

61  
Zey



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FAULTAD DE INGENIERIA**

**"DISEÑO OPTIMO DE UN DESTILADOR SOLAR  
DE MULTIPLE EFECTO PARA AGUA DE MAR"**

**T E S I S**  
**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE**  
**INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA**  
**P R E S E N T A :**  
**MIGUEL GONZALEZ QUINTANA**

Dir. Dr. José Luis Fernández Zayas

México, D. F.

1987



Universidad Nacional  
Autónoma de México

UNAM



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

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

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

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

## RESUMEN

Se describe el desarrollo de un destilador de múltiple efecto (múltiples charolas) a presión atmosférica con características que lo hacen operable con energía solar. El dispositivo es de fácil fabricación y mínimo mantenimiento. Se presenta un método de simulación numérica que permite el diseño óptimo de dicho dispositivo considerando factores térmicos y económicos.

## NOMENCLATURA.

$A, A''$	Area de transferencia de calor [ $m^2$ ]
$A_s$	Area del espejo de la salmuera [ $m^2$ ]
$b$	Distancia entre dos charolas [m]
$C$	Capacidad de la charola [kg]
$C_d$	Costo del equipo de destilación
$C_e$	Costo del equipo de calentamiento solar
$C_t$	Costo total del equipo de la planta destiladora
$c$	Espesor del aislante térmico [m]
$c_p$	Calor específico de la salmuera [kJ/kg]
$E$	Energía, energía requerida por la instalación [kJ]
$h$	Nivel de la salmuera [m]
$h'$	Coefficiente de transferencia de calor por convección [ $kW/m^2K$ ]
$h_{fg}$	Entalpía de cambio de fase del agua [kJ/kg]
$h_{sc}$	Coefficiente de transferencia de calor por evaporación [ $kJ/m^2K$ ]
$k$	Conductividad térmica [kW/m K]
$m$	Masa [kg]
$m_a$	Masa de salmuera recibida por una charola [kg]
$m_e$	Masa de salmuera evaporada de una charola [kg]
$m_r$	Masa de salmuera derramada de una charola [kg]
$N$	Número de unidades de destilación
$n$	Número de charolas por unidad
$P$	Producción de destilado por día [kg]
$P_s$	Presión absoluta de vapor correspondiente a la temperatura del sistema [bar]

$P_c$	Presión absoluta de vapor correspondiente a la temperatura del condensador o charola que actúa como tal [bar]
$q_{condi}$	Calor recibido por conducción [kW]
$q_{condo}$	Calor perdido por conducción [kW]
$q_{convi}$	Calor recibido por convección [kW]
$q_{convo}$	Calor perdido por convección [kW]
$q_{dest}$	Calor que sale del sistema al enfriar el condensado que escurre por su cara inferior [kW]
$q_{ei}$	Calor recibido por el flujo de vapor [kW]
$q_{eo}$	Calor perdido por el flujo de vapor [kW]
$q_{ma}$	Energía que entra al sistema asociada a la masa $m_a$ [kW]
$q_{me}$	Energía que sale del sistema asociada a la masa $m_e$ [kW]
$q_{mr}$	Energía que sale del sistema asociada a la masa $m_r$ [kW]
$q_{neto}$	Calor neto transferido al sistema [kW]
$q_p$	Calor perdido hacia el medio ambiente [kW]
$q_{radi}$	Calor recibido por radiación [kW]
$q_{rado}$	Calor perdido por radiación [kW]
$T$	Temperatura [K]
$T_1$	Temperatura a la que se condensa el vapor [K]
$T_2$	Temperatura de salida del condensado [K]
$T_c$	Temperatura del condensador o charola que actúa como tal [K]
$T_m$	Temperatura de la masa en estudio [K]
$T_s$	Temperatura de la salmuera [K]
$t$	Tiempo [s] u [h]
$\alpha$	Costo por charola unidad
$\beta$	Costo de la instalación por kJ

- c<sub>1</sub> Emisividad de la salmuera
- c<sub>2</sub> Emisividad de la base de la charola
- o Constante de Stefan-Boltzman =  $5.669 \times 10^8 \text{ W/m}^2 \text{K}^4$
- A Incremento, intervalo.

