\circ} - 240.9$$

P = mm de Hg

T = °C

debido a que la computadora que se usará no maneja logaritmos base 10, la fórmula 1) se transforma a

$$m) \quad T = \frac{1,815.734}{8.20712 - (0.43429 \ln P^\circ)} - 240.9$$

de esta manera, el algoritmo 14 que corresponde a la subrutina 3 quedaría:

Algoritmo 14
Subrutina 3

$$Z9 = P9 * 760$$
$$T6 = (1,815.734 / (8.20712 - ((\log (Z9)) * 0.43429))) - 240.9)$$
$$T = ^\circ\text{C}$$

(2) con temperatura de saturación y subrutina (2) se calcula ΔH_V (H9)

(3) con ΔH_V y algoritmo (9) y (10) se calcula T7(I)

(4) Se compara T7(I) contra Tsat y si:

$$T_{\text{sat}} < T7(I)$$

se vuelve a preguntar Pop. Indicando que se debe cambiar ya sea

- a) Agua de alimentación ó
- b) Presión de operación (aumentarla un poco).

Secuencia "B" de algoritmos
Modificación de la temperatura de saturación del agua de fondos.

Debido a que la concentración de sal en el agua ya aumentando conforme aumentan las etapas de desalinización, la molalidad de la solución también irá cambiando.

Para el cálculo de la modificación de la temperatura, se debe primero calcular la molalidad del agua en la etapa "I"

Analizando el balance de materia por etapa tenemos que:

$$a) \quad F(I) = V(I) + L(I)$$

$$b) \quad F(I) = A6(I) + S \\ L(I) = L1(I) + S$$

por otro lado, la cantidad de sal S sería igual a:

Algoritmo 15

$$S = S2 + A2/24$$

en donde S = kg sal/hr.

y con estos datos, la molalidad de la solución quedaría:

Algoritmo 16

$$S1 = S/58$$

Algoritmo 17 (subrutina 4)

$$M(I) = S1/A6$$

en base a esto, la temperatura de saturación modificada sería

Algoritmo 18 subrutina 4
temperatura fondos evaporador

$$T2(I) = T3(I) + (0.52 * M(I))$$

2) Cálculo de H_v

La entalpía en el estado vapor la podemos obtener a partir de la siguiente fórmula:

$$e) \quad \Delta H_v = H_v - H_L$$

ΔH_v → calculado por medio del algoritmo 8 subrutina #2

$$H_v = \Delta H_v + H_L$$

Para fines del programa

Algoritmo 19 $H_4(1) = H_3(1) + H_2(1)$
 $H_3(1) = H_8$ de la subrutina 2

3) Cálculo de V y L

V y L quedaron fijadas en la secuencia "A" de algoritmos

Algoritmo 20 $V(1) = -A_5$
 $L(1) = A_3 - V(1)$
 $Ll(1) = L(1) - S$
 $F(1) = A_3$
 $Fl(1) = A_3 - S$

$Fl(1)$ = Alimentación agua pura sin sal en etapa 1
 $F(1)$ = Alimentación total (agua + sal) en etapa 1
 $V(1)$ = Flujo fase vapor etapa 1
 $L(1)$ = Flujo total fase líquida 1
 $Ll(1)$ = Flujo de agua para fase líquida 1
 S = Sal en Kg/Hr.

4) Cálculo de la entalpía del agua de alimentación y de temperatura de entrada.

$$FH_f = LH_L + VH_v$$

$$H_f = (LH_L + VH_v) / F$$

considerando para el programa H_θ (I) las entalpías de alimentación del agua de mar a los evaporadores tenemos que:

Algoritmo 21
 $H_\theta(1) = ((L(1) + H_2(1)) + (V(1) * H_4(1))) / F(1)$

y bajo las mismas bases del punto (1) de esta secuencia tenemos que:

$$T_\theta(1) = H_\theta(1)$$

5) Comprobación del método

Para el caso de que la temperatura de entrada al evaporador sea más grande que la temperatura de saturación del agua salina a una atmósfera de presión, se tendrá que ajustar aquella recalculándose el flujo de agua de alimentación. Este ajuste puede hacerlo el usuario del programa, o en su defecto, se usará un algoritmo especial para el ajuste.

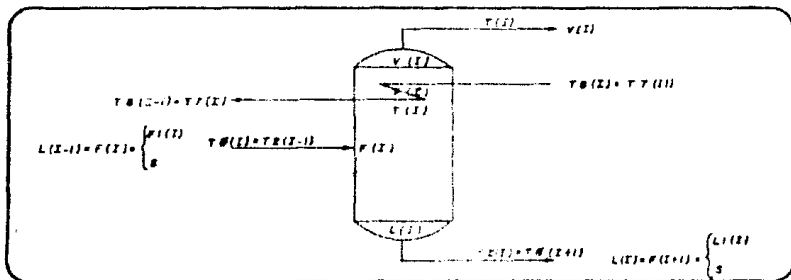
Tomando en cuenta las consideraciones de la secuencia "A" de algoritmos, una temperatura aceptable para este caso sería 5°C abajo de la temperatura de saturación de la que se había hablado. Por lo tanto,

Algoritmo 22

$$\begin{aligned} T \theta (1) &= Z 5 - 5 \\ H \theta (1) &= T \theta (1) \end{aligned}$$

Ya calculada la temperatura de entrada al evaporador, lo siguiente es rehacer el balance de materia y energía. En este caso, la secuencia de cálculos sería igual a la que se haría para cualquiera de las etapas de evaporación. Dicha secuencia es presentada más adelante.

Secuencia "D" de algoritmos
Balance de evaporadores



El balance de materia y energía, es el mismo que en el caso del cálculo de la temperatura de entrada al primer evaporador.

a) $F(I) = V(I) + L(I)$

Datos conocidos: $P(I)$, $F(I)$, $H \theta (I)$, $T \theta (I)$

Datos que pueden ser calculados: $T(I)$, $H4(I)$

Incógnitas: $V(I)$, $L(I)$, $T2(I)$, $H2(I)$.

Como se puede observar en las fórmulas del balance se tienen más incógnitas que ecuaciones en el sistema, y por lo tanto para desarrollar el sistema de ecuaciones será necesario utilizar un sistema de aproximaciones sucesivas.

La secuencia de cálculos propuesta para el desarrollo de este sistema sería:

- 1) Suponer una $V(I)$

Como primera aproximación supondríamos A5. En el programa aparece una nueva variable $V2(I)$ que luego se compararía contra una $V(I)$ calculada y cuando fueran iguales se habría llegado al resultado final.

- 2) Calcular calor de vaporización

Para el cálculo de esta Q_v se supone que el calor cedido por el flujo de agua de alimentación se utiliza para evaporar $V(I)$ kg/hr de agua y por ende la temperatura disminuye de $T_0(I)$ a $T(I)$ según se visualiza en la fórmula 23.

Algoritmo 23

Cálculo del calor de vaporización

$$QT(I) = (F1(I) * T_0(I)) + ((F1(I) - V2(I)) * (T_0(I) - T(I)))$$

En este caso $V2(I)$ debe ser la supuesta en el punto 1. Las instrucciones del programa separan el algoritmo anterior en:

$$L2(I) = F1(I) - V2(I) \text{ (flujo de agua fase líquida).}$$

$$Q4(I) = L2(I) * (T_0(I) - T(I)) \text{ (calor cedido por la corriente líquida).}$$

$$Q2(I) = F1(I) * T_0(I)$$

- 3) $V(I)$ calculada

Primero se calcula la entalpía de la fase vapor que equivale a la entalpía de la fase líquida más el ΔH_v (calculada en subrutinas del programa) y después se calcula $V(I)$ por medio del algoritmo 24

Algoritmo 24

$V(I)$ calculada

$$V(I) = (QT(I) - (F1(I) * T(I))) / (HT - T(I))$$

en donde HT es la entalpía de la fase vapor.

4) Comprobación y ajuste

Se compara $V(I)$ contra $V2(I)$, y si no son iguales se utiliza el método de aproximaciones sucesivas.

Para este método se usa el algoritmo 25

Algoritmo 25
aproximaciones sucesivas de $V2(I)$
 $V2(I) = (V(I) + C9)/2$

en donde $C9 = V2(I-1)$ según lo indica el método de acercamiento indicado a continuación:

5) Método de acercamiento

Como método de acercamiento se utiliza el método de aproximaciones sucesivas modificado.

El método simple de aproximaciones sucesivas utiliza el resultado de una función como variable independiente para el cálculo del siguiente resultado de la función, o sea:

$$X_m = f(X_{m-1})$$

para este caso:

$$I) \quad \begin{aligned} V(I) &= f(V(I-1)) \text{ o} \\ V(I) &= f(V2(I)) \end{aligned}$$

Si el método usado fuera el de aproximaciones sucesivas simple el valor de $V2(I)$ se substituiría como $V(I)$ en el algoritmo 23 para calcular una nueva $H2(I)$ y $T2(I)$.

Por otro lado, el método de aproximaciones sucesivas modificado se realiza bajo el siguiente procedimiento.

$$X_{m+1} = X_m + \alpha(f(X_m) - X_m)$$

en donde $\alpha = 1/(1 - f'(L)) - 22$

$$y \quad f'(L) = \frac{f(X_m) - X_m}{X_m - X_{m-1}} - 21$$

Para la primera iteración $V(I-1)$ no se conoce, por lo tanto debe tomarse primero el método de aproximaciones sucesivas simple y luego empezar con el modificado. El simple sería para poder tener el dato de $V(I-1)$.

6) Por último después de encontrada la $V(I)$ real por etapa se acumulan dichos $V(I)$ en la variable $V3$ que al final de los balances por etapas debe corresponder a la variable "A" (flujo de agua producto).

- 7) A partir de este punto se desarrollan los balances por tipo de información opcional disponible alimentada.

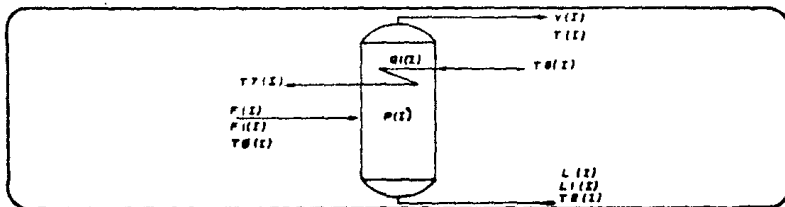
Como se puede observar en los diagramas de flujo, existe participación en este punto por parte del operador al seleccionar si cambia el agua desalinizada producto o prefiere modificar las condiciones cuando el resultado no es igual al agua desalinizada que se alimentó inicialmente.

Como última parte de este módulo se desarrolla el balance en serpentines de la misma forma que se hizo en los balances en evaporadores pero esta vez con los datos reales.

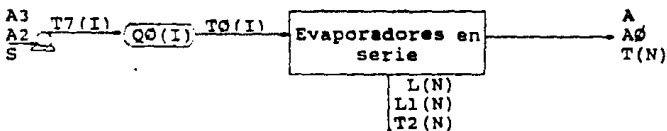
Secuencia E. de algoritmos
Balances finales de materia y energía

Una vez que se llegó a los resultados finales de A por módulo, se puede proceder a hacer los balances finales de materia y energía totales y por etapa.

Los resultados por etapa que deben obtenerse son:



Mientras que los resultados del balance total son:



Los datos ya calculados por el programa por etapa son: $V(I)$, $T2(I)$. $F(I)$ resulta de igualar $F(I) = L(I-1)$, para el cálculo de $L(I)$, se utiliza el algoritmo 26.

Algoritmo 26

$$L(I) = F(I) - V(I)$$

$$L1(I) = L(I) - S$$

para calcular el flujo de agua de alimentación por etapa sin sal utilizamos

Algoritmo 27 $\Rightarrow F1(I) = F(I) - S$

T(I) pueda ser calculada por medio de la subrutina 3 (algoritmo 14), y T8(I) resulta de igualar con la temperatura del líquido de la etapa anterior, o sea T3(I) = T2(I-1).

En lo que se refiere a los datos del serpentín, al hacer los balances de materia y energía en los evaporadores por etapa, los datos cambiaron debido a los cambios de los V(I) reales, por lo tanto, T7(I), T8(I) y Q1(I) deben ser recalculados.

El balance en este serpentín sería:

$$\frac{M_v \Delta H_v}{Q_1(I)} = M_L C_p \Delta T$$

en donde

$$\begin{aligned} M_v &= V(I) \\ \Delta H_v &= \text{calculada por la subrutina 2} \rightarrow H_8 \\ M_L &= A_3 \\ C_p &= 1 \\ \Delta T &= T_7(I) - T_8(I) \end{aligned}$$

como se sabe T8(N) = temperatura ambiental o sea T1(I) o V1(I) para el caso de °K.

De esta manera el algoritmo 28 quedaría

Algoritmo 28

$$Q_1(I) = V(I) * H_5(I)$$

Es necesario aclarar que para este algoritmo fue necesario dar antes la instrucción H5(I) = H8 al terminar la subrutina 2.

Ya calculado el calor de condensación del vapor V(I) representado por Q1(I) se puede pasar a calcular la temperatura de salida del serpentín.

$$V(I) * H_5(I) = A_3 * (T_7(I) - T_8(I))$$

$$T_7(I) - T_8(I) = \frac{V(I) * H_5(I)}{A_3}$$

Algoritmo 29

$$T_7(I) = T_8(I) + \{(V(J) * H_5(J))/A_3\}$$

y para el cálculo de T8(I)

Algoritmo 30 => T8(I) = T7(I + 1)

Los resultados del balance general ya fueron calculados por completo por el programa.

Finalmente para el balance de energía se compararía la temperatura de salida de la salmuera de la etapa N "T2(N)" contra la temperatura "T7(1)" o sea la última temperatura del serpentín con el motivo de ver si es posible recircular la salmuera con fines de calentamiento. Este dato se utilizará

más adelante en la sección del dimensionamiento del intercambiador de calor.

V.2 Desarrollo de Algoritmos Dimensionamientos

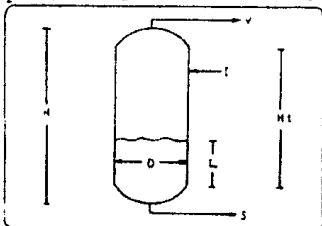
Secuencia "A" de algoritmos Dimensionamiento recipientes de evaporación

Esta parte del programa brindará algunas dimensiones genéricas para el caso de que el sistema de evaporización instantánea se lleve a cabo en recipientes independientes.

Los resultados que se podrán obtener cuando se utilice este módulo son:

- 1) Velocidad del vapor por etapa.
- 2) Densidad de la fase vapor por etapa.
- 3) Flujo volumétrico por etapa.
- 4) Diámetro de los separadores.
- 5) Altura total de los separadores.
- 6) Altura del líquido dentro de los recipientes.
- 7) Área seccional de los recipientes.
- 8) Espesores de paredes de cilindros y tapas.

Los recipientes dimensionales serán del siguiente tipo.



- H = Altura total del recipiente
H1 = Altura del recipiente sin tapas
D = Diámetro total del recipiente
S = Salida del líquido
V = Salida del vapor
L = Altura del líquido dentro del recipiente
I = Entraña del líquido de alimentación

Las tapas del recipiente son del tipo 2 ó 1 elipsoidal.

1) Cálculo de la velocidad del vapor

La velocidad terminal de caída de una partícula de líquido en un medio en donde existen partículas de vapor, está representada por la siguiente fórmula:

$$a) \quad u_t = \left[\frac{4g D_p (\rho_l - \rho_v)}{3 \rho_v C_d} \right]^{1/2}$$

en donde:

D_p = Diámetro de la partícula
 μ_t = Velocidad terminal de la partícula
 ρ_l = Densidad del líquido
 ρ_v = Densidad del vapor
 C_d = Coeficiente de fricción

Esto únicamente se refiere a las regiones que no caigan dentro de la Ley de Stokes ($Re < 1.0$ y diámetros de partículas de $3 - 100 \mu m$).

Para la medición de la velocidad de partículas a través de un vapor, los autores Souders & Brown propusieron una ecuación la cual transborda por efectos de la ecuación (a) quedaría:

$$b) \quad U_T = K' \left[(\rho_l - \rho_v) / \rho_v \right]^{1/2}$$

La cual nos da el valor de la velocidad terminal de nuestra partícula, para esta ecuación tenemos que:

K' = constante basada en la tensión superficial cuyo dato más satisfactorio para casi todos los casos es 0.227.

Para los fines de nuestro programa, el valor ρ_v debe ser calculado por la ecuación.

$$c) \quad \rho_v = \frac{P}{RT} = g \text{ mol/l}$$

Esta fórmula fue deducida de la ley de los gases

P = Presión en atm
 R = 0.082 atm = l/gmol °K
 T = °K

para transformar la fórmula (c) a g/cm^3 tendríamos que:

$$\rho_v = \frac{g \text{ mol}}{l} \cdot \frac{18 g}{g \text{ mol}} \cdot \frac{1 l}{1 dm^3} \cdot \frac{1 dm^3}{10^3 cm^3} = g/cm^3$$
$$\rho_v = \frac{P \text{ (atm)}}{T \text{ (°K)}} \cdot \frac{18}{10^3 \cdot 0.082}$$

$$d) \quad \rho_v = \frac{P}{T} \cdot 0.2195$$

Sin embargo, la constante K' está diseñada para unidades inglesas y por lo tanto es necesario trabajar inicialmente en las mismas.

Por lo tanto el algoritmo 31 transforma la densidad del vapor a lb/ft³

$$\frac{g}{cm^3} \cdot \frac{2.54^3 cm^3}{in^3} \cdot \frac{12^3 in^3}{ft^3} \cdot \frac{lb}{453.6g} = 62.4269$$

Algoritmo 31
Cálculo de la densidad en lb/ft³

$$B9 = D4(I) * 62.43$$
$$D4(I) = P(I) * 0.2195/T(I)$$

Con estas unidades ya se puede trabajar con el algoritmo 32 en la fórmula de la velocidad terminal.

Algoritmo 32
Cálculo de la velocidad terminal

$$B4 = 0.227 * (((62.43 - B9)/B9) ^ 0.5 \text{ ft/seg})$$
$$V4(I) = B4 * 1097.293 \text{ m/hr}$$

2) Cálculo del diámetro vertical del separador

La velocidad del vapor es una función directa del diámetro del recipiente, y por lo tanto nos puede ser de utilidad para el cálculo de este último.

Para este cálculo se recomienda la siguiente secuencia
2.1. cálculo del área seccional del separador:

$$S4(I) = \text{Area seccional del recipiente.}$$
$$S4(I) = \text{Flujo volumétrico/velocidad etapa}$$

Para estos fines es necesario transformar la velocidad V4(I) a m/hr y el flujo por etapa V(I) a m³/hr.

$$W5(I) = V(I) \frac{kg}{hr} / 1000 \frac{kg}{m^3} = V(I)/1000$$

Algoritmo 33
Cálculo del área seccional

$$S5(I) = W5(I)/(V4(I))$$

Sin embargo, con el motivo de permitir el escape perfecto de los vapores que entran al separador los expertos en la materia señalan que una velocidad adecuada para estos casos es el 15% de la anterior y por lo tanto el área seccional real sería:

Algoritmo 34
Cálculo del área seccional real
 $S4(I) = S5(I) * 1.15$

2.2 Cálculo del diámetro del separador

$$D = (4 \times \text{área} / \pi)^{1/2}$$

y para el programa

Algoritmo 35
Cálculo del diámetro del recipiente
 $D(I) = (1.2732 * S4(I)) ** 0.5$

Existen algunos aparatos que nos ayudan a eliminar el arrastre de agua del vapor llamados eliminadores de niebla, con la ayuda de estos aparatos el diámetro disminuiría ya que el área seccional que se podría tomar sería S5(I)

Algoritmo 36
Diámetro del recipiente utilizando eliminadores de arrastre
 $D(I) = (1.2732 * S5(I)) ** 0.5$

3) Cálculo de la altura del líquido dentro del recipiente

La altura del líquido dentro del recipiente dependerá principalmente del tiempo de residencia que a su vez depende de las condiciones del proceso. En este caso se tendrá la posibilidad de escoger dicho tiempo, o el programa asumirá un tiempo de 5 minutos que es el adecuado en muchos de los casos de dimensionamiento de recipientes.