## INDICE

1.	INTRODUCCION	1
2.	ANTECEDENTES	3
3.	DESCRIPCION FISICA	15
4.	PLANTEAMIENTO MATEMATICO	19
5.	PROCEDIMIENTO DE SOLUCION	29
6.	PROCESO DE DISEÑO OPTIMO	32
7.	DESCRIPCION DE LA INSTALACION FINAL	43
8.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	52

	REFERENCIAS	54
--	-------------	----

### APENDICES:

A.	VALIDACION DE LAS ECUACIONES DE DUNKLE	56
B.	LISTADO DEL PROGRAMA	61
C.	EMPLEO DEL PROGRAMA DE COMPUTO	67

## Cap 1: INTRODUCCION.

En el presente trabajo se describe un dispositivo para obtener agua potable a partir del mar por medio de la destilación empleando la energía solar. Se pretende un dispositivo capaz de producir entre 5 y 10 litros por día por cada metro cuadrado de área efectiva de captación de radiación solar, el dispositivo así obtenido debe ser de producción intermedia entre los sencillos destiladores de "casita" y los complicados destiladores de múltiple efecto por "flasheo" pero de sencilla fabricación y operación.

El capítulo 2 resume los antecedentes históricos más relevantes sobre la destilación solar, tanto a nivel nacional como internacional, discutiendo algunas de las experiencias adquiridas en estos proyectos. En el capítulo 3 se propone y explica un diseño original que se estudia en el resto de este trabajo, consistente en un conjunto de charolas apiladas que permiten el reuso de calor.



En el capítulo 4 se enlistan las ecuaciones conocidas que pueden representar de manera adecuada la operación del destilador bajo estudio y se llega a una ecuación general para estudiar una de las charolas a la vez. En el capítulo 5 se discute un modo en que se pueden obtener resultados a partir de esta ecuación al resolverla por diferencias finitas para todas las charolas por medio de un programa de cómputo. La obtención del destilador óptimo se deduce en el capítulo 6 teniendo en cuenta los aspectos térmicos y económicos.

El capítulo 7 describe la instalación final realizada para obtener resultados experimentales en condiciones realistas de operación. Por último, en el capítulo 8 se presentan las principales conclusiones y recomendaciones obtenidas en el presente estudio. Adicionalmente se presentan tres apéndices como información suplementaria.

## Cap 2: ANTECEDENTES.

El agua dulce, como un elemento indispensable para la vida del hombre, no se encuentra disponible en abundancia en la totalidad de los países. Se cuenta con lugares susceptibles de un gran desarrollo que por falta de una disponibilidad de agua dulce en abundancia no han podido ser explotados en todo su potencial. Muchos de estos lugares se encuentran cerca de los litorales lo que ha despertado en el hombre la esperanza de poder obtener agua dulce a bajos costos a partir del mar. El proceso que ha sido más utilizado es la destilación, para la cual se puede aprovechar la energía solar. En un intento de poder competir contra los métodos tradicionales de destilación se han desarrollado varias tecnologías que permiten obtener agua destilada del mar utilizando la energía solar. Las principales contribuciones a esto se discuten a continuación.

## 2.1. ANTECEDENTES HISTORICOS.

La destilación del agua de mar ha sido empleada desde hace mucho tiempo. Ya en 1770 Lavoisier utilizaba lentes concentradores para destilar el agua de mar con los rayos del sol; sin embargo, este dispositivo tenía un alto costo de inversión inicial y presentaba serios problemas para el seguimiento del sol. La primera patente otorgada en los Estados Unidos referente a destilación solar data de 1870 y corresponde a N. W. Wheelers y W. W. Evans, quienes desarrollaron un amplio tratado de destiladores solares del tipo de "casita", donde proponen ya varios métodos para aumentar su producción y reducir los costos de inversión inicial [1].

El período moderno de la destilación solar comienza en 1872 con el primer gran destilador solar, diseñado por el ingeniero sueco Carlos Wilson. Esta instalación, que funcionaba en Las Salinas, Chile, consistía en un conjunto de destiladores de "casita" con una área efectiva de captación de aproximadamente  $4800 \text{ m}^2$  y tenía una producción máxima de 23,000 kg/día. La instalación destilaba agua de pozos con una salinidad muy elevada (140,000 ppm) y funcionó exitosamente alrededor de 40 años suministrando agua a una comunidad minera. En la actualidad solo existe una instalación de destiladores de "casita" comparable con esta, la cual se encuentra en Patmos, Grecia [2, 3].

La segunda etapa del período moderno de destilación solar comienza en 1925 cuando el gobierno de Francia ofrece un premio por el diseño de un destilador portátil. Con base en este concurso se desarrollaron

varios diseños de destiladores de "casita". Estas investigaciones en Francia fueron continuadas posteriormente en Rusia [1, 2].

La tercera etapa empieza en 1935, teniendo un fuerte estímulo en el año 1942 cuando el National Research Defense Committee de los Estados Unidos otorga financiamiento para el desarrollo de destiladores solares para fines militares. La Dra. María Telkes diseñó una unidad inflable que se suministraba como equipo de sobrevivencia de los botes salvavidas de la marina de los Estados Unidos. Durante la segunda guerra mundial se fabricaron alrededor de 200,000 unidades de este tipo; estas unidades se siguen fabricando actualmente [1, 2, 3].

Se puede considerar que la etapa actual de la destilación solar comienza a partir de 1952, cuando debido a las sequías que azotaban gran parte del mundo, se le da gran importancia mundial al problema del agua. La mayor investigación fue realizada en los Estados Unidos, pero también fue importante la realizada en Rusia, Francia, Algeria, Arabia, España, Italia, Grecia, Israel, Japón, Australia y México [1].

A partir de 1970 se ha reducido enormemente el presupuesto destinado a la investigación sobre destilación solar en la mayoría de los países, debido principalmente a la imposibilidad de producir grandes volúmenes de agua a precios que puedan competir con tecnologías convencionales, dada la situación del bajo costo de los energéticos. Una excepción es Australia, donde se han seguido estudios de manera ininterrumpida bajo los auspicios de la "Commonwealth Scientific and Industrial Research Organization" (CSIRO). En la tabla 2.1 se muestran las

instalaciones de tipo de "casita" que se piensa están funcionando actualmente [3].

En forma más o menos aislada, más que como parte de un programa consistente de desarrollo, algunas experiencias en diversos países con carencia de agua, realizadas con tecnología importada, han mantenido latente las necesidades de resolver las necesidades modernas de agua potable empleando la energía solar. Un ejemplo sobresaliente es la planta de 80,000 kg/día promedio en Abu Dhabi, instalada con asesoría y tecnologías japonesas, que tiene ya tres años en servicio y parece operar satisfactoriamente en este país tan necesitado del líquido. Esta

TABLA 2.1  
DESTILADORES SOLARES DE "CASITA".

País	Ubicación	Fecha de construcción	Área de salmuera (m <sup>2</sup> )	Producción (kg/día)
Australia	Murak II	Nov. 1966	372	895
	Caiguna	Dic. 1966	372	834
	Hamelin Pool	Dic. 1966	557	1,300
	Griffith	Ago. 1967	413	977
	Townsville	1969	232	560?
	Coober Pedy	1969	465	1,100?
I. Cabo Verde	Santa María	1965	743	2,280?
Chile	Quillagua	1968	107	380?
	Quillagua	1969	103	360?
Grecia	Pisagus	1971	124	440?
	Salamis	Oct. 1965	388	1,180?
	Fatmos	Jul. 1967	8,640	28,080
	Kimolos	1968	2,508	8,140
	Misiros	1969	2,043	6,510
India	Bhavnagar	Oct. 1965	377	890
México	I. Natividad	Mar. 1969	95	410?
	Fuerte Chale	1974	300?	1,000
	Punta Eugenia	1974	470?	1,500
	Punta Chueca	1974	470?	1,500
España	Las Marinas	Mar. 1966	869	2,770
Tunisia	Chakmou	1967	439	570
	Mahdia	1968	1,300	4,480
Rusia	Turkmenia B.	Abr. 1969	599	1,750
Caribe	San Vicente	Feb. 1967	1,709	5,290
	La Gonave	Jun. 1969	223	810

Fuente: Fundamentals of Water Desalination  
E.D. Howe y B.W. Tleimat (1977)

? Valores estimados.

planta opera bajo el principio de operación indirecta (o sea, un banco de captadores solares proporciona la energía y la destilación ocurre en un dispositivo separado) en etapas múltiples, con el propósito de reusar el calor solar [4].

## 2.2. Experiencias mexicanas en la destilación solar de agua de mar

Si bien los logros de la tecnología nacional en esta aplicación solar rara vez han trascendido nuestras fronteras, y la literatura internacional poco dice de aquella, las experiencias que se han acumulado en el país son muy ricas y variadas. En aras de la brevedad que este espacio impone, sin embargo, deberemos ser selectivos en la presentación de esos antecedentes; por lo tanto, se piden disculpas anticipadas a tantos y tan creativos investigadores que han aportado experiencias valiosas a la desalación solar en México, y que por la razón expuesta no se mencionan explícitamente.