La fórmula para este tipo de cálculo es:

$$L = \text{Flujo del líquido} * \text{tiempo de residencia} / \text{área seccional}$$

en el programa

LØ = Altura del líquido en el recipiente

Cl = Tiempo de residencia

Algoritmo 37
Cálculo de la altura del líquido
 $LØ(I) = (Cl * 60 * W5(I)) / S4(I) *$

*S5(I) con
Eliminadores de niebla

4) Calculo de la altura total del recipiente

La altura total del recipiente es una funcion del "L/D". Algunos autores han propuesto que para recipientes de evaporación instantánea, el "L/D" debe oscilar entre 3 y 5 en nuestro caso el usuario propondra el "L/D" o en su defecto se utilizara un "L/D" de 4.

La distancia de la entrada del liquido a la parte alta del cilindro dependerá de la existencia de eliminadores de niebla, existiendo estándares determinados para su calculo. En caso de que el usuario no cuente con esta información el programa utilizará el algoritmo 38 para determinarlo.

Algoritmo 38

Distancia de la entrada del líquido al final del cilindro.

a) Con eliminadores de niebla b) sin eliminadores de niebla

(1) si $d(i) < 1m$ entonces

$d1 = 1m$

(2) si $d(i) > 1m$ entonces

$d1 = d(i)$

(3) $d3$ mínimo de 0.3 m

(1) si $d(i) < 1m$ entonces:

$d1 = 1.5m$

(2) si $d(i) > 1m$ entonces

$d1 = d(i) * 1.1 + 0.3$

$d3 = 0$ mts

Opción a: $d1$ = distancia de la entrada del liquido al eliminador de niebla

$d3$ = distancia del eliminador de niebla al final del cilindro.

Opción b: $d1$ = distancia de la entrada del liquido al final del cilindro.

El 1.1 utilizado en este caso es para permitir el adecuado escape del vapor del recipiente.

Por ultimo, el algoritmo 39 nos muestra en base al L/D recomendado (D5), la altura total del cilindro sin tapas.

Algoritmo 39

Altura total de cilindro sin tapas

$D6(I) = D5 * D(I)$

El usuario debe considerar en el diseño la existencia de los serpentines en el calculo de la altura

5) Cálculo de espesores de paredes o presión de diseño.

Esta parte del programa se divide en dos partes:

5.1 Cálculo del espesor de las paredes

5.2 Cálculo de la presión de diseño

En cualquiera de los dos casos se requiere tener la información del otro punto.

El tipo de recipiente a usarse sería el de cuerpo cilíndrico con tapas elipsoidales. Las fórmulas usadas para este tipo de tanques son:

	Espesor de las paredes	Presión de diseño
Tapas	$t = P \cdot D / (2SE - 0.2 P)$	$P = 2SEt / (D + 0.2t)$
Cuerpo	$t = P \cdot R / (SE - 0.6 P)$	$P = SEt / (R + 0.6t)$

En donde:

Para el programa

t = Espesor en pulgadas	E(I), E4(I)
P = Presión de diseño en Psi	P1(I), P2(I)
D = Diámetro interno en pulgadas	D(I)
E = Eficiencia de las juntas	E3(I)
S = Tensión máxima del material en Psi	S0 (I)

Los vapores de "S" dependen del tipo de material que se usa, para las temperaturas que maneja un sistema de desalinización los siguientes valores son aceptables según el Código UCS-23.

Número de la especificación	Grado	S
SA-283	C	12.6
SA-285	C	13.7
SA-515	55	13.7
SA-515	60	15.0
SA-515	65	16.2
SA-515	70	17.5
SA-516	55	13.7
SA-516	60	15.0
SA-516	65	16.2
SA-516	70	17.5

En el caso de la eficiencia de las juntas varía entre 0.90 y 1.0 según sea el tipo.

Como se puede observar, los valores usados en estas fórmulas no coinciden en sus unidades con las que se manejan en el programa y por lo tanto, deben transformarse de la siguiente forma:

5.1 Cálculo de los espesores de las paredes

5.1.A Tapas

$$t = P.D / (2 SE - 0.2 P)$$

$$P1(I) = P2(I) \text{ ATM } \frac{14.696 \text{ Psi}}{1 \text{ ATM}}$$

Algoritmo 40
Presión de diseño en Psi
 $P1(I) = 14.696 * P2(I)$

Es necesario aclarar que esta presión de diseño no es igual al resultado obtenido por etapa de presión, el programa estará adaptado ya sea para calcular dicha presión o solicitarla al usuario.

Algoritmo 41
Diámetro en pulgadas
 $D7(I) = D(I) * 39.37$

En base a estos datos, el algoritmo 42 quedaría integrado de la siguiente manera:

Algoritmo 42
Espesor de las tapas en pulgadas y metros
 $E4(I) = P1(I) * D1(I) / ((2 * S0 * E3) - (0.2 * P1(I)))$
 $E(I) = E4(I) / 39.37$

El dato de tensión máxima del recipiente tendrá en el programa un menú para poder el usuario escoger el dato requerido. La eficiencia de las juntas podrá ser alimentada por el operador del programa o supuesta por el mismo programa.

5.1.B Cuerpo

Para el caso del cuerpo, es necesario usar en vez del diámetro, el radio del cilindro, por lo tanto es necesario primero calcularlo.

Algoritmo 43
Cálculo del radio del cuerpo del cilindro

$$R(I) = D(I)/2 \quad \rightarrow \quad \text{en metros}$$
$$R9(I) = R(I) * 39.37 \quad \rightarrow \quad \text{en pulgadas}$$

Con esta información, el espesor de las paredes del cilindro quedaría:

Algoritmo 44
Espesor del cuerpo del cilindro

$$E5(I) = P1(I) * R9(I) / ((S0 * 0.95) - (0.6 * P1(I)))$$

Los datos que requieren ser alimentados en esta fórmula son:

P1(I) -> presión de diseño
S -> tensión máxima del material en Psi

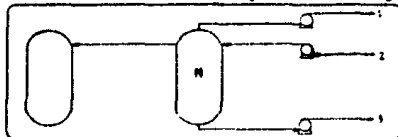
En este caso E5(I) está dado en pulgadas, el algoritmo 45 sirva para transformar estas unidades a centímetros.

Algoritmo 45
Espesor de las paredes del cilindro en cm.

$$E6(I) = E5(I) * 2.54$$

Secuencia "B" de algoritmos
Bombas

Para el sistema de desalinización propuesto se requerirán las bombas que se muestran en el siguiente diagrama:



en donde:

- (1) = Bomba de extracción de agua producto
- (2) = Bomba de alimentación a serpentines
- (3) = Bomba de extracción de salmuera
- (N) = Evaporador N

Para el cálculo de la potencia de la bomba se tienen las siguientes ecuaciones:

$$1) \quad W_s = - W_p \gamma$$

en donde:

- W_s = Energía mecánica proporcionada al fluido por la bomba
- W_p = Energía proporcionada al eje que mueve las aspas de la bomba
- γ = Eficiencia de la bomba

la fórmula para transformar esta energía es potencia sería:

$$2) \quad Pot = w_s \cdot \text{flujo másico} \left(\frac{\text{unidades de masa}}{\text{tiempo}} \right)$$

Como se puede notar, el programa ya tiene calculados todos los flujos másicos y, por ende, únicamente debe calcularse W_p mediante la ecuación de balance de momentum

$$3) \quad \frac{1}{2}(V_2^2 - V_1^2) + g(Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F_f - W_s$$

en donde

- V_2 = Velocidad de descarga
- V_1 = Velocidad de alimentación
- g = Aceleración de la gravedad
- Z_2 = Altura entre la bomba y la descarga
- Z_1 = Altura entre la bomba y la alimentación
- ρ = Densidad del fluido
- $\sum F_f$ = Pérdidas por fricción en la tubería

A) Cálculo de las velocidades en las tuberías

Hasta este punto en el programa los datos que se tienen calculados para ser utilizados en el cálculo de las velocidades, son los flujos en kg/hr de todas las corrientes. Para poder transformar estos flujos a velocidades lineales se necesita conocer:

- Densidad del fluido, y
- Diámetro interno de la tubería por la que fluyen

A.1 Densidad de los fluidos

Las temperaturas a las que se encuentra el agua de las diferentes corrientes de entrada y salida de las bombas varían entre los 15 y 50 °C, a

estas temperaturas, la densidad del agua es muy parecida a uno y para los fines de este programa pueden ser consideradas así.

A.2 Diámetros internos de las tuberías

Para encontrar el diámetro más recomendado para transportar agua por cada una de las tuberías, se toma como base que la velocidad dentro de la misma debe valuar entre 5 y 10 ft/seg.

Para todos los cálculos en este punto se tomarán tuberías cédula 40 de los diámetros comprendidos entre 1/8 de pulgada y 14 pulgadas.

El método utilizado en este programa está dado por la fórmula 4.

4)
$$\text{Velocidad} = \text{Flujo volumétrico} / \text{área de la tubería}$$

Para lo cual primero se calcula el flujo volumétrico dividiendo el flujo másico en kg/hr entre la densidad y transformándola a ft³/seg (con el motivo de poder comparar posteriormente este número contra el rango de 5 a 10 ft/seg)

5)
$$\text{Flujo volumétrico} = (\text{flujo másico} / \rho) * \text{factor}$$

Este factor sería para transformar m³/hr a Ft³/seg y equivaldría a:

6)
$$\text{Factor} = \frac{\text{m}^3/\text{hr}}{\text{ft}^3/1.3 \text{ m}^3} * (1 \text{ Hr}/3600 \text{ seg}) * (3.2808^3)$$

$$\text{ft}^3/\text{seg} = 0.0098 * \text{flujo m}^3/\text{hr}$$

Dentro del programa todas estas operaciones se llevarán a cabo por medio de subrutinas. Las variables mencionadas a continuación se refieren a las variables en las subrutinas.

Algoritmo 46
Cálculo del flujo volumétrico del agua

$$F2 = (FM/1000) * 0.00981$$

en esta fórmula:

$$F2 = \text{Flujo de agua en Ft}^3/\text{seg}$$
$$FM = \text{flujo de agua en kg/hr}$$

El siguiente paso es encontrar el área por la que fluirá dicho fluido, para lo cual el programa tiene cargadas las áreas y diámetros de las tuberías más

comunes. El programa iterará dividiendo F2 entre los diferentes áreas hasta encontrar una velocidad en el rango adecuado.

Algoritmo 47
Cálculo de la velocidad del fluido

$$VF = F2/R(k2)$$

VF = Velocidad del fluido en Ft/seg
R(k2) = Area seccional de la tubería en Ft²

VF representaría la velocidad de alimentación a la bomba, para calcular la velocidad de descarga se tomaría la correspondiente a la reportada para el diámetro inmediato inferior al calculado.

B) Cálculo de las alturas

La diferencia de alturas (Z2 - Z1) es parte de la información que debe alimentar el usuario, para cada una de las bombas, así:

Bomba #	Significado de Z2 - Z1
1	Diferencia de alturas entre tanque de almacenamiento y recipiente receptor de agua desalinizada.
2	Diferencia de alturas entre el nivel del mar y primer evaporador.
3	Diferencia de alturas entre el primer evaporador y final de la tubería de desecho de salmuera.

Para el programa, la variable de diferencia de alturas es "ZZ" y debe darse en pies.

C) Cálculo de las presiones

En todos los casos las presiones ya fueron calculadas para este programa, solo debe diseñarse un algoritmo para transformarlas a unidades inglesas.

$$1\text{ATM} = 1.01325 \times 10^5 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} = 101.325 \frac{\text{KN}}{\text{m}^2}$$

KN = kilonewtons

Para tener la energía que se necesita para que la bomba tenga las diferencias de presiones, es necesario dividir dicha diferencia entre la densidad del fluido.

7) $P_5 = \frac{\text{dif presiones}}{\text{<}}$

analizando las dimensiones se tiene:

$$P_5 = \frac{N/m^2}{Kg/m^3} = \text{joules/kg}$$

para el caso del agua bajo la consideración de que la densidad es de 1000 kg/m^3 , P_5 se transformaría a

8) $P_5 = P_6 * 101.325 = \text{joules/Kg}$

en donde:

$P_5 = \text{Energía requerida para vencer la Dif. de presiones}$ $\left(\frac{\text{joules}}{\text{Kg}}\right)$

$P_6 = \text{Diferencia de presiones en atmósferas}$

El algoritmo 48 nos transforma esta energía mecánica requerida en unidades inglesas

Algoritmo 48
Energía mecánica requerida para vencer diferencia de presiones
 $P_5 = P_6 * 33.9$

D) Pérdidas por fricción (SF)

Para el cálculo de las pérdidas por fricción ($\pm F$), la fórmula utilizada es:

$$\pm F = f \frac{L V^2}{D \ 2gc}$$

en donde:

f = Factor de fricción
L = Longitud total de la tubería
D = Diámetro interno de la tubería
V = Velocidad en ft/seg
g = 32.174

De todos los anteriores variables la única que hasta este punto del programa no ha sido calculada es "f", la cual es una función del Reynolds, el cual por lo tanto debe ser calculado antes. A continuación se presenta una secuencia de cálculos para las pérdidas por fricción.

1. Cálculo de la Viscosidad

Para el cálculo de la viscosidad se utiliza una fórmula empírica en función de la temp. del fluido dentro del tubo correspondiente.

$$\log_{10} \mu = -10.73 + (1828/T) + (0.0197 * T) - (0.0000147 * T^2)$$

$\mu = \text{cp}$
 $T = \text{°C}$

Como el sistema utiliza unidades inglesas para el cálculo de bombas, se debe transformar a las mismas.

$$1 \text{ cp} = 6.7197 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft}\cdot\text{s}$$

2. Cálculo del Reynolds

Considerando la densidad del agua = 62.43 lbm/ft³, el Reynolds se calcula por la siguiente fórmula:

$$Re = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

en donde:

D= Diámetro interno en pies

V= Velocidad en ft/seg.

ρ = 62.43 lbm/ft³

μ = Viscosidad en lbm/ft seg.

3. Cálculo del factor de fricción f.

Esta variable será alimentada por el usuario o en su defecto calculada por una fórmula empírica:

$$f = ((0.0056) + (0.5 * (Re ^ (-0.32)))) * 0.25$$

4. Cálculo del SF

E) Cálculo de la potencia

El balance de energía mecánica que se realizó en la fórmula es para unidades del sistema internacional. Para cambiarlo a unidades inglesas, se propone el siguiente análisis:

- Todas las unidades deben estar en ft lbf/lbm. Hasta momento, de todo el análisis la diferencia de presiones, la sumatoria de fuerzas y las alturas ya se encuentran en dichas y unidades, únicamente el término de velocidades requiere la transformación.
- Para transformarlo se utiliza el factor de conversión gravitacional que es igual a $32.1740 \text{ lbmft/lbf seg}^2$

$$VD = V5/gc = \text{ft lbf/lbm}$$

en donde:

VD = Energía requerida para vencer la diferencia de velocidades

V5 = Diferencia cuadrática de velocidades

$$gc = 32.1740 \frac{\text{lbm ft}}{\text{lbf seg}^2}$$

Algoritmo 4º
Diferencia de Velocidades

$$VD = V5/32.1740$$

Con todos los terminos de la fórmula 3 ya calculados pasamos a calcular WS.

Algoritmo 5º
Cálculo de WS

$$- WS = VD + ZZ + P5 + SF$$

Para el cálculo de WP, el operador deberá proporcionar la información sobre la eficiencia de la bomba (G)

$$WP = WS/G = \frac{\text{ft lbf}}{\text{lbm}}$$

Con el flujo másico podremos calcular la potencia requerida para posteriormente transformarla a caballos de fuerza.

Antes del cálculo de la potencia se debe transformar el flujo másico de Kg hr a lb/seg

$$M = M5 \left(\frac{\text{Kg/Hr} \cdot 1 \text{ Hr}/3600 \text{ Seg} \cdot 2.2046 \text{ lb/l Kg}}{\text{Seg}} \right) = 0.006112 \frac{\text{lb}}{\text{Seg}}$$

Algoritmo 51
Flujo másico en unidades inglesas
 $M = M5 * 0.00612$

Por último el cálculo de la potencia se realiza así:

$$HP = WP \left(\frac{\text{ft lbf/lbm}}{\text{ft lb/seg}} \right) \cdot M \left(\frac{\text{lbm/Seg}}{\text{ft lb/seg}} \right)$$

Algoritmo 52
Potencia de la bomba
 $HS = WP * M/550$

F)

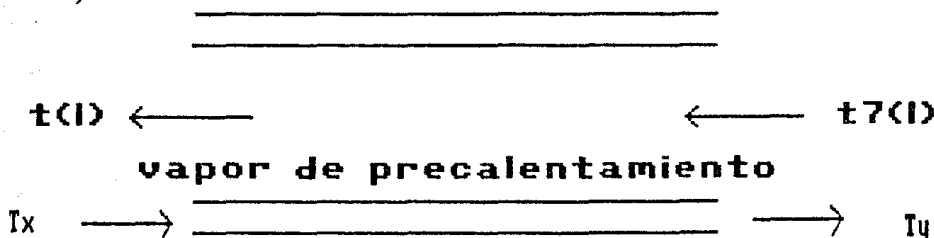
Secuencia de cálculos

- F.1 Cálculo de las velocidades antes y después de la bomba
 - Selección del diámetro óptimo de la tubería
 - Cálculo del flujo volumétrico del agua
 - Cálculo de la velocidad dentro de tubería
 - Diferencia cuadrática de velocidades
 - Conversión a unidades inglesas de energía
- F.2 Alimentación diferencia de alturas
- F.3 Cálculo de energía por la diferencia de presiones
 - Transformación de unidades
 - Energía mecánica requerida para vencer diferencia de presiones
- F.4 Pérdidas por fricción

Secuencia "C" de Algoritmos
Intercambiador

Este sistema requerirá de un intercambiador de calor para precalentar el agua proveniente de los serpentines de condensación y que se alimentará al primer evaporador instantáneo.

El diagrama del sistema propuesto es:



en donde:

T(I)= Temperatura Agua de alimentación a salida del intercambiador
T7(I)= Temperatura del agua a la entrada del intercambiador
Tx, Ty= temperaturas del vapor de precalentamiento

Este módulo únicamente brindará algunos de los elementos indispensables para el dimensionamiento del intercambiador, básicamente: El área de transferencia de calor y el calor de intercambio.

La fórmula para el cálculo de dicha superficie es:

$$1) \quad A = Q / (UD \Delta TML)$$

A) Cálculo de Q.

El calor transferido "Q" estará dado por la fórmula:

$$2) \quad Q = mCp \Delta T$$

En donde "m" representa el agua de alimentación (A3), Cp se refiere a la capacidad calorífica del agua que para los fines

del programa se considera igual a la unidad, y por último, la diferencial de la temperatura esta representada por $T(1)-T7(1)$.

Algoritmo 53
Cálculo del calor en el intercambiador

$$Q = A3 * (T(1) - T7(1))$$

B) Cálculo de la ΔTML

La ΔTML que significa "diferencial media logarítmica de temperaturas", es calculada mediante la fórmula:

$$3) \Delta TML = ((Tx - T(1)) - (Ty - T7(1))) / (\ln(Tx - T(1)) / (Ty - T7(1)))$$

Debido a que el medio de calentamiento será vapor de agua, T_x y T_y serán iguales, por lo que la diferencial media logarítmica de temperaturas es idéntica a la diferencial normal de temperaturas.

C) Cálculo de UD

El UD es el coeficiente de diseño de transferencia de calor y su cálculo se hace por medio de la fórmula 4.

$$4) 1/UD = (1/UC) + Rd = (1/hic) + (1/ho) + Rd$$

UC= Coeficiente limpio de transferencia de calor

Rd= Factor combinado de obstrucción

hic= Coeficiente de transferencia de calor del fluido inferior referido al tubo exterior

ho= Coeficiente de transferencia del fluido exterior

La fórmula para encontrar el valor de hi en flujo turbulento es:

$$5) (hiD/k) = 0.027 * \left(\frac{DG}{\mu}\right)^{0.8} \left(\frac{Cp \mu}{K}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

en donde:

D= Diámetro interno de la tubería

k= Conductividad térmica

G = Masa velocidad (lb/h ft²)

μ = Viscosidad del agua

Cp = Capacidad calorífica

μ_w = Viscosidad del agua en la pared del tubo

Con la fórmula 6 mostrada a continuación podemos referir el coeficiente del fluido del tubo interior al tubo exterior:

$$6) h_{io} = h_o \cdot DI / DE$$

en donde DI es el diámetro interno de la tubería y DE es el externo.