Al inicio de la década de los setentas la desalación solar masiva, en destiladores tipo caseta o invernadero, era ya una realidad con técnicas y materiales totalmente nacionales. La introducción del concepto se debe al Ing. Martínez Guerrero, entonces comisionado del Instituto de Geofísica de la UNAM a la llamada Comisión de Aprovechamiento de Aguas Salinas (CAAS), dependiente de la Secretaría de Recursos Hidráulicos. Martínez Guerrero instauró un proceso de producción industrial en gran escala para fabricar docenas de estos dispositivos cada día en los propios talleres de esa Comisión. Numerosos ejemplares de aquellos, gracias a que se fabricaban en fibra de vidrio,

siguen siendo usados con éxito, algunos de los cuales han operado casi sin interrupción los últimos quince a veinte años. Han sido ensayados en múltiples localidades del país, y casi no hay institución nacional dedicada a la investigación en la energía solar que no cuente con al menos un ejemplar. Muchos de esos aparatos, tal vez cientos, están continuamente en uso en Baja California Sur, y a la fecha la Delegación de SEDUE en Baja California Sur, continuadora de las labores de la antigua CAAS, les da mantenimiento preventivo y correctivo a muchas unidades.

Estos destiladores, como han demostrado numerosas veces los investigadores australianos, tienen diversos inconvenientes. Entre ellos destacan su baja productividad (orden de 4 a 6 litros diarios por unidad de 1 metro cuadrado de área efectiva) y la relativa complejidad de operar varios de ellos en batería. Sin embargo, al menos en las aplicaciones conocidas en México, esas limitaciones no han sido obstáculo cuando la necesidad del agua potable es apremiante y hay disponibilidad de agua de mar (y de energía solar).

Hasta por ahí de 1970, cuando el destilador de caseta había establecido su utilidad (y sus limitaciones), otras opciones solares se habían estado investigando. Una de ellas, pionera en el mundo, fue el proceso de humidificación - deshumidificación del aire a presión atmosférica, utilizado en la instalación de 18.9 m<sup>3</sup>/día en Puerto Peñasco, Sonora. Esta instalación consistía en varias unidades o túneles de calentamiento solar de aire, una torre de destilación y dos tanques de almacenamiento. El área total de captación era de unos 1,000 metros

cuadrados, en cinco túneles de 2m por 100m cada uno. El agua caliente de mar, calentada en los túneles, se almacenaba en un depósito, y de ahí se hacía fluir a contracorriente con el aire ascendente dentro de una torre empacada. El aire, así humidificado, era después circulado a través de otra torre, sobre tubos aletados que llevaban por el interior agua de mar fría. El agua del aire se condensaba sobre el tubo aletado, y el agua de mar era precalentada de esta manera [3].

El concepto ensayado era bueno desde el punto de vista del rendimiento del sistema solar, pues se producían unos 19 litros por cada metro cuadrado de captación, unas 4 veces lo que rinde el destilador de cameta. Sin embargo, se requería un ventilador de unos 30 kW para circular el aire, y la energía eléctrica provenía de un generador diésel de 50 kW operando en el sitio. De este modo, el consumo específico de energía del sistema era muy elevado, con 2.5 kW eléctricos instalados por cada metro cúbico de agua producido al día, equivalentes a 38 kW h por metro cúbico de agua potable, cuando otros sistemas contemporáneos, tales como los de compresión de vapor tenían un rendimiento de 18 a 25 kW h por metro cúbico. Cuando una tormenta destruyó los colectores solares, el sistema se adaptó a emplear el calor de desecho de la planta diésel, lo que permitió extender la vida del aparato varios años más, según reporta Hodges [5].

Esta experiencia, y varias otras de esta naturaleza en otros países, hicieron reflexionar a los investigadores sobre las características deseables en los desaladores solares. En el proceso de humidificación - deshumidificación del aire se requieren grandes cantidades de energía



para circular el aire, y para ponerlo en contacto con las superficies de transmisión de calor. Esa energía representa una fracción importante del total de la energía empleada en el proceso, aunque las etapas de recuperación de calor sean muy eficaces. Por otro lado, sólo así se pueden implantar ciclos de destilación a presiones atmosféricas y temperaturas inferiores a la de ebullición, haciendo posible el empleo de captadores planos con eficiencias razonables.