La fórmula varía para el caso de manejar coeficientes del lado de la coraza. Estos coeficientes serán significativamente mayores al del fluido que corre en los tubos, debido en parte a la mayor turbulencia que el líquido en lado de la coraza desarrolla, principalmente cuando cuenta con deflectores que la induzcan.

Es necesario aclarar que antes de calcular dichos coeficientes debe de computarse el diámetro equivalente por el cual fluiría el líquido o gas de calentamiento. La fórmula 7 nos describe dicho cálculo.

$$7) De = 4 \cdot \text{área libre} / \text{perímetro húmedo}$$

$$De = 4 \cdot \left(\frac{pt^2}{\pi do} - \pi do^2 / 4 \right)$$

En donde:

pt= Espaciado de los tubos
do= Diámetro exterior del tubo

Con este dato, el coeficiente generalmente puede ser extraído de gráficas especiales para fluidos que corren del lado de la coraza, los cuales dependen también del número de Reynolds y sirven para identificar el coeficiente j_h del cual posteriormente se deduce el h_o

$$8) j_h = (h_o \cdot De / k) (cp \cdot k)^{1/2} (\mu / \mu_w)^{-0.14}$$

Tanto en la fórmula 8 como en el Reynolds que se usa para ingresar en dichas gráficas es necesario utilizar el diámetro equivalente del lado de la coraza y también contar con el tipo de arreglo de la misma.

Sin embargo, si se desea hacer un cálculo manual, para Reynolds entre 2000 y un millón, los datos pueden representarse con bastante exactitud según la fórmula 9.

$$9) (h_o \cdot De / k) = 0.36 \cdot (DeG / \mu) \cdot (cp \cdot k) \cdot (\mu / \mu_w)$$

En donde De es el diámetro equivalente y G es la masa velocidad del lado de la coraza, para el cálculo de la cual debe utilizarse el área transversal de flujo del lado de la coraza "as", el cual se calcula con la fórmula 10.

$$10) as = DI * C' * B / (pt * 144)$$

en donde:

B=Espaciado de los deflectores
pt=Espaciado de los tubos
C'=Claro de los tubos
DI=Diámetro interno de la coraza

Para el cálculo del intercambiador requerido en esta simulación, el fluido de calentamiento será vapor de agua. Los coeficientes de transferencia asociados para este tipo de aparatos son significativamente mayores que para el caso de los líquidos, y es costumbre asociar un valor conservador convencional para el coeficiente de película, puesto que ésta nunca es película controlante. Algunos autores recomiendan utilizar:

$$h_0 = 1500 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ F}$$

para los casos de condensación de vapor, también pudiendo utilizar para los tubos interiores.

- C.1) Conductividad térmica (K)
Este dato debe ser alimentado por el usuario, el programa brindará algunos ejemplos de conductividades para algunos materiales.
- C.2) Viscosidad en la pared (μ_w)
Considerada igual a μ y por lo tanto $\mu/\mu_w = 1.0$
- C.3) Masa velocidad (G)
La masa velocidad puede ser calculada con la fórmula 8 que para fines del programa debe ser transformada a unidades inglesas con el algoritmo 54.

$$11) G = w/A$$

w = flujo másico en kg/hr o lb/hr
A = área de flujo en ft^2

para el programa, el cálculo sería:

Algoritmo 54 Cálculo de masa velocidad fluido interior $G1 = A3 * 2.2/R(K2)$
--

- C.4) Viscosidad
Para el cálculo de la viscosidad a diferentes temperaturas se utiliza la siguiente fórmula.

Algoritmo 55
Cálculo de la viscosidad

$$\log \mu = \frac{-10.73 + 1828/Tp}{1.147 \times 10^{-5} Tp^2} + (0.0197 \times Tp)$$

$$VI = 10^{\wedge} \log \mu$$

Tp = Temperatura promedio

y, para transformarla a unidades inglesas

Algoritmo 56
Viscosidad en unidades inglesas (Mv)(lbm/hr ft²)

$$\mu = VI * 2.4191$$

para el caso de calentar con vapor se utiliza ho como 1500 Btu/hfi² °F por lo tanto, el único dato que se proporciona es la cantidad de vapor requerida (WV) calculado con Q y utilizando las subrutinas de entalpías de saturación.

- C.5) Factores de obstrucción (Rd)
Se utiliza 0.001 por ser agua de mar (fuente:Kern)

Secuencia de Cálculos. Dimensionamiento Intercambiadores

1) Cálculo del calor necesario del sistema

En este punto además de calcular la cantidad de calor requerido, el programa indicará si realmente se requiere el intercambiador. La fórmula utilizada es:

$$Q = A3 * (T\theta(1) - T7(1))$$

en donde T7(1) es la temperatura de salida del último serpentín condensador, y Tθ(1) la temperatura de alimentación al evaporador 1.

2) Cálculo del vapor de calentamiento requerido

Se calcula por medio de la entalpía de saturación a la presión de saturación de la etapa 1. El programa considera un 10% de exceso de vapor para asegurar el calentamiento aún cuando existan pérdidas en la tubería.

$$WV = 1.1 * Q/H8$$

H8 = entalpía de saturación a presión de la etapa 1. (Kcal/Kg)

3) Definición de diámetros y espesores

La rutina de cálculo de diámetros de diámetros está especificada en el dimensionamiento de bombas, los espesores seleccionados son los correspondientes al diámetro especificado en la rutina de bombas para tuberías de cédula 40.

4) Alimentación de datos de conductividad térmica

Esta variable será alimentado por el usuario, al cual se le muestra un menú de conductividades térmicas en (Btu/Hr ft² °F/ft) según el tipo de material usado en las tuberías.

5) Cálculo de la masa velocidad

En la fórmula se transforma el flujo másico de Kg/Hr a lb/Hr obteniéndose el valor de la masa velocidad en lb/Hr ft² según la siguiente fórmula:

$$G1 = 2.2 * A3/RZ(C5)$$

en donde RZ(C5) es el área transversal de la tubería de alimentación especificada también en la rutina de definición de diámetros.

6) Cálculo de la viscosidad

El cálculo de la viscosidad utiliza la misma fórmula empírica calculada en el módulo de bombas.

7) Cálculo del Reynolds

La fórmula utilizada por el programa es:

$$Re = G1 * DD(C6)/MU$$

DD(C6) = Diámetro interno de la tubería

8) Cálculo de Prandtl

Como se sabe, la fórmula para el cálculo del Prandtl es

$$Pr = Cp \mu / K$$

considerando el $Cp = 1 \text{ cal/Kg } ^\circ\text{C}$, la fórmula simplificada sería

$$Pr = \mu / K5$$

en donde K5 = conductividad térmica del material de la tubería, alimentada previamente por el usuario.

9) Cálculo del coeficiente de calor

Inicialmente se calculó el coeficiente referido al diámetro interno con la fórmula siguiente:

$$II = (Re^{0.8}) * (Pr^{0.333}) * K5 * 0.027/DD(C6)$$

Que es la ecuación empírica para el cálculo del coeficiente de calor que deba transformarse para referirse al diámetro externo por medio del espesor del tubo.

$$HI = II * DD(C6)/DR$$

en donde DR = diámetro interno + espesor = diámetro externo

10) Cálculo de UD

Se hace por medio de la fórmula:

$$UI = (1/HI) + (1/1500) + Rd$$

en donde el 1500 se refiere al coeficiente de transferencia cuando se utiliza vapor como medio de calentamiento, mientras que Rd es el factor de obstrucción para agua de mar.

$$UD = 1/UI$$

11) Cálculo del área de transferencia

$$AT = Q * 252/1000 * UD * DT$$

en donde DT = es la media logarítmica de dif. de temp.

$$AA = AT/(3.2808^2)$$

VI.1 Alcance del Programa

El programa está diseñado para desarrollar el balance de materia y energía de un sistema de evaporadores para desalinización de agua: los resultados de dicho balance dependerán de la información opcional que el usuario posea.

Para todos los casos, la información obligatoria por parte del operador del sistema es:

- a) Capacidad de la planta para obtención de agua desalinizada
- b) Temperatura del agua de alimentación
- c) Salinidad del agua

El programa tiene la posibilidad de manejar en el balance de materia y energía información opcional por parte del usuario. Esta información es la siguiente:

- a) Flujo de agua de alimentación
- b) Número de etapas
- c) Presión mínima de operación
- d) Temperatura del agua de alimentación

de cualquier manera, si la persona que maneja el programa no posee ningún dato opcional, el sistema esta habilitado para suponer dicha información en base a estándares manejados en este tipo de plantas.

Para cada una de las etapas, los resultados obtenidos serian los ilustrados en la Figura V.I., en donde:

Representación	Variable
V(I)	Flujo de agua desalinizada
L1(I)	Flujo total de agua de fondos
L(I)	Flujo de agua sin sal de fondos
F1(I)	Flujo total de agua de alimentación
F(I)	Flujo de agua sin sal de alimentación
P(I)	Presión de operación
T(I)	Temperatura de operación
T (I)	Temperatura de flujo de alimentación
I	Etapas
T7(I)	Temperatura de salida serpentín
T8(I)	Temperatura de entrada serpentín

y los resultados globales obtenidos en el balance (independientemente que hayan sido alimentados o no por el usuario) son:

- a) Número de etapas

- b) Flujo de agua de alimentación
- c) Temperatura de alimentación a primer serpentín
- d) Flujo total de sal manejado

por último, el programa posee tres módulos extras de dimensionamiento de los siguientes equipos:

- a) Tanques de vaporización
- b) Intercambiador
- c) Bombas

VI.2 Secuencia de Cálculos

A continuación se muestra una secuencia de cálculos resumida de este programa:

- 1) Alimentación de Variables
 - 1.1 Alimentación de variables obligatorias
 - 1.2 Alimentación de variables opcionales
 - 1.3 Cálculo de variables iniciales del balance
 - 1.4 Revisión de las condiciones límites del sistema
 - 1.5 Alimentación y revisión de presión mínima de operación
- 2) Cálculo de Presiones de Operación por Etapa
 - 2.1 Cálculo de la presión de la etapa "N"
 - 2.2 Cálculo de las presiones de las etapas N-1 a 1
 - 2.3 Cálculo de temperaturas de salidas de serpentín (1era aproximación)
 - 2.4 Revisión de la temperatura máxima de saturación
- 3) Temperatura de Entrada a Primera Etapa
 - 3.1 Alimentación o cálculo de la temperatura
 - 3.2 Comprobación contra condiciones límites
- 4) Balances Genéricos por Evaporador
 - 4.1 Cálculo del calor del flujo de alimentación
 - 4.2 Cálculo de la entalpía de saturación
 - 4.3 Aproximaciones sucesivas del balance para el cálculo de V(I)
 - 4.4 Cálculo del flujo acumulado de agua desalinizada por etapa
 - 4.5 Cálculo de las demás variables del balance de la etapa

- 5) Balances por Tipo de Información Opcional
 - 5.1 Balance con información del número de etapas
 - 5.2 Balance con información del agua de alimentación
 - 5.3 Balance cuando no existe información opcional
 - 5.4 Balance con información del usuario
 - 5.5 Cálculo de calor cedido por etapa
- 6) Balances en Serpentes
- 7) Módulo de Dimensionamiento de Equipos
 - 7.1 Evaporadores
 - 7.2 Intercambiadores
 - 7.3 Bomba
- 8) Impresión Final de Resultados

VI.3 Diagrama del Flujo del Programa

En este capítulo se desarrollan los diagramas de flujo del programa que se dividen en:

- A. Alimentación de variables
- B. Presión mínima de operación
- C. Presiones de operación por etapa
- D. Temperatura entrada a primer evaporador
- E. Balances generales en evaporadores
- F. Balances por tipo de información
- G. Comprobación del flujo de salida agua producto
- H. Balances en serpentines

Los programas de dimensionamiento de equipo se omiten debido a que los programas son llevados a cabo en una secuencia de cálculos lineal explicada a detalle en el capítulo de desarrollo de algoritmos.

Es necesario aclarar que en los diagramas existen referencias de subrutinas y algoritmos incluidos en el capítulo de desarrollo de algoritmos, esto es debido a que el tamaño de dichas subrutinas y algoritmos es demasiado largo.

A continuación se explica brevemente el significado de cada uno de los símbolos utilizados en el capítulo.

- Input** - Utilizado para indicar alimentación de datos por parte del usuario.
- If** - Utilizado para toma de decisiones entre dos o más opciones.
- Let** - Utilizado para indicar que se debe desarrollar una fórmula determinada.
- Go To** - Envía al programa a una línea determinada.

Print - Impresión de mensajes.

Rem - Comentarios sobre el desarrollo del diagrama.

Inicio- Denota el principio del diagrama.

Ciclo - Utilizado para desarrollar ciclos de
For operaciones.

Por último debe aclararse que las letras griegas son utilizadas para enviar al programa a una línea determinada, mientras que los números nos indican mensajes recopilados al final del capítulo.

DIAGRAMA DE FLUJO N° 1 ALIMENTACION DE VARIABLES

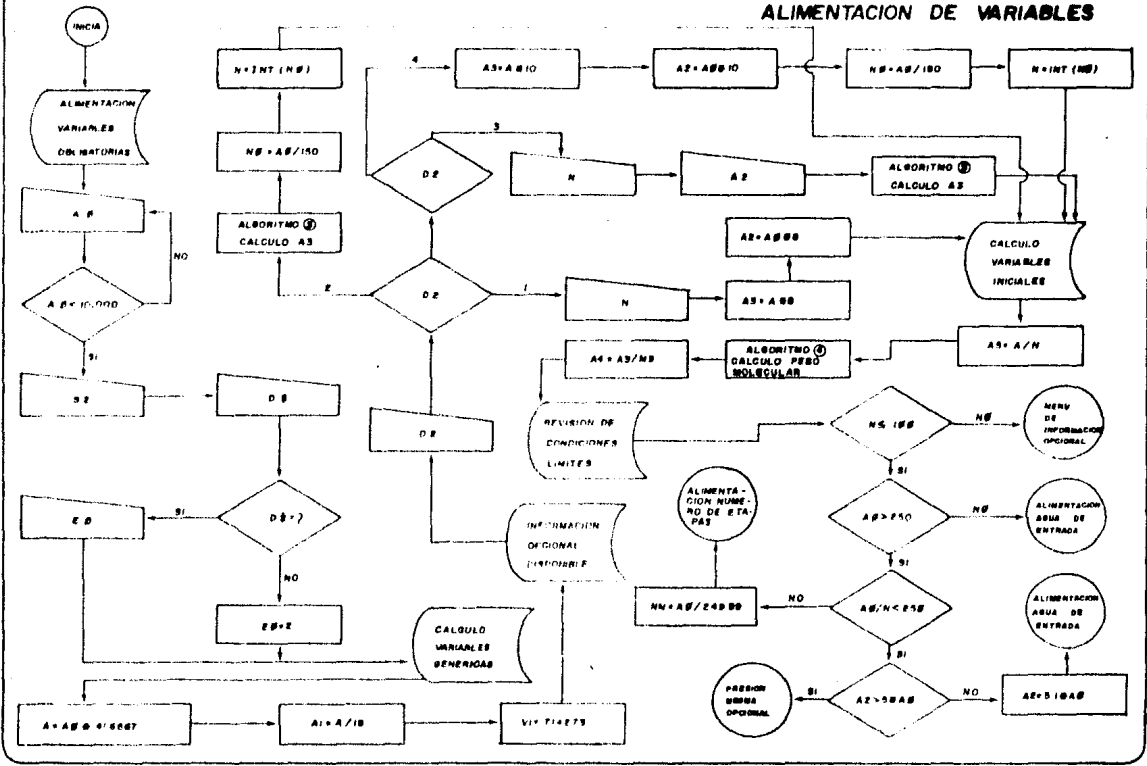


DIAGRAMA DE FLUJO Nº 2 PRESION MINIMA DE OPERACION

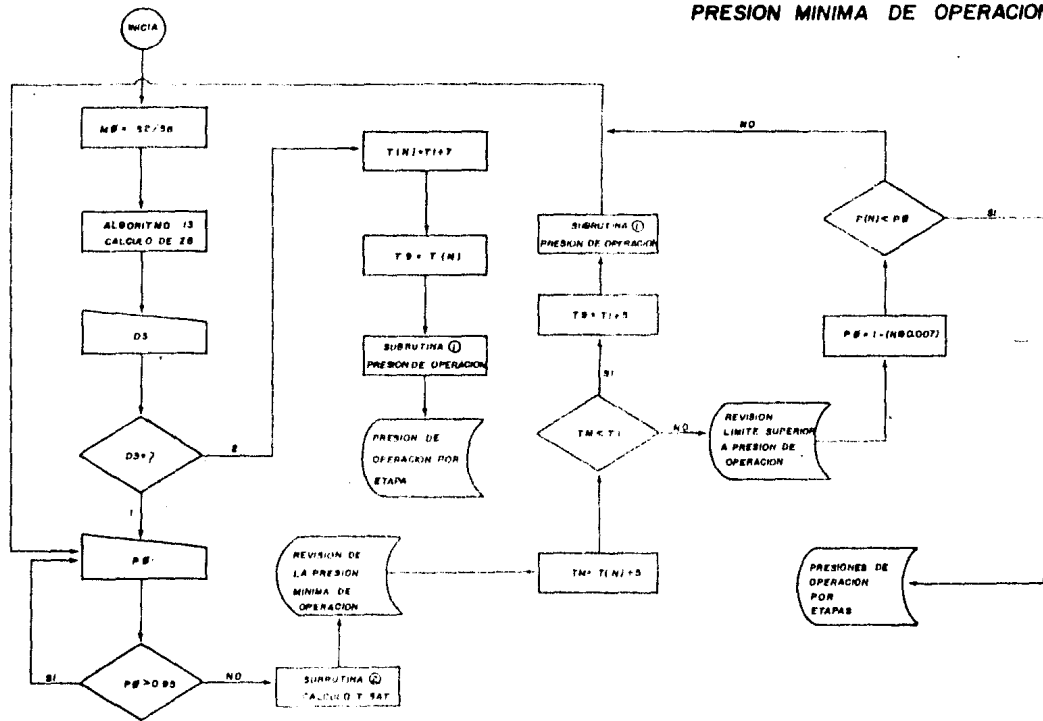


DIAGRAMA DE FLUJO N° 3
PRESIONES DE OPERACION POR ETAPA

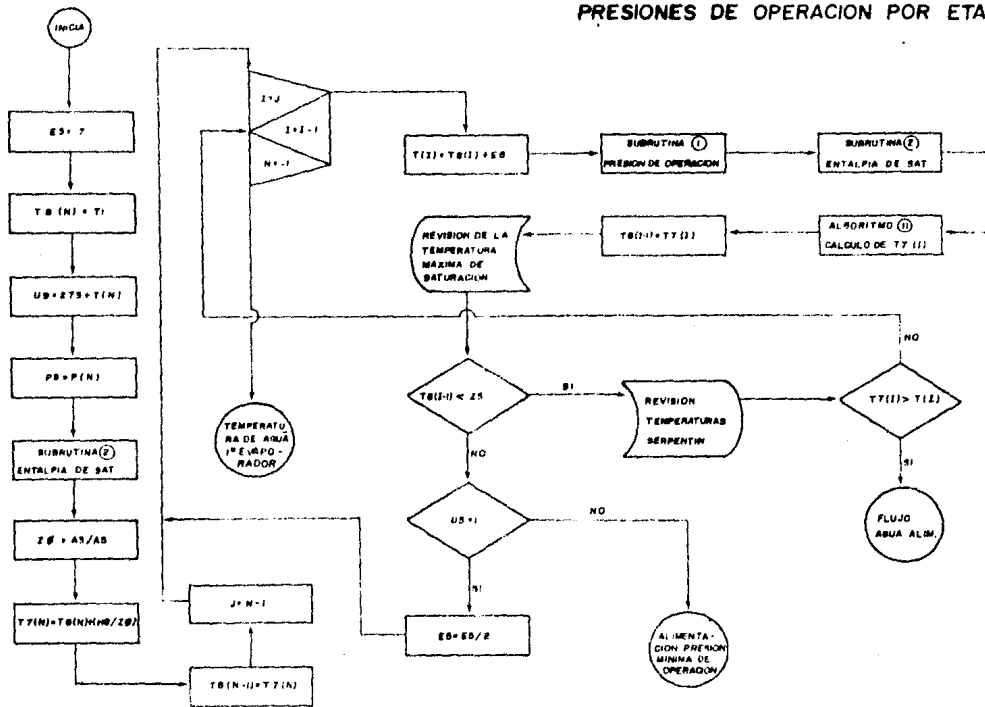


DIAGRAMA DE FLUJO N° 4

TEMPERATURA ENTRADA A PRIMER EVAPORADOR

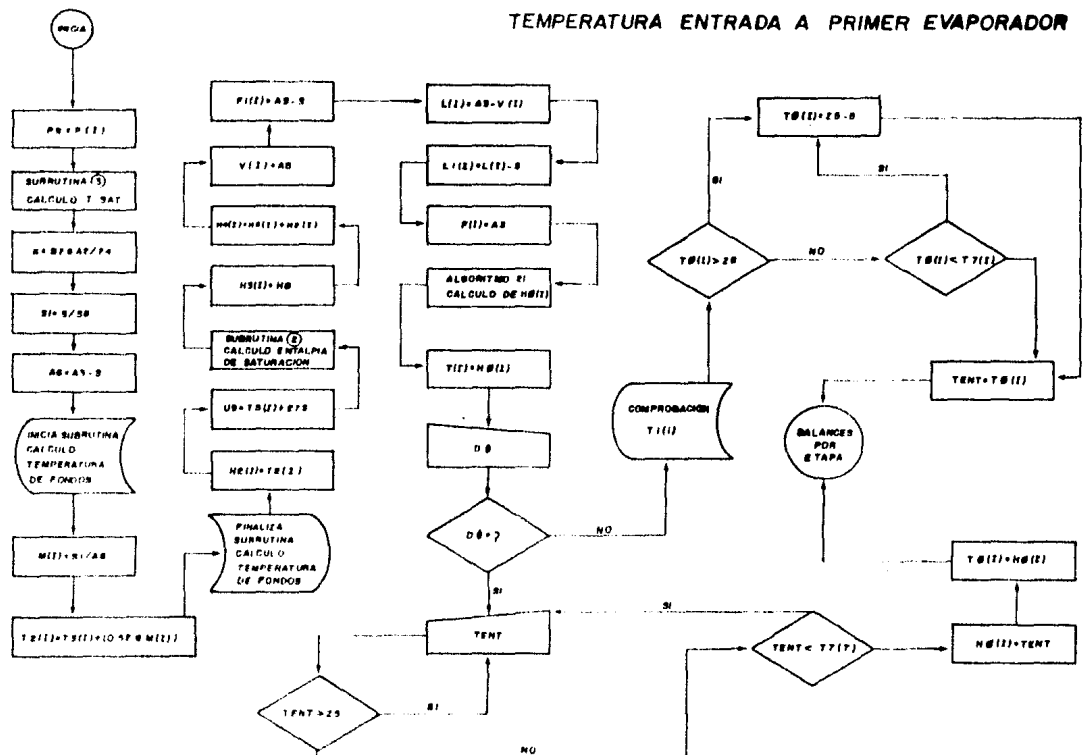


DIAGRAMA DE FLUJO N°5 BALANCES EN EVAPORADORES (GENERICOS)

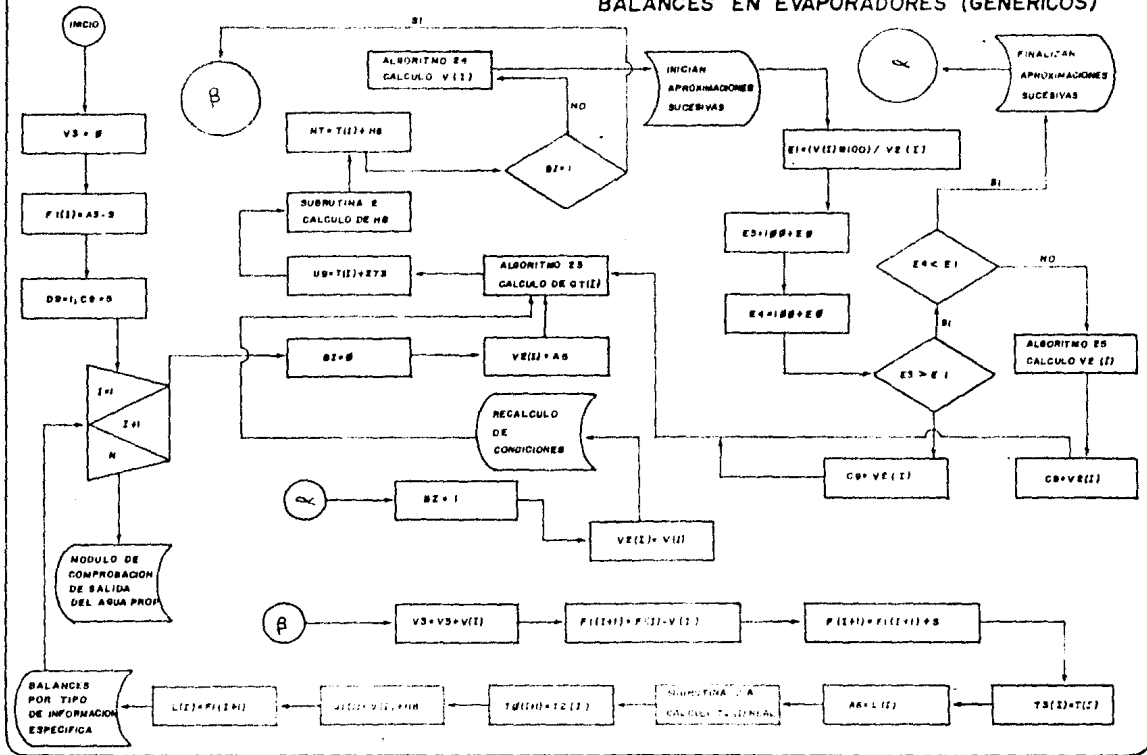


DIAGRAMA DE FLUJO N°6
BALANCES POR TIPO DE INFORMACION

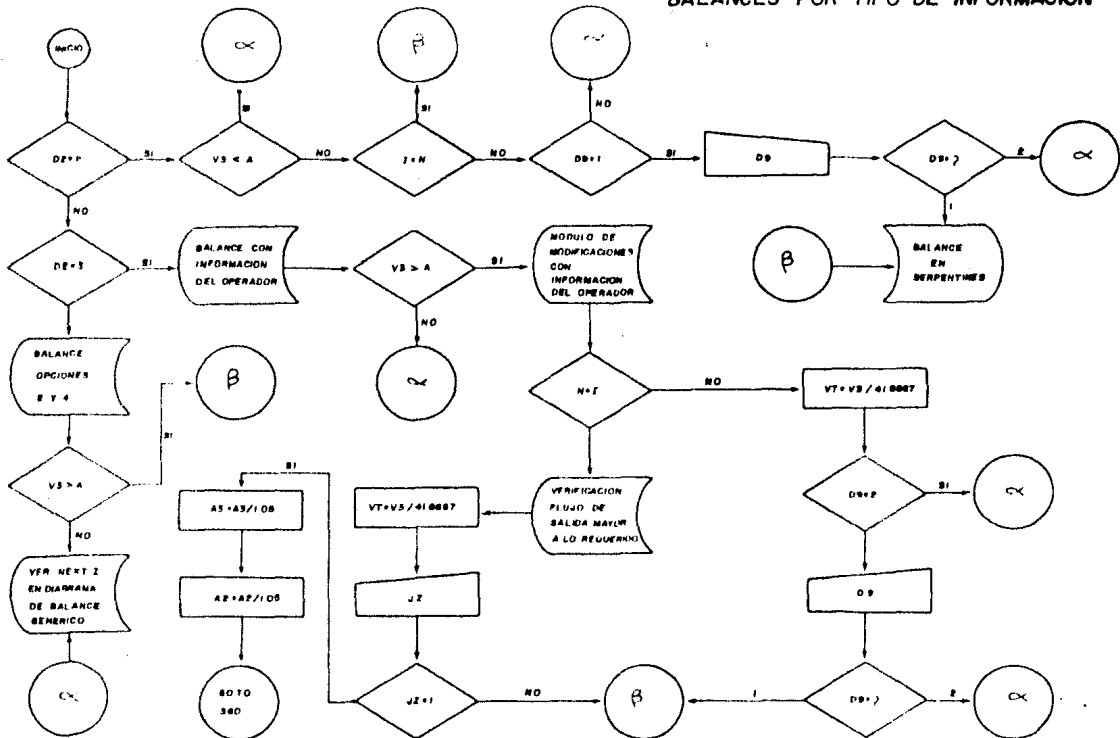


DIAGRAMA DE FLUJO N° 7
COMPROBACION DEL FLUJO SALIDA AGUA PRODUCTO

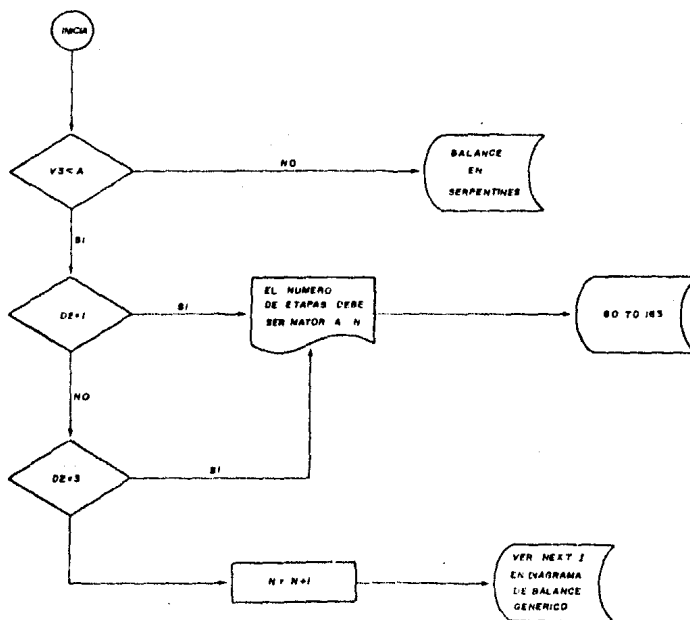
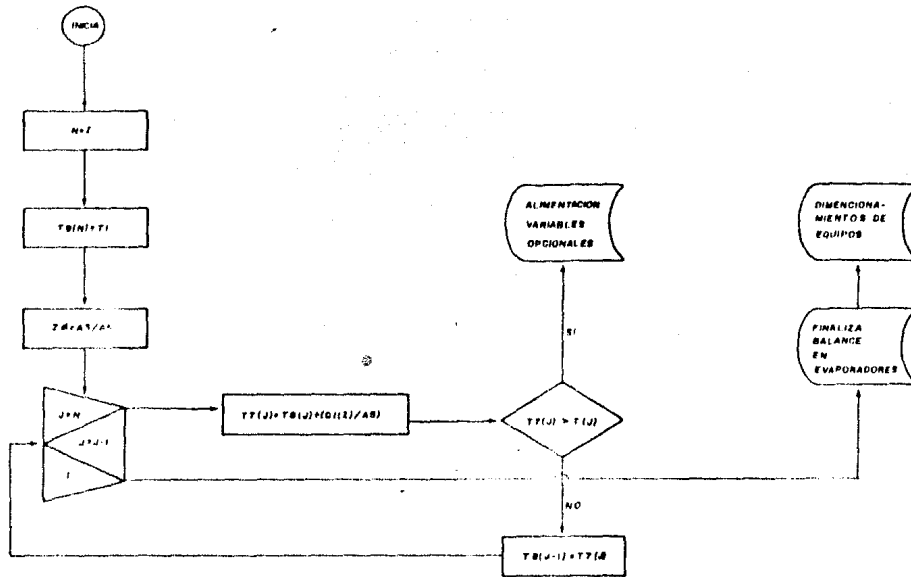


DIAGRAMA DE FLUJO N° 8
BALANCE EN LOS SERPENTINES



CAPITULO VII
Codificación e Instrucciones

```

10 SPEED= 150
11 HOME
12 PRINT "PROGRAMA PARA EL CALCULO
    " " "
13 PRINT " DE UN SISTEMA DE
30 PRINT " DESALINIZACION"
35 PRINT " DE AGUA"
36 GOSUB 15000
39 PRINT "ALIMENTACION DE VARIAS
    " " "
40 GOSUB 15000
42 PA = 1
45 REM MODULO ALIMENTACION VARI
    " " "
50 INPUT "TECLEA LA CAPACIDAD EN
    " " "
51 IF PA < 10000 THEN 55
52 PRINT "MAXIMO 10,000 M3/DIA"
53 GOTO 50
55 GOSUB 15000
59 HOME
60 INPUT "TECLEA LA TEMPERATURA
    " " "
61 PRINT "DEL AGUA AMBIENTAL EN °C"

70 GOSUB 15000
79 PRINT " " "TECLEA LA SALINIDAD
    " " "
80 PRINT " " "DEL AGUA,"
81 PRINT "TABI 10"MAR", TABI 20
    " " "
82 PRINT " " "KGS SAL/M3 DE H2O"
83 PRINT " " "OCEANO ATLANTICO
    " " "
84 PRINT " " "31.0"
85 PRINT " " "OCEANO PACIFICO
    " " "
86 PRINT " " "31.0"
87 PRINT " " "MARI MEDITERRANEO
    " " "
88 PRINT " " "30.0"
89 PRINT " " "MAR ROJO
    " " "
90 PRINT " " "30.0"
91 PRINT " " "MAR CAJPIO
    " " "
92 PRINT " " "32.0"
93 PRINT " " "OCEANO INDICO
    " " "
94 PRINT " " "31.0"
95 INPUT " "
96 HOME
97 INPUT "INGRESA ALGUN PORCENTAJE
    " " "
98 IF PA < 100 THEN 110
100 GO = 0
110 GOTO 100
115 INPUT "TECLEA EL # DE ERRORES
    " " "
116 PRINT "PERMITIDOS 1150"

```

```

120 REM CALCULO DE LAS VARIABLE
S GENERICAS DEL PROGRAMA DE
TECIS
135 SPEED= 250
140 A = A0 * 41.6667
145 AI = A / 10
145 NGMT
150 UI = TI + 273
160 REM ALIMENTACION DE VARIABLE
S OPCIONALES
162 SPEED= 150
163 GOSUB 15000
165 PRINT "A CONTINUACION DEPRES
TECLEAR"
166 PRINT "LA INFORMACION OPCION
AL DISPONIBLE"
168 GOSUB 15000
170 PRINT "NUMERO DE ETAPAS
1"
171 PRINT "AGUA DE ALIMENTACION
2"
173 PRINT "MEZCLA DE LOS DOS
3"
175 PRINT "MENSURIO DE LOS DOS
4"
180 INPUT D2
182 SPEED= 250
183 GOSUB 15000
185 IF D2 = 1 THEN 200
190 IF D2 = 2 THEN 200
200 IF D2 = 3 THEN 200
205 A2 = A * 10
215 A2 = A0 * 10
220 M2 = A2 / 200
230 M = INT (M2)
240 GOTO 360
250 INPUT "TECLEA EL NUMERO DE E
TAPAS "I1
260 A2 = A * 10
265 A2 = A0 * 10
270 GOTO 360
280 INPUT "TECLEA EL AGUA DE ALI
M (MG/DIA) "I2
290 A3 = (A2 / 24) * (52 + 1000)
300 M3 = A3 / 200
310 N = INT (M3)
320 GOTO 360
330 INPUT "TECLEA EL NUMERO DE E
TAPAS "I1
335 PRINT ""
340 INPUT "TECLEA EL AGUA DE ALI
M (MG/DIA) "I2
350 A3 = (A2 / 24) * (52 + 1000)

```

```

375  REM  CALCULO DE VARIABLES IN
      ICIALES
380  A3 = A / N
390  M9 = (18000 + (1000 + S2)) +
      (58 * S2 / (1000 + S2))
400  A4 = A3 / M9
410  REM  MODULO DE REVISION DE C
      ONDICIONES LIMITES CONTRA VA
      RIABLES INDEPENDIENTES
420  GOSUB 15000
430  IF N <= 100 THEN 430
440  PRINT "MAXIMO 100 ETAPAS "
450  GOTO 143
460  IF A0 > 250.0 THEN 460
470  PRINT "EL AGUA A DESALINIZAR
      DEBE SER MAYOR A
          250"
480  GOTO 50
490  IF A0 / N < 250 THEN 510
500  NM = A0 / 249.97
510  NM = INT (NM)
520  PRINT "PARA CAPACIDAD DE "JA
      O:"MO/DIA"
530  PRINT "EL NUMERO MINIMO DE E
      TAPAS ES "1NM + 1
540  GOTO 143
550  IF A2 > (9.5 * A0) THEN 560
560  A2 = 9.6 * A0
570  PRINT "PARA UNA CAPACIDAD DE
      "JA0
580  PRINT "EL FLUJO MINIMO DE EN
      TRADA DE: ",A2
590  GOTO 143
600  REM  FIN DE LA REVISION DE L
      AS CONDICIONES LIMITES
610  REM  CALCULO DE LAS PRESIONE
      S MINIMAS DE OPERACION
620  REM  PRESION MINIMA DE OPERA
      CION
630  M0 = S2 / 50
640  MONE
650  Z5 = 100 + (0.52 * M0)
660  GOSUB 16000
670  INPUT "TECLEA UN 1 SI QUIERE
      S FIJAR LA PRESION MINIMA DE
      OP. "ID3
680  IF D3 = 1 THEN 690
690  T(N) = T1 + 10
700  T2 = T(N)
710  GOSUB 10100
720  P(N) = P2
730  GOTO 721
740  INPUT "TECLEA LA PRESION MIN
      IMA DE OPERACION ";P(N)

```

```

610 P9 = P(N)
620 GOSUB 10000
630 T(N) = T
640 REM REVISION DE LA PRESION
    MINIMA DE OPERACION
650 IF (T(N) + 5) > T1 THEN 200
660 GOTO 695
670 T2 = T1 + 5
680 GOSUB 10100
690 PRINT "TU PRESION DE OPERACION
    MINIMA DEBE SER MAYOR A:
    "T2"
693 GOTO 609
695 REM REVISION DEL LIMITE SUPERIOR
    DE PRESION MINIMA DE OPERACION
700 REM SE SUPONE UN CAMBIO MINIMO
    DE PRESION ENTRE ETAPAS
    DE 0.007 DE ATM.
705 P0 = 1 - (N * 0.007)
710 IF P(N) < P0 THEN 721
719 PRINT "DEMASIADO GRANDE TU PRESION
    MINIMA DE OPERACION "

720 GOTO 609
721 HOME
730 REM CALCULO PRESIONES ETAPA
    S I A N-1
735 En = 7
740 T3 = T1 = T1
750 U0 = 273 + T(N)
760 P9 = P(N)
770 GOSUB 10050
780 Z0 = A2 / A5
790 T2(N) = T3(N) + (U0 / Z0)
793 IF D2 = 1 THEN 925
795 I = N
797 GOSUB 15000
800 T8(N - 1) = T7(N)
805 J = N - 1
810 FOR I = J TO 1 STEP - 1
815 T(I) = T8(I) + 55
817 IF T(I) > 25 THEN 920
820 T9 = T(I)
825 GOSUB 10100
830 P(I) = P9
840 U9 = T(I) + 273
850 GOSUB 10050
860 T7(I) = T9(I) + (U9 / Z0)
870 T8(I - 1) = T7(I)
880 REM REVISION DE LA TEMPERATURA
    MAXIMA DE SATURACION....
    .....
```

```

890 IF T2(I) - 1) < 25 THEN 940
900 IF D2 = 1 THEN 920
910 E5 = E5 / 2
915 GOTO 805
920 PRINT "TU PRESION MINIMA ES
MUY GRANDE"
930 GOTO 609
940 GOSUB 16000
945 NEXT I
950 REM FINALIZA EL MODULO DE C
ALCULO DE PRESIONES DE OPERA
CION
960 HOME
970 GOTO 1014
975 REM REVISION DE TEMPERATURA
DE SALIDA DEL SERPENTIN
980 IF (T7(N) + 5) < 100 THEN 9
95
990 GOTO 800
995 E5 = (T7(N) - T7(N)) + 3
999 REM TERMINA MODULO DE REVIS
ION DE TEMPERATURA DE SALIDA
DEL SERPENTIN!!!!!!!!!!!!
1000 HOME
1010 GOTO 800
1014 GOSUB 15000
1015 PRINT "EN PROCESO DE CALCUL
O DE LA TEMPERATURA DE ALIME
NTACION AL PRIMER FLASHADOR
"
1020 REM MODULO PARA EL CALCULO
DE LA CANTIDAD TOTAL DEL SI
STEMA EN KW/HR
1021 HOME
1025 I = 1
1030 E9 = P(I)
1040 GOSUB 10000
1050 T3(I) = T4
1060 S = S2 * A2 / 24
1070 G1 = S / 50
1080 A3 = A3 - S
1090 GOSUB 10200
1100 REM MODULO DE CALCULO DE L
A TEMPERATURA DEL PRIMER EVA
PORADOR
1105 H2(I) = T2(I)
1110 T1(I) = T2(I)
1111 U9 = T1(I) + 273
1120 GOSUB 10050
1125 H3(I) = H3
1130 H4(I) = H2(I) + H3(I)
1140 V(I) = A5
1145 F1(I) = A3 - S
1150 L(I) = A3 - V(I)

```

```

1155 L1(I) = L(I) - S
1160 F(I) = A3
1170 HO(I) = ((L(I) * H2(I)) + (V
(I) * H4(I))) / F(I)
1180 TO(I) = HO(I)
1185 GOSUB 15000
1190 INPUT "DESEAS FIJAR LA TEMP
ERATURA DE ENTRADA AL PRIMER
FLASHEADOR?? "ID%
1200 IF D% = "NO" THEN 1240
1210 INPUT "TECLEA LA TEMPERATUR
A DE ENTRADA "ITENT
1212 IF TENT > Z5 THEN 1217
1213 IF TENT < T7(I) THEN 1217
1215 GOTO 1222
1217 PRINT "LA TEMPERATURA DEBE
ESTAR ENTRE: "IT7(I);"Y"IZ5
1220 GOTO 1210
1222 HO(I) = TENT
1230 TO(I) = TENT
1235 GOTO 1205
1240 REM MODULO DE COMPROBACION
DE LA TEMPERATURA DE ENTRAD
A AL FLASHEADOR J
1250 IF TO(I) > Z5 THEN 1230
1260 IF TO(I) < T7(I) THEN 1230
1270 TENT = TO(I)
1275 GOTO 1205
1280 TO(I) = Z5 - S
1285 TENT = TO(I)
1290 HO(I) = TO(I)
1300 GOTO 1217
1305 REM TERMINA LA COMPROBACION
DE TENT FLASCHJ
1310 HOME
1320 GOSUB 15000
1340 PRINT "TABAJANDO EN BALANCE
POR ETAPA"
1350 REM MODULO DE BALANCES POR
ETAPA
1355 PRINT ""
1360 V2 = 0
1365 F1(I) = A2 - S
1375 D% = J
1380 REM BALANCES GENERICOS
1385 C2 = A5
1390 FOR I = 1 TO N
1395 E2 = 0
1400 V2(I) = A5
1410 Q2(I) = F1(I) * TO(I)
1420 L2(I) = F1(I) - V2(I)
1425 Q4(I) = L2(I) * (TO(I) - T(I)
)
1430 QT(I) = Q2(I) + Q4(I)

```



```

1440 U2 = T(I) + 273
1445 P2 = P(I)
1450 GOSUB 10050
1460 HT = T(I) + HS
1465 IF B2 = 1 THEN 1545
1470 V(I) = (G1(I) - (F1(I) * T(I)
      + 1)) / (HT - T(I))
1475 E1 = (V(I) * 100) / U2(I)
1480 E2 = 100 / E1
1490 E4 = 100 / E2
1500 IF E2 > E1 THEN 1530
1510 U2(I) = (V(I) + C2) / 2
1515 C2 = V2(I)
1520 GOTO 1420
1530 IF EA < E1 THEN 1555
1540 V2(I) = (V(I) + C2) / 2
1545 C2 = V2(I)
1550 GOTO 1420
1555 REM FINALIZAN LAS APROXIMA
      CIONES SUCCESIVAS
1557 E2 = 1
1560 V2(I) = V(I)
1562 REM RECALCULO DE LAS CONDI
      CIONES REALES
1564 GOTO 1410
1565 V3 = V3 + V(I)
1567 WV(I) = V3
1568 REM CALCULO DE CONDICIONES
      PARA LA ETAPA 141
1570 F1(I + 1) = F1(I) - V(I)
1580 F2(I + 1) = F1(I + 1) + C3
1590 C3(I) = F1(I)
1595 V4 = F1(I) - V2(I)
1597 GOSUB 10250
1600 U3(I + 1) = T(I)
1610 G1(I) = V2(I) / H2
1615 G2(I) = V2
1620 L(I) = F1(I + 1)
1625 PRINT "ETAPA 141"
1630 REM INICIAN BALANCES POR T
      IPO DE INFORMACION ESPECIFIC
      A
1640 IF B2 = 1 THEN 1660
1650 IF B2 = 2 THEN 1740
1655 IF B2 = 3 THEN 1666
1660 GOTO 1327
1664 REM FINALIZA BALANCE POR E
      TADA DE LAS CONDICIONES 2 Y 4
1670 GOTO 1327
1680 IF V3 < (A) THEN 1700
1690 IF I = N THEN 1670
1695 IF B2 = 1 THEN 1700

```

```

1687 GOTO 1750
1700 PRINT "CON "I" ETAPAS, DES
ALINIZAS TODA EL AGUA, DESEA
SI:"
1710 PRINT "1- DEJAR ASI EL BALA
NCE"
1720 PRINT "2- OBSERVAR RESULTAD
OS CON TODAS LAS ETAPAS "
1730 INPUT D9
1740 IF D9 = 1 THEN 1870
1750 GOTO 1777
1760 REM BALANCE CON INFORMACIO
N DEL OPERADOR DEL PROGRAMA
1770 IF V3 > (A) THEN 1790
1777 NEXT I
1778 GOTO 2100
1780 GOTO 1870
1790 REM MODULO DE MODIFICACION
DE LA INFORMACION DEL OPERA
DOR
1795 IF N = 1 THEN 2300
1800 VT = V3 / 41.6667
1803 IF D9 = 2 THEN 1777
1810 PRINT "CON ",I," ETAPAS OBT
IENES ",VT,"MS/DIA DE AGUA"
1820 PRINT "DESEAS: 1= DEJAR ASI
EL BALANCE "
1830 PRINT " 2= OBSERVAR
RESULTADOS CON TODAS LAS ET
APAS "
1840 INPUT D9
1850 IF D9 = 1 THEN 1870
1860 IF D9 = 2 THEN 1777
1870 REM BALANCE EN SERPENTINES

1880 N = I
1890 T3(N) = T1
1910 FOR J = N TO 1 STEP - 1
1920 T7(J) = T8(J) + (Q1(J) / A3)

1930 IF T7(J) > T(J) THEN 1950
1940 GOTO 1970
1950 T7(J) = T(J) - 0.5
1970 T7(J - 1) = T7(J)
1980 NEXT J
1990 REM FINALIZA BALANCE EN LO
S EVAPORADORES
2000 HOME
2097 GOTO 3500
2100 REM CONFROBACION DEL FLUJO
DE SALIDA DEL AGUA PRODUCTO

2113 IF V2 < (A) THEN 2135
2130 GOTO 1870

```

```

2135 IF D2 = 1 THEN 2170
2140 IF D2 = 2 THEN 2170
2143 REM CORRECCIONES PARA C1A9
      A2 = A2 * 4
2150 N = N + 1
2160 GOTO 1277
2170 PRINT "EL NUMERO DE ETAPAS
DEBE SER MAYOR A ",N
2180 GOTO 163
2190 REM FINALIZA EL MODULO DE
COMPROBACION DEL FLUJO DE SA
LIDA
2295 GOTO 20900
2300 REM VERIFICACION FLUJO DE
SALIDA MAYOR A LO PERMISIDO
2310 V1 = V3 / 21.56667
2320 PRINT "CON ",N," ETAPAS OPTI
MO ES ",V1," LITROS DE AGUA "
2331 PRINT "DESEA OBTENER UNICA
MENTE "A0;"M3,OPCIONE 1"
2340 INPUT J2
2350 IF J2 = 1 THEN 2370
2360 GOTO 1270
2370 A2 = A2 / 1.05
2380 A2 = A2 / 1.05
2390 GOTO 350
2395 REM FINALIZA VERIFICACION
DE FLUJO DE CALIDA
3020 "
3050 PRINT CHR$(4);"PR01"
3060 REM DIMENSIONAMIENTO DE EQ
"UIPOS
3510 HOME
3520 L2 = 0
3530 IA = 1
3540 PRINT "MEDIO DE DIMENSIONA
MIENTO DE EQUIPOS"
3550 GOSUB 15000
3560 PRINT "OPCIONES DE DIMENSIO
NAMIENTO"
3570 PRINT "1"
3580 PRINT "RECIPIENTES.....
1"
3590 PRINT "TORNOS.....
2"
3600 PRINT "INTERCAMBIADOR.....
3"
3610 PRINT "TODOS LOS EQUIPOS...
4"
3620 PRINT "FIN DEL MODULO.....
5"
3630 INPUT W3
3640 IF W3 = 2 THEN 3000
3650 IF W3 = 3 THEN 3000

```

```

3670 IF W4 = 1 THEN 3650
3680 IF W4 = 5 THEN 13000
3690 REM MODULO DE DIMENSIONAM
ENTO DE RECIPIENTES
3695 PRINT
3700 PRINT "MODULO DE DIMENSIONA
MIENTO DE RECIPIEN"
3705 GOSUB 15000
3710 PRINT "DEBEAS PEGAR EL TIEM
PO DE RESIDENCIA, TECLEA 1"

3720 INPUT W4
3730 IF W4 = 1 THEN 3700
3740 C1 = 5
3750 GOTO 3720
3760 INPUT "TIEMPO DE RESIDENCIA
?"
3770 PRINT "TRABAJANDO EN DIMENS
IONAMIENTO DE RECIPIENTES"
3780 FOR I = 1 TO N
3790 REM CALCULO DE LA VELOCIDA
D DEL VAPOR POR ETAPA
3800 D4(I) = P(I) * 0.2195 / (T(I)
+ 273)
3810 B9 = D4(I) * 52.40
3820 B4 = 0.227 * ((62.43 - B9) /
B9) ^ 0.5
3830 W4(I) = B4 * 1097.293
3840 REM CALCULO DEL DIAMETRO V
ERTICAL DEL SEPARADOR
3850 W5(I) = W4(I) / 1000
3860 S5(I) = W5(I) / W4(I)
3870 S4(I) = S5(I) * 1.15
3880 REM DIAMETRO SIN ELIMINADO
RES DE ARRASTRE
3890 DN(I) = (1.2732 * S4(I)) ^ 0
.5
3900 REM DIAMETRO CON ELIMINADO
RES DE ARRASTRE
3910 DC(I) = (1.2732 * S5(I)) ^ 0
.5
3920 REM ALTURA DEL LIQUIDO DEN
TRO DEL RECIPIENTE
3930 GOSUB 15000
3940 REM ALTURA UTILIZANDO ELIM
INADORES DE ARRASTRE
3950 LC(I) = C1 * 50 * W5(I) /
S4(I)
3960 REM ALTURA SIN ELIMINADORE
S DE ARRASTRE
3970 LC(I) = C1 * 50 * W5(I) / S5
(I)
3980 REM DIBAJA DIMENSIONES DEL
RECIPIENTE

```

```

3910 REM DISTANCIA DE LA ENTRADA
A DEL LIQUIDO AL FINAL DEL C
ILINDRO
3920 REM DISTANCIA DON ELIMINAD
OPES DE ARRASTRE
3930 IF D(I) < 1.0 THEN 3950
3940 D(I) = D(I)
3945 GOTO 3960
3950 D(I) = 1
3960 D2 = 0.2
3965 IF (D(I) / 2) < 0.6049 THEN
3970
3975 DS = D(I) / 2
3980 DS = 0.6049
3985 REM TAMAÑO TOTAL DEL CILIN
DRO SIN TAPAS
3990 D2(I) = L0(I) + D1(I) + D2 *
DS
3995 NEXT I
3999 REM ESPESORES DE PAREDES
4000 REM PRESION DE DISEÑO
4004 NONE
4010 PRINT "DEBEAS FIJAR UN % CO
BRE LA PRESION DE OPERACION
PARA EL CALCULO DE LA PRESIO
N DE DISEÑO, TECLEA I "
4017 INPUT W2
4020 IF W2 = 1 THEN 4027
4025 PD = 1.15
4027 GOTO 4040
4028 INPUT "TECLEA EL % "IFG
4031 PD = 1 + (IFG * 100)
4040 NONE
4045 PRINT "¿CONTINUACION DEPO
S? TECLEA LA LETRA N PARA SI O
SI NO MATERIAL EN LOS"
4057 GOTO 15030
4060 PRINT "ESPECIFICACION GRA
DO " C"
4070 PRINT "
4080 PRINT " SA200 C
12.5"
4090 PRINT " SA255 C
13.7"
4095 PRINT " SA315 C
5 13.7"
4100 PRINT " SA315 S
0 15.0"
4105 PRINT " SA315 S
5 13.7"
4110 PRINT " SA315 S
0 17.5"
4115 PRINT " SA315 S
5 13.7"

```

```

4102 PRINT " SA516 6
0 15.0"
4104 PRINT " SA516 6
5 15.0"
4106 PRINT " SA516 7
0 17.5"
4111 PRINT "TECLEA LA 'S' CORRESPONDIENTE"
4112 INPUT S0
4120 HOME
4130 PRINT "TRABAJANDO EN DIMENSIONAMIENTO DE RECIPIENTES"
4150 FOR I = 1 TO N
4160 P2(I) = PD * P(I)
4170 P1(I) = P2(I) * 14.496
4180 REM DIAMETRO EN PULGADAS
4190 D7(I) = D(I) * 39.37
4200 REM ESPESORES DE TAPAS EN PULGADAS Y EN METROS
4210 X0(I) = P1(I) * D7(I) / ((2 * S0 * E3) - (0.2 * P1(I)))
4220 E(I) = X0(I) / 39.37
4231 REM ESPESOR DEL CUERPO DEL CILINDRO
4240 R(I) = D(I) / 2
4250 R9(I) = R(I) * 39.37
4260 XI(I) = R(I) * D(I) / ((0.2 * 0.25) - (0.2 * P1(I)))
4270 E6(I) = XI(I) * 39.37
4280 NEXT I
4290 REM FINALIZA EL MODULO DE DIMENSIONAMIENTO DE RECIPIENTES.
4290 IF W6 = 4 THEN 6000
4313 HOME
4333 GOTO 3520
6000 REM MODULO DE DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS
6003 J1 = 0
6005 I9 = 1
6013 REM SUBMODULO DE DEFINICION DE DIAMETROS Y AREAS DE TUBERIAS
6020 FOR K2 = 1 TO 24
6022 READ R(K2)
6025 NEXT K2
6031 FOR K2 = 1 TO 24
6035 READ C(K2)
6038 NEXT K2
6040 REM DATA'S DE DIAMETROS Y AREAS

```

```

6050 DATA 0.0004,0.00072,0.0012
3,0.00211,0.0037,0.006,0.010
4,0.01414,0.0277,0.0332,0.05
134,0.0687,0.0684,0.139,0.20
06,0.3474,0.5475,0.7773,0.92
74
6055 DATA 1.2222,1.5533,1.9305,
2.7221,4.508
6060 DATA 0.0224,0.0303,0.0411,
0.0513,0.0627,0.0674,0.115,0
.1347,0.1722,0.2057,0.2557,0
.2953,0.3355,0.4204,0.5044,0
.6651,0.835,0.9935,1.0937
6065 DATA 1.25,1.4063,1.5678,1.
3855,2.0958
607 IF I9 = 0 THEN 6080
6070 REM DIMENSIONAMIENTO BOMBA
DE ALIMENTACION
6073 I9 = 1
6074 HOME
6075 PRINT " BOMBA DE ALIMEN
TACION"
6080 FM = A3
6085 TH = U1
6090 P6 = P(1) - 1
6093 IF I9 = 0 THEN 7013
6100 INPUT "TECLEA LA DIFERENCIA
DE ALTURAS (FT) ENTRE EL NI
VEL DEL MAR Y EL PRIMER EVAP
ORADOR":ZM
6105 INPUT "TECLEA LA EFICIENCIA
DE LA BOMBA EN % "KA
6110 G = KA
6111 INPUT "TECLEA LA LONGITUD D
E LA TUBERIA DEL MAR AL PRIM
ER EVAPORADOR ":RS
6113 Z2 = ZM
6120 M5 = A3
6125 X6 = M9
6129 AA = 1
6131 GOOUB 7000
6135 J1 = 1
6140 HP(J1) = M5
6145 REM DIAMETROS ANTES DE DECP
USO DE LA BOMBA DE ALIMENTAC
ION (DA,DD)
6155 DA(J1) = C(M2 + 1)
6165 DD(J1) = C(M2)
6166 C5 = M2
6169 C3 = J1
6170 IF I9 = 0 THEN 9100
6175 REM DIMENSIONAMIENTO DE BO
MBA DE DESCARGA DE GALLINERA
DE DESECHO

```

```

4190 TH = T(0) + 273
4195 J1 = 3
4196 PRINT " BOMBA DE AGUA D
BUECHO"
4200 INPUT "TECLEA LA DIFERENCIA
DE ALTURA (EFICIENTE) A 1000
ARRA DE SALMUERA EN PUNTO
DE DESCUOTO"
4205 INPUT "TECLEA LA EFICIENCIA
DE LA BOMBA DE DESCARGA DE
SALMUERA EN % "KB
4210 G = KB
4211 INPUT "TECLEA LA LONGITUD D
E LA TUBERIA DE LA DESCARGA
DE SALMUERA AL LUGAR EN DOND
E DEBE DESECHARSE (FT) "KG
4213 FM = L(0) + S
4221 MS = FM
4240 RA = 1 - F(0)
4250 YA = N3
4255 GOSUB 7000
4270 HP(J1) = HS
4280 REM DIAMETROS ANTES Y DESD
UES DE LA BOMBADE EXTRACCION
DE SALMUERA, DA Y DB
4290 DA(J1) = C(K2) + 13
4300 DB(J1) = C(02)
4310 REM TANCULO DE LA BOMBA DE
AGUA PRODUCTO
4318 HOME
4320 PRINT " BOMBA DE AGUA P
RODUCTO"
4375 TH = T(0) + 273
4381 J1 = 3
4389 HOME
4390 INPUT "TECLEA LA DIFERENCIA
DE ALTURA EN FT ENTRE LA RE
CEPCION DEB AGUA PRODUCTO Y
EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO"
122
4395 INPUT "TECLEA LA EFICIENCIA
DE LA BOMPA DE AGUA PRODUCT
O EN % "K1
4397 G = K1
4399 T3 = 1 - F(0)
4399 FM = A
4399 MS = A
4399 INPUT "TECLEA LA LONGITUD D
E LA TUBERIA DE RECEPCION DE
AGUA PRODUCTO AL TANQUE DE
ALMTO (FT) "K2
4397 G = K2
4380 GOSUB 7000
4390 HP(J1) = HS

```



```

6400 REM DIAMETRO0 ANTES Y DESP
UES DE LA BOMBA DE AGUA PROD
UCTO
6410 DA(J1) = C(K2 + 1)
6420 DD(J1) = D(K2)
6450 REM FINALIZA EL MODULO DE
DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS
6460 IF WA = 4 THEN GOON
6465 HOME
6470 GOTO 3520
6500 GOTO 8000
7000 REM SUBROUTINA PARA EL CALC
ULO DE LA POTENCIA DE LAS BO
MPAS
7007 REM CALCULO DE VELOCIDADES

7013 F2 = (FM / 1000) * 0.00931
7020 FOR I2 = 1 TO 23
7030 V5 = F2 / R2(K2)
7040 IF V5 < 2.0 THEN 7060
7050 NEXT K2
7057 F2 = 30
7055 V5 = F2 / R2(K2)
7060 K2 = K2 + 1
7070 VA = F2 / R2(K2)
7074 IF VA = 0 THEN 7405
7077 V5 = 0.5 * (V5 + 2) * (VA +
2)
7080 V5 = V5 / 32.174
7100 REM DIFERENCIA DE PRESIONE
S
7110 P5 = P4 * 20.9
7120 REM CALCULO DE LA ENERGIA
NECESARIA PARA VENCER LAS PE
RDIDAS POR FRICCIÓN EN LA TU
BERIA
7130 HOME
7140 PRINT "LA CONTINUACION DEBE
S
TECLEAR EL NUMERO DE VALOR
AS Y ALIMENTAR"
7145 PRINT ""
7150 PRINT "LA INVENTA SEPARADOS P
OR COMAS Y EN ORDEN EL NUMER
O DE VALORES POR LINEA"
7155 GOON 10000
7159 PRINT "V A L V A L A O"
7160 PRINT "1..... DE GLOBO CON
DUNCIONALES"
7164 PRINT "2..... DE GLOBO EN
"
7170 PRINT "3..... EN ANCHURA"
7177 PRINT "4..... DE COMENTAR
100% ABIERTAS"

```

```

7180 PRINT "5. .... DE COMPUERTA
75% ABIERTAS"
7190 PRINT "6. .... DE COMPUERTA
50% ABIERTAS"
7200 PRINT "7. .... DE COMPUERTA
25% ABIERTAS"
7210 PRINT "8. .... CHECK DE PUNO
IGNALEC"
7220 PRINT "9. .... CHECK DE POLA
"
7240 INPUT Y1(1),Y1(2),Y1(3),Y1(
4),Y1(5),Y1(6),Y1(7),Y1(8),Y
1(9)
7244 HOME
7245 PRINT " A CONTINUACION DEEC
O TECLLEAR LOS ADITAMENTOS DE
L SISTEMA"
7250 PRINT "10. .... TEE'S CON FL
UIDO EN CORRIIDA"
7260 PRINT "11. .... TEE'S CON FL
UIDO EN ESQUINA"
7265 PRINT "12. .... CODOS DE 45
GRADOS"
7270 PRINT "13. .... CODOS DE 90
GRADOS"
7280 INPUT Y1(10), Y1(11),Y1(12),
Y1(13)
7285 IF Y1(10) = 0 THEN GOTO 7315
7290 FOR K1 = 1 TO 13
7295   IF Y1(K1) = 0
7300     GOTO 7315
7310   Y4 = 40,125,200,12,25,100
,200,125,150,20,50,15,30
7315   Y4 = 0
7320   FOR K3 = 1 TO 13
7330     Y3(K3) = Y2(K2) * Y1(K3)
7340     Y4 = Y4 + Y3(K3)
7350   GOTO 7400
7370   REM CALCULO DE LA POTENCIA
DE LA RONDA
7380   W3 = W2 * Z3 + G3 + P3
7390   W2 = W3 * 10 / 1000
7400   M = W3 * 0.00012
7410   W3 = W3 * M / 550
7420   W2 = W2 + 1
7430   REM FINALIZA SUBROUTINA DE
CALCULO DE POTENCIAS
7435   IF I2 = 0 THEN GOTO 5155
7440   AA = AA + 1
7450   RETURN
7460   REM MODULO DE FIJACION DE
STANDARDS DE FUERTIA PARA EL
INTERCAMBIADOR DE CALOR
7510   DD(24) = 1000

```

```

7610 GOTO 7620
7615 REM MODULO DE CALCULO DE F
ACTORES DE FRICCION
7605 REM 1- CALCULO DE LA VISCO
SIDAD DEL FLUIDO EN CADA UNA
DE LAS TUBERIAS
7612 VI = (10.73 * 11022 * TH) /
(0.0127 * TH) + (0.0000147 *
(TH ^ 2))
7620 MU = (10 * (VI)) * 0.000672
7630 REM 2- CALCULO DEL REYNOLDS
S
7635 IF AA = 1 THEN 7640
7640 RE = C(K2) * VF * 62.43 / MU

7650 GOTO 7670
7660 RE = C(K2 - 1) * VA * 62.43 /
MU
7670 REM 3- CALCULO DEL FACTOR
DE FRICCION
7680 FF = ((0.0056) + (0.5 * (RE ^
(- 0.32)))) * 0.250
7690 REM 4- CALCULO DE LAS PERD
IDAS POR FRICCION EN LAS TUB
ERIAS
7700 IF AA = 1 THEN 7750
7712 LD = (X5 / C(K2)) + Y4
7721 SF = FF * LD * (VF ^ 2) / (3
2.174 * 2)
7740 GOTO 7777
7750 LD = (X6 / C(K2 - 1)) + Y4
7760 SF = FF * LD * (VA ^ 2) / (3
2.174 * 2)
7777 GOTO 7790
0000 REM .....DIMENSIO
NAMIENTO INTERCAMBIADORES
0002 C6 = 1
0004 I9 = 0
0008 JA = 0
0010 REM BALANCE DE CALOR Y OBT
ENCION DEL FLUJO DE VAPOR DE
PRECALENTAMIENTO
0013 Q = A3 * (T0(1) - T7(1))
0015 IF Q > 0 THEN 0020
0017 PRINT 'NO SE REQUIERE INTER
CAMBIADOR DE APROXIMACION DE
TILLETES!!!!'
0019 GOTO 0200
0020 T9 = T(1) + 10
0031 GOSUB 10100
0040 U9 = T9 * 273
0050 GOSUB 10050
0060 WV = 1.1 * Q / HV

```

```

8070 REM CALCULO DEL DIAMETRO E
XTERNO
8080 IF I9 = 1 THEN 8100
8090 GOTO 6010
8100 J1 = 1
8111 REM DEFINICION DE ESPESORE
S DE TUBERIA E9(PULGADAS), E
8(FT)
8113 FOR K8 = 1 TO 24
8115 READ E9(K8)
8117 NEXT K8
8120 DATA 0.068,0.088,0.091,0.1
09,0.113,0.130,0.14,0.145,0.
154,0.202,0.214,0.226,0.237,
0.250,0.25,0.322,0.365,0.406
,0.438
8125 DATA 0.5,0.562,0.593,0.687
,0.625
8160 DE = DD(C6) + (E9(C5) / 12)
8170 REM ALIMENTACION DE LOS DA
TOS DE CONDUCTIVIDAD TERMICA
(K5)
8179 HOME
8180 PRINT "A CONTINUACION DEBE
TECLAR LA CONDUCTIVIDAD TE
RMICA DEL MATERIAL"
8190 PRINT "*"
8200 PRINT "MATERIAL
K(BT/IN*FT*2 F/FT)"
8210 PRINT "ACERO
26"
8212 PRINT "ALUMINIO
119"
8222 PRINT "COBRE
210"
8230 PRINT "HIERRO VACIADO
25"
8231 PRINT "HIERRO FORJADO
29"
8240 PRINT "PLOMO
18"
8250 INPUT K5
8260 REM CALCULO DE LA MASA VEL
OCIDAD
8270 G1 = 2.2 * A2 / R2(C5)
8280 RD = 0.001
8290 REM CALCULO DE LA VISCOSID
AD
8300 TP = 270 + ((17(1) + T(1)) /
2)
8313 ML = ( - 10.28) + (1828 / TP
) + (0.0197 * TP) - (0.00001
47 * (TP ^ 2))
8320 MC = 10 ^ (ML)

```

8331 MU = MC * 2.4191
 8340 REM FINALIZA EL MODULO
 PARA EL CALCULO DE LA VISCOSI
 DAD EN FUNCION DE LA TEMPERA
 ATURA
 8400 REM CALCULO DEL COEFICIENT
 E DE TRANSFERENCIA DE CALOR
 DEL TUBO INTERIOR REFERIDO A
 SU DIAMETRO INTERIOR (HI)
 8410 REM A) CALCULO DEL REYNOLD
 S (Re)
 8418 RE = G1 * DD(C6) / MU
 8420 REM B) CALCULO DEL PRANDTL

 8431 PR = MU / K5
 8435 REM C) CALCULO DEL COEFICI
 ENTE
 8440 HI = (RE ^ 0.8) * (PR ^ 0.33
 333) * K5 * 0.027 / DD(C6)
 8450 HI = HI * DD(C6) / DR
 8460 REM CALCULO DEL COEFICIENT
 E UD
 8470 UI = (1 / HI) + (1 / 1500) +
 RD
 8480 UD = 1 / UI
 8490 REM CALCULO DEL AREA DE TR
 ANSFERENCIA
 8500 AT = R * 2 * 2203 / (UD * L.
 R * (TO(1) - T2(1)))
 8510 AA = AT / (3.7308 ^ 2)
 8700 REM FINALIZA MODULO DE DIM
 ENSIONAMIENTO DE INTERCAMBIA
 DORES
 8710 REM FINALIZA MODULO DE DIM
 ENSIONAMIENTO DE EQUIPOS
 8720 IF W2 = 2 THEN 8500
 8730 GO SUB 13000

```

10000 REM SUBROUTINA PARA CALCULO
      O DE TEMPERATURA DE SATURAC
      ION
10010 T9 = P9 * 740
10020 T6 = (1015.734 / (8.20712
      ((LOG (29)) * 0.42422)
      240.9)
10030 RETURN
10050 REM SUBROUTINA PARA EL CAL
      CULO DE ENTALPIAS DE SATURAC
      ION
10040 H9 = 741.16 * (U9 / (U9 + 2
      73)) * LOG (P9)
10070 H8 = H9 / M9
10090 RETURN
10100 REM SUBROUTINA DE CALCULO
      DE LAS PRESIONES DE OPERACIO
      N
10105 P9 = (10 * (18.20712 - (181
      5.734 / (T9 + 240.9)))) / 7
      60
10110 RETURN
10200 REM SUBROUTINA PARA CALCUL
      AR LA TEMPERATURA DEL AGUA D
      E FONDOS POR ETAPA
10205 M(I) = S / A4
10215 T2(I) = T3(I) + (0.52 * M(I)
      )
10220 RETURN
12999 GOSUB
13000 REM SUBROUTINA DE I
      MPRESION DE RESULTADOS
13005 SPEED= 250
13007 HOME
13010 INPUT "TECLEA LA FECHA DE
      IMPRESION (MAXIMO 12 CARACTE
      RES) "FFF$
13013 INPUT "TECLEA EL NOMBRE DE
      L OPERADOR"ILL$
13020 PRINT CHR$(4);"PRN0"
13021 GOSUB 15000
13040 PRINT TAB( 25);"IMPRESION
      DE RESULTADOS"
13050 PRINT ""
13055 PRINT ""
13060 PRINT TAB( 58);"FECHA: "
      TAB( 65);FFF$
13070 PRINT TAB( 58);ILL$
13080 PRINT CHR$( 4);"PRN0"
13090 HOME
13100 PRINT "MENU DE IMPRESION "
13110 GOSUB 15000

```

```

13113 PRINT "VARIABLES GENERICAS
.....1"
13120 PRINT "COND. OPERACION DE C
TAPA....2"
13131 PRINT "BALANCE MATERIA X E
TAPA....3"
13140 PRINT "BALANCE EN SERPENTI
NES....4"
13150 PRINT "DIMENS. RECIPIENTES
.....5"
13160 PRINT "DIMENS. BOMBAS.....
.....6"
13170 PRINT "DIMENS. INTERCAMBIA
DORES...7"
13180 PRINT "FIN DEL MODULO.....
.....8"
13193 PRINT ""
13195 PRINT ""
13199 INPUT "QUE OPCION DESEAS:
";YX
13200 IF YX = 1 THEN 13250
13205 IF YX = 2 THEN 13360
13210 IF YX = 3 THEN 13480
13213 IF YX = 4 THEN 13631
13220 IF YX = 5 THEN 13800
13222 IF YX = 6 THEN 14100
13231 IF YX = 7 THEN 14300
13240 GOTO 20000
13250 PRINT CHR$(4);"PRN1"
13255 GOSUB 15000
13260 PRINT TAB(24);"VARIABLES
GENERICAS"
13270 PRINT ""
13280 PRINT ""
13290 PRINT TAB(07);"AGUA DE A
LIMENTACION (M3/DIA)= "; TAB(
56);A2
13300 PRINT TAB(07);"AGUA PROD
UCTO (M3/DIA)= "; TAB(56);V
3 / 41.466667
13313 PRINT TAB(07);"TEMPERATU
RA DEL AGUA AMBIENTAL (C)= "
"; TAB(56);T1
13320 PRINT TAB(07);"NUMERO DE
ETAPAS"; TAB(56);N
13331 PRINT TAB(07);"SALINIDAD
DEL AGUA (KG.SAL/M3 H2O)= "
"; TAB(56);S2
13333 PRINT TAB(07);"% DE ERRO
R="; TAB(56);EQ
13340 GOSUB 15000
13350 GOTO 13080
13360 PRINT CHR$(4);"PRN1"
13370 GOSUB 15000

```

```

13375 PRINT TAB(17);"CONDICION
ES DE OPERACION POR ETAPA"
13380 PRINT ""
13390 PRINT ""
13397 PRINT TAB(08);"I"; TAB(
11);"P(I)"; TAB(24);"T(I)";
TAB(35);"T2(I)"; TAB(47);
"TO(I)"; TAB(61);"G(I)"
13400 PRINT ""
13405 PRINT ""
13400 FOR I = 1 TO N
13410 PRINT TAB(03);I; TAB(09
);F1(I); TAB(23);I(I); TAB(
33);T2(I); TAB(47);TO(I); TAB(
61);G(I)
13413 NEXT I
13420 PRINT ""
13431 PRINT ""
13440 PRINT TAB(06);"I=ETAPA";
TAB(42);"P(I)=PRESION DE O
PERACION "
13450 PRINT TAB(06);"T(I)=TEMP
DE OPERACION "; TAB(42);"
T2(I)=TEMP. FASE LIQUIDA"
13455 PRINT TAB(06);"TO(I)=TEM
P. DE ALIMENTACION"; TAB(42
);"R=CALOR DE VAPORIZACION"
13457 PRINT ""
13460 PRINT TAB(06);"TEMPERATU
RA=C "; "P=ATM"; TAB(42);"G
=KCAL/Kg"
13470 GOSUB 15000
13475 GOTO 13080
13490 PRINT CHR#(4);"PRP1"
13490 PRINT TAB(22);"BALANCE D
E MATERIA POR ETAPA"
13495 GOSUB 15000
13500 PRINT TAB(03);"I"; TAB(
11);"F1(I)"; TAB(24);"V(I)";
TAB(35);"VV(I)"; TAB(49);"LI(
I)"; TAB(61);"SAL"
13505 PRINT ""
13510 PRINT ""
13520 FOR I = 1 TO N
13531 PRINT TAB(03);I; TAB(09
);F1(I); TAB(22);V(I); TAB(
33);VV(I); TAB(47);LI(I); TAB(
59);S / LI(I)
13540 NEXT I
13555 PRINT ""
13560 PRINT TAB(06);"DATOS EN
KG. POR HORA"
13565 PRINT TAB(06);"I=ETAPA";
TAB(42);"F1(I)=AGUA DE ALI
MENTACION"

```



```

13600 PRINT TAB( 06);"V(I)=AGUA
      FASE VAPOR"; TAB( 42);"VV(I)
      )=AGUA PRODUCTO ACUMULADA"
13610 PRINT TAB( 06);"L(I)=AGUA
      A FASE LIQUIDA"; TAB( 42);"S
      AL=KG.SAL/KG H2O LIQ"
13615 GOSUB 15000
13620 GOSUB 13080
13631 PRINT CHR$( 4);"PRN1"
13632 GOSUB 15000
13640 PRINT TAB( 17);"BALANCE E
      N SERPENTINES"
13650 PRINT
13660 PRINT
13665 PRINT TAB( 3);"I"; TAB( 1
      5);"T. ENT"; TAB( 33);"T.SAL"
      ; TAB( 55);"CALOR"
13670 PRINT
13680 FOR I = 1 TO N
13690 PRINT TAB( 3);I; TAB( 13);
      ;I9(I); TAB( 31);I7(I); TAB(
      52);I9(I)
13700 NEXT I
13710 PRINT
13713 PRINT
13720 PRINT TAB( 6);"T= ETAPA";
      TAB( 42);"T. ENT= TEMP. ENT
      RADA A SERPENTIN"
13731 PRINT TAB( 6);"T.SAL= TEM
      P. SALIDA DEL SEPP "; TAB( 4
      2);"CALOR= CALOR CEDIDO AL S
      ERPENTIN"
13740 PRINT TAB( 6);"TEMPERATUR
      AS EN C Y CALOR EN KCAL"
13750 GOSUB 15000
13760 GOSUB 13080
13770 PRINT CHR$( 4);"PRN1"
13780 GOSUB 15000
13790 PRINT TAB(22);"DIMENSIONAM
      IENTO DE RECIPIENTES"
13801 PRINT
13810 PRINT
13820 PRINT TAB( 21);"I"; TAB( 1
      5);"DENSIDAD"; TAB( 33);"VEL
      OCIDAD"; TAB( 55);"FLUJO VOL
      "
13850 PRINT
13855 FOR I = 1 TO N
13865 PRINT TAB( 21);I; TAB( 13);
      ;I4(I); TAB( 31);I4(I); TAB(
      52);I4(I)
13870 NEXT I

```

```

13855 PRINT
13870 PRINT TAB( 6) ; "DENSIDAD="
      G/CM3"; TAB( 42) ; "VELOCIDAD="
      M/HR"
13880 PRINT TAB( 6) ; "FLUJO VOLU-
      METRICO= M3/HR"
13885 PRINT ""
13890 PRINT ""
13900 PRINT TAB( 3) ; "I"; TAB( 1
      1) ; "AREA SECC." ; TAB( 24) ; "D
      IAM S"; TAB( 35) ; "DIAM C"; TAB(
      49) ; "DLFC"; TAB( 63) ; "TOT"
13910 PRINT ""
13915 FOR I = 1 TO N
13920 PRINT TAB( 3) ; I ; TAB( 09)
      155(I) ; TAB( 22) ; DN(I) ; TAB(
      30) ; DC(I) ; TAB( 47) ; DI(I) ; TAB(
      60) ; DS(I)
13930 NEXT I
13940 PRINT ""
13942 PRINT ""
13950 PRINT "AREA SECC=AREA SECC
      IONAL (M^2)"
13960 PRINT "DIAM S= DIAMETRO DE
      L CILINDRO SIN ELIMINADORES
      DE ABRASIVE"
13970 PRINT "DIAM C= DIAMETRO DE
      L CILINDRO CON ELIMINADORES
      DE ABRASIVE"
13980 PRINT "DLFC= DISTANCIA DE
      LA ENTRADA DEL LIQUIDO AL FI
      NA DEL CILINDRO"
13990 PRINT "TOT= TAMAFIO TOTAL D
      EL CILINDRO SIN TAPAS"
13995 PRINT "UNIDADES = METROS"
13999 PRINT ""
14000 PRINT ""
14005 PRINT TAB( 07) ; "ESPEORES
      DE LAS PAREDES"
14010 PRINT ""
14012 PRINT ""
14020 PRINT TAB( 03) ; "I"; TAB(
      13) ; "P.DIS"; TAB( 31) ; "ESPEO
      OR TAPAC"; TAB( 43) ; "ESPEOS
      CILINDRO"
14030 PRINT ""
14031 PRINT ""
14040 FOR I = 1 TO N
14045 PRINT TAB( 3) ; I ; TAB( 12)
      182(I) ; TAB( 31) ; F(I) ; TAB(
      42) ; FA(I)
14050 NEXT I
14050 PRINT ""
14055 PRINT ""

```

```

14070 PRINT "P.DISPERSION DE DI
SECO (ATM)"
14073 PRINT "ESPECORES EN MCMDS"
"
14077 PRINT ""
14080 PRINT ""
14085 GOTO 13080
14100 HOME
14111 PRINT CHR$(4);"PRN1"
14113 PRINT ""
14120 PRINT ""
14131 PRINT TAB(22);"DIMENSION
AMIENTO DE BOMBAS"
14140 PRINT ""
14144 PRINT ""
14150 PRINT TAB(02);"CONCERTO"
; TAB(34);"BOMBAS 1"; TAB(4
2);"BOMBA 2"; TAB(62);"BOMB
A 3"
14155 PRINT ""
14160 PRINT ""
14165 PRINT TAB(02);"POTENCIA"
; TAB(34);HP(1); TAB(47);H
P(2); TAB(62);HP(3)
14170 PRINT ""
14175 PRINT TAB(02);"DIAMETRO
ALIMENTACION"; TAB(34);DA(
1); TAB(47);DA(2); TAB(62)
;DA(3)
14180 PRINT ""
14185 PRINT TAB(02);"DIAMETRO
DE DESCARGA"; TAB(34);DD(1)
; TAB(47);DD(2); TAB(62);D
D(3)
14200 PRINT ""
14210 PRINT TAB(6);"POTENCIA E
N HP"
14211 PRINT TAB(6);"DIAMETRO E
N PULGADAS"
14212 PRINT TAB(6);"BOMBA 1= B
OMBA DE ALIMENTACION"
14220 PRINT TAB(6);"BOMBA 2= B
OMBA DE DESCARGA DE GASES"
14222 PRINT TAB(6);"BOMBA 3= B
OMBA DE DESCARGA DE AGUA PRO
DUCTO"
14230 PRINT ""
14240 PRINT ""
14243 GOTO 13000
14300 PRINT CHR$(4);"PRN1"
14310 PRINT ""
14313 PRINT ""

```

```

14320 PRINT TAB(20);"DIMENSION
AMENIO DEL INTERCAMBIADOR"
14330 PRINT TAB(61);"AREA DE TR
ANSFERENCIA: " TAB(351)AAI
TAB(501)"M2"
14337 PRINT ""
14340 PRINT TAB(50)"CAL DE TRAM
SERIDO= " TAB(15)D1 TAB(
501)"KCAL"
14350 PRINT ""
14360 HOME
14590 GOTO 13000
14999 STOP
15000 FOR K = 1 TO 5
15005 PRINT ""
15007 NEXT K
15010 RETURN
16000 REM SUBROUTINA DE REVISION
DE LA TEMPERATURA DE SALIDA
DEL SERPENTIN
16013 IF T7(N) > T(1) THEN 16040
16031 GOTO 16165
16040 T7(N) = T(N) - 0.5
16050 A3 = 1.2 * A3
16060 A2 = A3 * 24 / (S2 + 1000)
16065 IF D2 = 2 THEN 16090
16070 IF D2 = 3 THEN 16113
16080 GOTO 200
16090 PRINT "PARA UN NUMERO DE E
PAS ",N
16100 PRINT "EL AGUA DE ALIMENTA
CION DEBE SER COMO MINIMO ",
A2
16110 GOTO 200
16112 IF A2 > (10 * A) THEN 1614
0
16120 PRINT "EL AGUA MINIMA DE A
LIMENTACION ES : ",A0 * 10
16131 GOTO 200
16140 N = N + 1
16150 GOTO 240
16166 RETURN
16500 REM DIMENSIONAMIENTO DE V
ARIABLES
16507 IF X4 = 1 THEN 16510
16508 GOTO 16900
16510 DV = N + 5
16512 DIM V2(DV),R2(DV),L2(DV)
16520 DIM R4(DV),R1(DV),R1(DV)
16531 DIM L1(DV),F(DV),P(DV)
16540 DIM T1(DV),T3(DV),N(DV)
16545 DIM B2(DV),V2(DV),DD*10)
16550 DIM T2(DV),R4(DV),H3(DV)

```

```

16560 DIM V(DV),F1(DV),I(DV)
16570 DIM F(DV),H0(DV),T0(DV)
16580 DIM D*(5),D4(DV),V4(DV)
16585 DIM FF*(12),LL*(20),EE(20)

16590 DIM W5(DV),S5(DV),S4(DV)
16595 DIM T7(DV),F(25),C(25)
16600 DIM Y3(14),Y1(14),Y2(14)
16610 DIM DN(DV),DC(DV),LO(DV)
16612 DIM LC(DV),D6(DV)
16620 DIM P2(DV),P1(DV),D7(DV)
16631 DIM X0(DV),E(DV)
16640 DIM R9(DV),X1(DV),E2(DV)
16666 DIM R2(25),E9(25)
16670 DIM H2(DV),D(DV),D1(DV)
16999 XA = 0
16990 RETURN
17000 REM SUBROUTINA PARA REDON
DEU
17010 Z1 = Z1 * 100
17020 Z1 = INT(Z1) / 100
17030 RETURN
20000 PRINT "PROGRAMA REALIZADO
POR LUIS LAGUARDIA"
20001 END

```

VII.2 Manual del Usuario

Los disketts de este programa fueron grabados en el idioma Basic Pro-Dos de una microcomputadora Apple II.

A continuación se muestra una secuencia de los menús que aparecerán al correr este programa:

A. Secuencia de alimentación de variables iniciales

- "Teclea la capacidad en m³/día:"

En este punto, si la capacidad es mayor a 10,000 m³/día, el programa indicará que dicha capacidad debe ser menor.

- "Teclea la temperatura del agua ambiental en °C".
- "Teclea la salinidad del agua":

Mar	Kg Sal/m ³ H ₂ O
Océano Atlántico	36.0
Océano Pacífico	34.9
Mar Mediterráneo	39.0
Mar Rojo	39.8
Mar Caspio	13.0
Océano Indico	36.0

No es necesario alimentar la salinidad de los mares anteriores, este menú es únicamente informativo para el usuario.

- "Deseas algún porcentaje de error"

En este punto, si el usuario responde "SI" aparecerá el siguiente mensaje: "Teclea el % de error permitido", de no ser así, el programa asumirá dicho error = 2%.

B. Secuencia de información opcional disponible

- "A continuación debes teclear la información opcional disponible".

Número de etapas	1
Agua de alimentación	2
Mezcla de los dos	3
Ninguno de los dos	4

- Opción 1

"Teclea el número de etapas"

En este caso el programa propondría un agua de alimentación 10 veces mayor al agua producto.

- Opción 2
"Teclea el agua de alim (m³/dia): "
El programa fijaria el número de etapas bajo la base de que se desalinizarían 200 m³/dia por etapa.
- Opción 3
"Teclea el número de etapas"
"Teclea el agua de alimentación"
- Opción 4
En este caso el programa fijaria las dos condiciones bajo las bases de las opciones 1 y 2.

C. Secuencia de revisión de condiciones límites vs variables independientes.

En esta secuencia se revisa toda la información alimentada y su relación contra la supuesta, las preguntas que se harían en caso de haber alguna desviación son:

- "El agua de alimentación debe ser mayor a 250, teclea la capacidad en m³/dia".

- "Para una capacidad de " A0 "El flujo mínimo de entrada es" NM+1

en donde

A0 = Agua de alimentación

NM = Número mínimos de etapas calculado por el programa

D. Secuencia de presión mínima de operación

- "Teclea un 1 si quieres fijar la presión mínima de operación"

Al teclear un 1 aparecerá un mensaje: "Teclea la presión mínima de operación". Esta presión mínima debe ser tecleada en atmosferas.

- "Tu presión de operación mínima debe ser mayor a:" P9 en este punto el programa volverá a preguntar dicha presión mínima.

- "Demasiado grande tu presión mínima de operación". Se vuelve a preguntar la presión mínima de operación.

Como una ayuda al usuario, se recomienda fijar la presión mínima de operación entre los siguientes rangos:

Rango inferior: presión de saturación del agua pura a la temperatura ambiental + (5 °C)

Rango superior: puede ser calculada por la fórmula $PO = (I - (N \times 0.007))$ en donde PO = rango superior de la presión de saturación mínima y N= número de etapas.

E. Temperatura de alimentación al primer flasheador

- "¿Deseas fijar la temperatura de entrada al primer evaporador?".

Si la respuesta es "SI", el programa preguntará: "Teclea la temperatura de entrada".

- "La temperatura debe estar entre:" T7(1) y Z5.

Este mensaje aparecerá cuando la temperatura alimentada no este comprendida entre:

T7(1) = Temperatura de salida del último serpentín de precalentamiento.

Z5 = Temperatura de ebullición del agua con una salinidad "S2" a la presión de operación

Esta temperatura máxima va a depender del número de etapas.

F. Balances por tipo de información específica

A partir de este punto el programa preguntará al usuario sobre el alcance que desee este último en el sistema de desalinización, ya que existiran casos en donde se alcanzarán los niveles de desmineralización deseados con menos etapas de las requeridas apareciendo el siguiente mensaje:

- "Con", I, "Etapas", "Desalinizas toda el agua; deseas"

1 = Dejar así el balance, o
2 = Desalinizar con todas las etapas"

También existe una posibilidad de que se desalinice más agua de la requerida y dependerá del usuario dejar así o no el balance.

G. Operaciones de dimensionamiento

Aparecerá el siguiente menú, destinado a que el usuario escoja los dimensionamientos que requiera:

Recipientes.....1
Bombas.....2
Intercambiador....3
Todos los equipos.4
Fin del módulo....5

G.1 Recipientes

- "¿Deseas fijar la temperatura de residencia?"

Esta temperatura se refiere a la temperatura de residencia en minutos del líquido en cada uno de los recipientes. En caso de que la respuesta sea "NO", el programa propondrá 5 minutos de tiempo de residencia.

- "¿Deseas fijar un % sobre la presión de operación para el cálculo de la presión de diseño?"

En caso de que la respuesta sea "NO", se fijará en 15% dicho rango de seguridad para la presión de diseño.

- "A continuación debes teclear la tensión máxima en Psi"

Especificación	Grado	S
SA283	C	12.6
SA285	C	13.7
SA515	55	13.7
SA515	60	15.0
SA515	65	16.2
SA515	70	17.5
SA516	55	13.7
SA516	60	15.0
SA516	65	16.0
SA516	70	17.5

Este grado de tensión máxima esta especificada en lb/cm².

G.2 Bombas

- "Teclea la diferencia de altura en ft entre el nivel del mar y el primer evaporador".
- "Teclea la diferencia de altura (ft) entre la descarga de salmuera y el lugar en donde debe desecharse".
- "Teclea la diferencia de altura (ft) entre la recepción del agua producto y el lugar donde debe desecharse".

Nota: Para observar el tipo de información solicitada referirse al capítulo de desarrollo de algoritmos.

- "A continuación debes teclear el número de válvulas y aditamentos" Válvulas

- 1..... de globo convencional
- 2..... de globo en Y
- 3..... en ángulo
- 4..... de compuerta 100% abiertas
- 5..... de compuerta 76% abiertas
- 6..... de compuerta 50% abiertas
- 7..... de compuerta 25% abiertas
- 8..... Check convencionales
- 9..... Check de bifa

En este punto y para cada una de las tres bombas debe alimentarse separando el número de válvulas que la línea tiene.

- "A continuación debes teclear los aditamentos del sistema"

- 10..... TEE's con flujo en corrida
- 11..... TEE's con flujo en esquina
- 12..... Codos de 45
- 13..... Codos de 90

Idem punto anterior pero con aditamentos.

G.3 Intercambiadores

- "A continuación debes teclear la conductividad térmica del material:"

Material	K(Btu/H FT ² (F/FT))
Acero	26
Aluminio	119
Cobre	218
Hierro vaciado	25
Hierro forjado	28
Ploomo	18

No es necesario alguno de los anteriores si el usuario posee otro dato específico.

H. Impresión de resultados

El menú que aparecerá es

- VARIABLES GENÉRICAS..... 1
- Cond. de operación x etapa..... 2
- Balance de materia x etapa..... 3
- Balance en serpentines..... 4
- Dimensionamiento recipientes..... 5
- Dimensionamiento bombas..... 6

Dimensionamiento intercambiadores. 7
Fin de módulo..... 8

El oprimir "Fin de módulo" terminaría con el programa.

Para observar los resultados impresos en cada opción referirse al capítulo de corridas.

Capacidad de la Planta

El problema ejemplo se dividirá en:

- a) Planta para desalinización de agua de una población
- b) Planta para desalinización de agua de una industria
- A) Para el caso de desalinización de agua de una población se tomarán dos casos, el primero será para una población de 5,000 habitantes y otro para una población de tamaño medio de aproximadamente 20,000 habitantes.

Según algunos estudios la distribución del consumo de agua por día/hombre se desglosa de la siguiente manera.

TABLA VIII.1.
 Distribución de consumo de agua
 por habitante en litros/día-hombre

CONCEPTO	MINIMO	MAXIMO	PROMEDIO
Mitigar la sed	1.5	3.5	2.5
Preparación alimentos	2.0	4.0	3.0
Aseo corporal	50.0	300.0	175.0
Labores hogar (ropa, pisos, cocina, etc.)	50.0	275.0	162.5
Mínimo indispensable	103.5	582.5	343.0
Riego jardines	20.0	500	260.0
Lavado automóviles	20.0	100	60.0
Otros usos	5.0	100	52.5
Total de gastos superfluos	148.5	1,282.5	715.5

Para los fines del programa se toma para definir la capacidad el promedio del consumo mínimo indispensable más el consumo mínimo del agua con gastos superfluos dándonos un consumo aproximado de 208 litros/día hombre teniendo como mínimo el consumo de 105 litros/día hombre. Bajo estas bases tenemos los siguientes resultados.

TABLA VIII.2.
Capacidad planta para
consumo de una población

Alternativa	No. de habitantes	Capacidad mínima	M ³ /Día	Capacidad recomendada	M ³ /Día
		Ltos/Dfa Hom.		Ltos/Día Hom.	
A.1.	5,000	105	525	208	1,040
A.2.	20,000	105	2,100	208	4,160

B) El consumo de aguas industriales también se dividirá en dos casos:

B.1. Planta de Látex con capacidad de 6,200 tons/año

B.2. Planta de Formol con capacidad de 5,600 tons/año

Los consumos estimados de consumo de agua de servicios (promedio) serían

TABLA VIII.3.
Consumos promedios de agua
de servicios de plantas
industriales

Alternativa	Planta	Capacidad TPA	Consumo de agua servicios (M ³ /Dfa)
B.1.	Látex SBR	6,200	4,400
B.2.	Formol	5,600	2,900

En base a estos datos se harán cuatro corridas, una para cada tipo de alternativa, variando los tipos de información disponible.

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO/87
L. LAZARIDIA P.

VARIABLES GENERALES

CONCEPTO	UNIDADES	VALOR
AREA DE ALIMENTACION	M2/DIA	29,082.00
AREA PRODUCTO	M2/DIA	3,037.00
TEMP AREA AMBIENTAL	CENT	19.00
NUMEROS DE ETAPAS	UNIDADES	0.00
SALINIDAD	KG SAL/M3 O20	39.00
% DE ERROR	%	5.00
PROBLEMA NUMERO		1.00

CENT= GRADOS CENTIGRADOS

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO/87
L. LAQUARDIA P.

CONDICIONES DE OPERACION POR ETAPA

I	P(I)	Q(I)	T(I)	T2(I)	T0(I)
1	0.33	514.24	72.31	72.33	75.85
2	0.29	514.41	68.76	68.78	72.33
3	0.24	514.97	65.22	65.24	68.78
4	0.21	515.54	61.67	61.69	65.24
5	0.17	516.13	58.12	58.18	61.69
6	0.15	516.73	54.57	54.59	58.14
7	0.12	517.30	51.01	51.04	54.59
8	0.10	517.98	47.45	47.48	51.04

I	ETAPA	TEMPERATURAS* GRADOS CENT.
T(I)	TEMPERATURA OPERACION	PRESION* ATMOSFERAS
T0(I)	TEMPERATURA DE ALIMENTACION	CALOR* KCAL/KG
T2(I)	TEMPERATURA FASE LIQUIDA	
P(I)	PRESION DE OPERACION	
Q(I)	CALOR DE VAPORIZACION	

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO/87
L. LACRUZ P.

BALANCE DE MATERIA POR ETAPA

I	F(I)	U(I)	UU(I)
1	1,255,544.91	16,503.83	16,503.83
2	1,239,841.08	16,453.44	32,957.27
3	1,222,587.63	16,140.17	49,097.44
4	1,206,447.45	15,919.01	65,016.45
5	1,190,528.45	15,701.18	80,717.63
6	1,174,827.21	15,486.49	96,204.12
7	1,159,340.77	15,274.82	111,478.94
8	1,144,065.94	15,066.08	126,545.02

DATOS EN KG/HORA

I ETAPA
 U(I) AGUA FASE VAPOR
 L(I) AGUA FASE LIQUIDA
 F(I) AGUA DE ALIMENTACION
 UU(I) AGUA PRODUCTO ACUMULADA

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO/87
L. LAGUARDIA P.

BALANCE EN SERPENTINES

I	T. ENT	T. SAL.	CALOR
1	62.43	70.99	0,487,046.55
2	57.49	62.43	0,463,890.55
3	50.87	57.49	0,311,775.75
4	44.33	50.87	0,207,007.34
5	37.88	44.33	0,103,934.00
6	31.50	37.88	0,002,454.93
7	25.21	31.50	2,902,507.76
8	19.00	25.21	2,804,055.88

I ETAPA
T. SAL TEMPERATURA DE SALIDA DEL SERPENTIN
T. ENT TEMPERATURA DE SALIDA DEL SERPENTIN
CALOR CALOR CEDIDO AL SERPENTIN
TEMPERATURA EN GRADOS CENTIGRAOS
CALOR EN KCAL/HORA

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO/87
L. LA GUARDIA P.

DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS E INTERCAMBIADOR

CONCEPTO	BOMBA 1	BOMBA 2	BOMBA 3
POTENCIA	72.56	2.12	10.43
DIAMETRO ALIM	1.88	0.33	0.66
DIAM DESC	1.56	0.29	0.50

POTENCIA EN CABALLOS DE FUERZA
DIAMETRO EN PULGADAS

BOMBA 1= BOMBA DE ALIMENTACION
BOMBA 2= BOMBA DE DESCARGA DE SALMUERA
BOMBA 3= BOMBA DE DESCARGA DEL AGUA PRODUCTO

DIMENSIONAMIENTO DEL INTERCAMBIADOR

AREA DE TRANSFERENCIA (MTS)= 433.89
CALOR TRANSFERIDO (KCAL/HR)= 6,095,636.06

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO/87
L. LAQUARDIA P.

VARIABLES GENERICAS

CONCEPTO	UNIDADES	VALOR
AGUA DE ALIMENTACION	MG/DIA	41,600.00
AGUA PRODUCTO	MG/DIA	4,207.03
TEMP AGUA AMBIENTAL	CENT	15.00
NUMEROS DE ETAPAS	UNIDADES	11.00
SALINIDAD	KG SAL/MG H2O	36.00
% DE ERROR	%	3.00
PROBLEMA NUMERO		2.00

CENT= GRADOS CENTIGRADOS

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO/87
L. LAJARDIA P.

CONDICIONES DE OPERACION POR ETAPA

I	P(I)	Q(I)	T(I)	T2(I)	T0(I)
1	0.32	517.29	71.55	71.57	74.13
2	0.29	517.34	68.94	68.96	71.57
3	0.26	517.75	66.35	66.37	68.96
4	0.23	518.16	63.76	63.78	66.37
5	0.20	518.59	61.17	61.19	63.78
6	0.18	519.02	58.57	58.59	61.19
7	0.16	519.46	55.98	56.00	58.59
8	0.14	519.91	53.38	53.40	56.00
9	0.12	520.37	50.78	50.80	53.40
10	0.11	520.83	48.17	48.19	50.80
11	0.09	521.31	45.57	45.59	48.19

I	ETAPA	TEMPERATURAS* GRADOS CENT
T(I)	TEMPERATURA OPERACION	PRESION* ATMOSFERAS
T0(I)	TEMPERATURA DE ALIMENTACION	CALOR* KCAL/KG
T2(I)	TEMPERATURA FASE LIQUIDA	
P(I)	PRESION DE OPERACION	
Q(I)	CALOR DE VAPORIZACION	

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO/87
L. LAGUARDIA P.

BALANCE DE MATERIA POR ETAPA

I	F(I)	U(I)	W(I)
1	1,733,334.72	16,627.42	16,627.42
2	1,716,707.29	16,695.66	33,323.08
3	1,700,011.62	16,413.71	49,736.79
4	1,683,597.90	16,249.97	65,986.76
5	1,667,347.93	16,088.01	82,074.77
6	1,651,259.91	15,927.73	98,002.50
7	1,635,332.18	15,769.07	113,771.57
8	1,619,563.18	15,612.01	129,383.58
9	1,603,951.09	15,456.52	144,840.10
10	1,588,494.57	15,302.58	160,142.68
11	1,573,191.99	15,150.17	175,292.85

DATOS EN KG/HORA

I ETAPA
 U(I) AGUA FASE VAPOR
 L(I) AGUA FASE LIQUIDA
 F(I) AGUA DE ALIMENTACION
 W(I) AGUA PRODUCTO ACUMULADA

BALANCE EN SERPENTINES

I	T. ENT	T. SAL.	CALOR
1	65.23	67.49	8,601,289.41
2	57.54	62.53	8,637,377.23
3	52.64	57.54	8,498,244.48
4	47.78	52.64	8,420,249.94
5	42.97	47.78	8,343,156.13
6	38.20	42.97	8,266,918.82
7	33.47	38.20	8,191,512.90
8	28.79	33.47	8,116,922.61
9	24.15	28.79	8,043,137.17
10	19.55	24.15	7,970,148.09
11	15.00	19.55	7,897,948.38

I ETAPA
T. SAL. TEMPERATURA DE SALIDA DEL SERPENTIN
T. ENT. TEMPERATURA DE SALIDA DEL SERPENTIN
CALOR CALOR CEDIDO AL SERPENTIN
TEMPERATURA EN GRADOS CENTIGRADOS

CALOR EN KCAL/HORA

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO/87
L. LAGUARDIA P.

DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS E INTERCAMBIADOR

CONCEPTO	BOMBA 1	BOMBA 2	BOMBA 3
POTENCIA	0.00	3.21	11.36
DIAMETRO ALIM	2.39	0.42	0.83
DIAM DESC	1.88	0.33	0.66

POTENCIA EN CABALLOS DE FUERZA
DIAMETRO EN PULGADAS

BOMBA 1= BOMBA DE ALIMENTACION
BOMBA 2= BOMBA DE DESCARGA DE SALMUERA
BOMBA 3= BOMBA DE DESCARGA DEL AGUA PRODUCTO

DIMENSIONAMIENTO DEL INTERCAMBIADOR

AREA DE TRANSFERENCIA (MTS) ²	613.67
CALOR TRANSFERIDO (KCAL/HR)	11,520,635.30

VARIABLES GENERICAS

CONCEPTO	UNIDADES	VALOR
AGUA DE ALIMENTACION	KG/DIA	41,600.00
AGUA PRODUCTO	KG/DIA	4,477.79
TEMP AGUA AMBIENTAL	CENT	15.00
NUMEROS DE ETAPAS	UNIDADES	10.00
SALINIDAD	KG SAL/KG H2O	36.00
% DE ERROR	%	2.00
PROBLEMA NUMERO		3.00

CENT= GRADOS CENTIGRADOS

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO/87
L. LAQUARDIA P.

CONDICIONES DE OPERACION POR ETAPA

I	P(I)	Q(I)	T(I)	T2(I)	T0(I)
1	0.32	517.36	71.09	71.11	74.14
2	0.28	517.48	68.03	68.05	71.11
3	0.24	517.97	64.99	65.00	68.05
4	0.21	518.46	61.94	61.96	65.00
5	0.18	518.97	58.88	58.90	61.96
6	0.16	519.49	55.83	55.85	58.90
7	0.13	520.02	52.77	52.79	55.85
8	0.11	520.56	49.71	49.73	52.79
9	0.10	521.11	46.64	46.66	49.73
10	0.08	521.67	43.57	43.59	46.66

I	ETAPA	TEMPERATURAS* GRADOS CENT.
T(I)	TEMPERATURA OPERACION	PRESION* ATMOSFERAS
T0(I)	TEMPERATURA DE ALIMENTACION	CALOR* KCAL/KG
T2(I)	TEMPERATURA FASE LIQUIDA	
P(I)	PRESION DE OPERACION	
Q(I)	CALOR DE VAPORIZACION	

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO/87

L. LAJARDIA P.

BALANCE DE MATERIA POR ETAPA

I	F(I)	U(I)	UU(I)
1	1,733,334.72	19,544.76	19,544.76
2	1,713,789.95	19,546.77	39,091.53
3	1,694,241.18	15,204.29	58,295.82
4	1,675,036.88	18,979.11	77,274.93
5	1,656,052.72	18,756.77	96,031.70
6	1,637,300.95	18,537.14	114,570.84
7	1,618,763.95	18,320.12	132,890.96
8	1,600,443.72	18,105.67	150,996.63
9	1,582,338.05	17,893.74	168,890.37
10	1,564,444.31	17,684.08	186,574.45

DATOS EN KG/HORA

I	ETAPA
U(I)	AGUA FASE VAPOR
L(I)	AGUA FASE LIQUIDA
F(I)	AGUA DE ALIMENTACION
UU(I)	AGUA PRODUCTO ACUMULADA

IMPRESION DE RESULTADOS

14/AGOSTO/87
L. LAZARDEA P.

BALANCE EN SERPENTINES

I	T. ENT	T. SAL.	CALOR
1	65 05	70 89	10,111,687 90
2	59 22	65 05	10,116,215 90
3	53 48	59 22	9,947,289 97
4	47 60	53 48	9,640,070 14
5	42 13	47 60	9,734,299 42
6	36 63	42 19	9,529,509 13
7	31 13	36 63	9,562,859 17
8	25 70	31 13	9,425,173 86
9	20 32	25 70	9,324,604 32
10	15 00	20 32	9,225,525 25

I ETAPA
T. SAL TEMPERATURA DE SALIDA DEL SERPENTIN
T. ENT TEMPERATURA DE SALIDA DEL SERPENTIN
CALOR CALOR CEDIDO AL SERPENTIN
TEMPERATURA EN GRADOS CENTIGRAOS
CALOR EN KCAL/HORA

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO/87
L. LAQUIARDIA P.

DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS

CONCEPTO	BOMBA 1	BOMBA 2	BOMBA 3
POTENCIA	53.31	2.98	9.29
DIAMETRO ALIM	2.39	0.42	0.83
DIAM DESC	1.88	0.33	0.66

POTENCIA EN CABALLOS DE FUERZA
DIAMETRO EN PULGADAS

BOMBA 1= BOMBA DE ALIMENTACION
BOMBA 2= BOMBA DE DESCARGA DE SALMUERA
BOMBA 3= BOMBA DE DESCARGA DEL AGUA PRODUCTO

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO-87
L. LAQUARDIA P.

VARIABLES GENERICAS

CONCEPTO	UNIDADES	VALOR
AGUA DE ALIMENTACION	M3/DIA	17 346 73
AGUA PRODUCTO	M3/DIA	1,167.19
TEMP AGUA AMBIENTAL	CENT	12.00
NUMEROS DE ETAPAS	UNIDADES	3.00
SALINIDAD	KG SAL/M3 H2O	36.00
% DE ERROR	%	2.00
PROBLEMA NUMERO		4.00

CENT= GRADOS CENTIGRADOS

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO/87
L. LAQUANDIA P.

CONDICIONES DE OPERACION POR ETAPA

I	P(I)	Q(I)	T(I)	T2(I)	T0(I)
1	0.00	521.29	43.29	43.31	49.33
2	0.06	522.88	37.22	37.24	43.31
3	0.04	524.09	31.15	31.17	37.24

I	ETAPA	TEMPERATURAS= GRADOS CENT.
T(I)	TEMPERATURA OPERACION	PRESION= ATMOSFERAS
T0(I)	TEMPERATURA DE ALIMENTACION	CALOR= KCAL/KG
T2(I)	TEMPERATURA FASE LIQUIDA	
P(I)	PRESION DE OPERACION	
Q(I)	CALOR DE VAPORIZACION	

IMPRESION DE RESULTADOS

04/AGOSTO/87
L. LAQUARDIA P.

BALANCE EN SERPENTINES

I	T. ENT	T. SAL.	CALOR
1	34.43	42.79	8,633,903.84
2	23.08	34.43	8,500,192.73
3	12.00	23.08	8,298,711.01

I ETAPA
T SAL TEMPERATURA DE SALIDA DEL SERPENTIN
T. ENT TEMPERATURA DE SALIDA DEL SERPENTIN
CALOR CALOR CEDIDO AL SERPENTIN
TEMPERATURA EN GRADOS CENTIGRADOS
CALOR EN KCAL/HORA

DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS E INTERCAMBIADOR

CONCEPTO	BOMBA 1	BOMBA 2	BOMBA 3
POTENCIA	0.00	1.16	3.42
DIAMETRO ALIM	1.40	0.29	0.33
DIAM DESC	1.25	0.25	0.29

POTENCIA EN CABALLOS DE FUERZA
DIAMETRO EN PULGADAS

BOMBA 1= BOMBA DE ALIMENTACION
BOMBA 2= BOMBA DE DESCARGA DE SALMUERA
BOMBA 3= BOMBA DE DESCARGA DEL AGUA PRODUCTO

DIMENSIONAMIENTO DEL INTERCAMBIADOR

AREA DE TRANSFERENCIA (MTS)=	266.15
CALOR TRANSFERIDO (KCAL/HR)=	4897791

IX.1 Etapas en el desarrollo de un proyecto

Los proyectos de inversión de capital para la construcción de plantas productivas deben pasar antes de entrar a la etapa de construcción por una serie de etapas de gran importancia para su óptima ejecución.

En general se puede decir que un proyecto de inversión consta de los siguientes pasos:

- 1) Identificación de necesidades
- 2) Conceptualización del proyecto
- 3) Estudio preliminar
- 4) Definición del proyecto
- 5) Ejecución instalación
- 6) Ejecución operativa
- 7) Arranque y demostración

- Identificación de necesidades

En esta etapa debe especificarse por parte del requirente la necesidad de invertir en algún tipo de instalación, de preferencia esta necesidad debe estar apoyada en un estudio preliminar ya sea de mercado o de la satisfacción de alguna necesidad (por ejemplo surtir de agua potable alguna población).

- Conceptualización del proyecto

Además de elaborarse en esta parte el programa de desarrollo del proyecto, en la conceptualización del proyecto debe realizarse una descripción genérica del mismo con un estimado de inversión con precisión de + 40%.

Este documento tiene la intención de mostrar a los accionistas o responsables de proporcionar el capital para el desarrollo del proyecto un estimado del alcance y el monto de inversión del mismo, para que después de autorizado se empiece a trabajar en el estudio preliminar.

- Estudio preliminar

El estudio preliminar pretende plasmar las necesidades identificadas en varias alternativas de capacidades instaladas, además de evaluar la tecnología y revisar las necesidades de capital propuestas en la conceptualización del proyecto.

- **Definición del proyecto**

En esta etapa es donde debe desarrollarse la ingeniería básica del proyecto, adaptando las características de la tecnología a los requerimientos del proyecto. Una descripción más amplia de lo que es una ingeniería básica se realiza en el siguiente subcapítulo.

- **Ejecución de instalaciones**

Esta parte comprende la ingeniería de detalle y la construcción formal de las instalaciones, y se puede desglosar en cinco puntos.

- a) Ingeniería de detalle
- b) Compras
- c) Obra civil
- d) Obra electromecánica
- e) Pruebas, equipo y sistemas

- **Ejecución operativa**

Paralelamente a la ejecución instalaciones puede ser desarrollada la ejecución operativa, la cual consiste en la elaboración de manuales e instructivos de la forma de operar cada uno de los equipos cuando termine su instalación. En esta etapa es muy necesario un contacto continuo con los proveedores tecnológicos.

- **Arranque y demostración**

Ultima etapa del desarrollo del proyecto en donde debe de ponerse a trabajar los equipos y demostrar que el compromiso fijado en el estudio preliminar se está desarrollando. Después de esta demostración las instalaciones guardarán a cargo del personal operativo de la planta y no del departamento de proyectos.

IX.2 Componentes integrantes de una ingeniería básica

En general una ingeniería básica contiene los siguientes puntos:

- 2.1 Generalidades
- 2.2 Descripción del proceso y diagrama de flujo
- 2.3 Balances de materia y energía
- 2.4 Diagrama de ingeniería
- 2.5 Especificación de equipos de proceso
- 2.6 Requerimiento y especificación de equipos auxiliares
- 2.7 Instrumentación
- 2.8 Lay out y planos de localización
- 2.9 Requerimiento de mano de obra y su función
- 2.10 Requerimiento y especificación de tuberías
- 2.11 Otros (clasificación eléctrica, aislamientos, etc.)

Como se puede observar, de todos estos componentes, este programa apoyará el desarrollo de las siguientes:

- Balances de materia y energía
- Especificación de equipos de proceso
- Requerimiento y especificación de equipos auxiliares
- Requerimiento y especificación de tuberías
- Otros, por ejemplo; especificación de aislamientos

II.3 Aportaciones del programa

A continuación se describe brevemente el tipo de aportación que brindará el programa a cada uno de los componentes mencionados.

3.1 Balances de materia y energía

En este punto es donde se tiene la aportación mas importante del programa. Toda la primera parte de éste se enfoca a desarrollar el balance de materia y energía tanto de los equipos de evaporación como de los serpentines de condensación, de los equipos auxiliares, de las bombas y del intercambiador de calor.

Los resultados que el programa brinda al usuario son muy completos, ya que nos proporciona temperaturas, presiones de operación, flujos mássicos y composiciones de cada una de las etapas de evaporación instantánea incluyendo las temperaturas que deberán manejarse en el intercambiador, así como la cantidad de calor que deberá cederse al flujo de agua de alimentación, que es muy importante para cuando sea necesario escoger el tipo de calentamiento óptimo a utilizarse.

3.2 Especificaciones de equipo de proceso

En la parte de dimensionamiento de equipos del programa, podrán obtenerse resultados de las dimensiones genéricas de cada uno de los recipientes de evaporación, del intercambiador de calor y de las bombas de proceso los resultados obtenidos pueden ser consultados en el capítulo de "Corridas del programa", pero es necesario aclarar que para el cálculo de cada una de estas especificaciones fue necesario el cálculo de muchas variables, las cuales también pueden ser solicitadas al programa cuando termine cualquiera de las corridas del mismo o haciendo modificaciones en la subrutina de impresión.

3.3 Requerimiento y especificación de equipos auxiliares

Como se mencionó en el punto anterior podrán dimensionarse las bombas (de alimentación, de descarga de salmuera y de descarga de agua producto) y el intercambiador de alimentación.

3.4 Requerimiento y especificación de tuberías

El programa tiene un módulo para el cálculo de las tuberías de entrada y salida de cada una de las bombas que especifica tanto diámetros como áreas transversales, aun cuando estos datos no son impresos si pueden ser consultados despues del desarrollo de cada una de las corridas.

3.5 Otros

Aun cuando no directamente los resultados del programa y la tesis en si pueden ser utilizadas en: especificaciones de aislamientos, calculo del monto de la inversión por medio de factores de Lang y otros, toma de decisión para el proceso a utilizar, etc.

Como se puede observar brinda una ayuda significativa en el desarrollo principalmente de la ingeniería básica de un proceso de desalinización de agua por evaporación instantánea.

El problema de la escasez de agua dulce en el mundo se acentúa cada vez más. Las consecuencias que este problema puede acarrear, son graves tanto a nivel industrial como para el género humano. Es por esto que la investigación sobre métodos alternativos para conseguir agua, es siempre de gran importancia. La desalinización del agua es uno de estos métodos alternativos como se menciona en el presente estudio. A últimas fechas el desalinizar agua ha tomado gran fuerza como un medio de obtener el vital líquido.

Por otro lado, la computarización también ha logrado un gran auge en las últimas décadas. Los beneficios que ésta brinda en "ahorros de tiempo" de investigación por la automatización de sistemas repetitivos y el desarrollo de los mismos en un mínimo de tiempo ha permitido que los investigadores dedican su tiempo para investigar olvidándose casi por completo de operaciones rutinarias.

El combinar la investigación sobre desalinización con sistemas computacionales es de gran importancia en la resolución ágil y eficiente del problema de la escasez de agua dulce.

El seleccionar el método más adecuado para llevar a cabo este proceso, es otro de los problemas con los cuales se enfrentará el encargado del proyecto de instalar una planta desalinizadora de agua. En su evaluación de alternativas debe considerar todas las variables analizadas en el capítulo III de este estudio.

- . Arranque y facilidad de operación
- . Complejidad del sistema
- . Mantenimiento
- . Eficiencia energética
- . Inversión de la planta

y compararlos contra los recursos disponibles y objetivos planteados inicialmente.

Para nuestro caso, el método más adecuado, resultante de la evaluación de cada uno de los puntos anteriores, fue el de evaporación instantánea por etapas sin recirculación de salmuera. Esto no quiere decir que para todos los casos sea el método más eficiente. De hecho los avances de la ósmosis inversa han sido últimamente muy significativos, situando a este proceso en conjunto con el "Evap. de multi-etapas" a la cabeza de los métodos industriales de desalinización.

Sin embargo, sea o no la evaporación instantánea el método más eficiente para estos fines, la utilización de este programa será un apoyo muy importante en la selección del método más recomendado de desalinización, ya que brindará las bases más importantes para evaluarlo contra los otros métodos, a partir de la información mínima requerida. Estas bases son: requerimientos de equipo de bombeo, de intercambio de calor, y, si así se requiere, de recipientes de vaporización.

Por otro lado, si la evaluación se inclinó hacia la evaporación instantánea, el programa tiene la flexibilidad suficiente para aceptar en sus corridas, diferentes recursos que el operador debe evaluar:

- . En el caso de tener ya una bomba de alimentación disponible el usuario podrá hacer uso de la modalidad de fijar el "Agua de alimentación, al sistema".
- . Si por el contrario, el usuario conoce cuantos recipientes tiene disponible sin importarle el tamaño de la bomba de alimentación, podrá fijarse el número de etapas del sistema.
- . También se tiene la alternativa de alimentar los dos datos anteriores, o dejarlos para que el programa los estime según estándares manejados en este tipo de plantas.

pero no queda hasta aquí la flexibilidad de este sistema, también se podrán elegir al gusto variables como:

- Temperatura del agua ambiental
- Salinidad del agua
- Presión mínima de operación
- Tiempo de residencia en los recipientes de evaporación
- Presión mínima de operación
- Temperatura del agua de alimentación (muy importante si el usuario conoce desde el principio el tamaño de su precalentador)
- Materiales de construcción de los recipientes, etc.

Como se puede observar, la utilización de este programa puede llegar a ser una herramienta muy útil para los investigadores, encargados de proyecto, planeadores, etc. interesados en la muy importante tarea de obtener, a partir del agua salina, agua con posibilidades de consumo para el género humano.

BIBLIOGRAFIA

- PERRY Robert H., CHILTON Cecil H., Chemical Engineering Handbook, quinta edición, Mc.Graw Hill Book Company.
- KERN Donald Q., Procesos de transferencia de calor, Compañía Editorial Continental, S. A., México, D. F. 1980.
- GOMELLA Cyril, La sed del mundo, Nueva Editorial Labor, S.A., 1979, Barcelona, España.
- SPIEGLER, K.S., Principles of desalination, Academic Press, 1966, United States of America.
- LA DESALACION EN MEXICO, SAHOP, Dirección general de aprovechamiento de aguas salinas y energía solar, Mexico, 1979.
- BALZHISER Richard E., SAMUELS M., Chemical Engineering Thermodynamics, Prentice Hall, New Jersey, 1972, U.S.A.
- FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, FITTINGS, & PIPES, Engineering Division, Crane Company, Chicago, Ill, U.S.A.
- Mc. CRACKEN D. D., Metodos numéricos y programación Fortran, Editorial Limusa, México, 1980
- GEANKOPLIS Christie., Transport Processes & Unit operations, Allyn & Bacon Inc., 1978, Boston, U.S.A.
- Watson K. M., et. al., Principios de los procesos químicos, Parte I, balances de materia y energía, Editorial Reverté, S. A., Barcelona, España, 1980.
- YAWS Carl L., Lamar University, Correlations constants for chemical Compounds #24, Chemical Engineering, Noviembre 2, 1976, U.S.A.
- YAWS Carl L., Lamar University, Correlations constants for chemical Compounds #22, Chemical Engineering, Agosto de 1976, U.S.A.
- DALJIT Singh & RAVINDRA S., University of California, Enthalpy of Seawater, Chemical Engineering, Marzo, 1973, U.S.A.
- MILLER Ryle L., Desalting shapes up, chemical engineering, septiembre 4, 1972, U.S.A.