Se abrían así dos caminos alternativos para mejorar los rendimientos, dado este razonamiento: o se empleaban sistemas de captadores planos y destiladores subatmosféricos, tales como los de destilación de etapas múltiples, o se elevaban las temperaturas, al menos a 105°C (por ejemplo, mediante captadores de enfoque) y se usaban sistemas uni- o multietapa a presión atmosférica. En un trabajo de Tleimat y Howe de 1976 se analizan estas opciones, y se estudian las configuraciones alternativas propuestas desde 1950: sistemas atmosféricos versus subatmosféricos, altas versus bajas temperaturas, etapas sencillas versus multietapas, y sus combinaciones [6].

Se advierte que, en la medida que aumenta el número de etapas, y por tanto, de veces que se reusa el calor del sol, aumenta la efectividad del empleo de la energía y se reduce el requerimiento de área de captación por unidad de volumen de agua potable producida. Sin embargo, se reduce asimismo la diferencia de temperaturas entre el evaporador y el condensador, de modo que, para mantener altos flujos de energía, se deben desarrollar superficies especiales de intercambio térmico. Los diversos avances recientes en la intensificación del intercambio térmico

en superficies (evaporadores y condensadores de superficie extendida, macrorrugosidad, etc) permiten compensar en parte esta deficiencia. En el dispositivo de destilación de Tleimat y Howe se empleaban captadores planos, bombas de calor y superficies de intercambio térmico de gran eficacia, dadas por discos rotatorios de barrido mecánico, lo que llegaba a resultar en coeficientes de transferencia de calor tan altos como  $20$  a  $50 \text{ kW/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$  en pruebas de laboratorio.

Debido a la alta capacidad de intercambio térmico, se podían proponer gran cantidad de etapas de reuso del calor solar, y operar el calentador solar a temperaturas relativamente bajas. Operando los captadores a temperaturas del orden de  $60^\circ\text{C}$  y rechazando calor al agua de enfriamiento a  $20^\circ\text{C}$ , se proponían 15 etapas, con lo cual se llegaba a producir agua destilada a razón de unos 60 litros diarios por metro cuadrado de captación, unas 15 veces más que en los destiladores de caseta.

Así las cosas, hacia mediados de los setentas los países avanzados que se ocupaban de resolver la crisis energética a su modo, empleaban pocos recursos para desarrollos solares, y menos aún para destilación del agua de mar. El tema, en general, había perdido ímpetu internacional. En nuestro país, sin embargo, la energía solar tenía cada vez más adeptos, pues significaba una fuerte posibilidad de desarrollar tecnologías propias. México tenía entonces divisas de sobra, provenientes del creciente mercado de exportación de petróleo y el gobierno buscaba que se invirtiera en desarrollos tecnológicos promisorios, que llevaran al país a la vanguardia en áreas selectas. La

técnica solar podía ser una de esas. Así, se consolidó un acuerdo con Alemania Federal, mediante el cual México recibiría y ayudaría al ensaye de equipos alemanes financiados por el gobierno de ese país europeo. El plan, llamado Programa Sonntlan, incluía diversos procesos de conversión de energía, captadores avanzados de diversos diseños, sistemas pasivos para el confort en la vivienda, y mucho más. Y, entre esos, un destilador solar de segunda generación con unos 25 m<sup>3</sup> de producción diaria. Los equipos se instalarían en Baja California Sur.

Cabe aclarar que hacia finales de los años setenta ya se había acumulado experiencia en México, en el diseño y operación de plantas destiladoras de efecto múltiple, en el grupo que, heredero de la antigua CAAS, era para entonces la Dirección General de Aprovechamiento de Aguas Salinas y Energía Solar (DIGAASES), dependiente de la efímera SAHOP. Ya se había instalado una planta desaladora de 10 m<sup>3</sup>/día en la ciudad de La Paz, con captadores importados de Alemania y sistema destilador nacional.

Puede reflexionarse un minuto sobre el proceso de evolución tecnológica que, en forma natural, llevó a los técnicos de DIGAASES a diseñar y construir, con todo éxito, plantas solares de múltiple efecto. Habían entrado en contacto con la técnica al operar plantas convencionales multiefecto de flasheo (MSMF) en la costa del Pacífico, y estaban encargados de su operación y mantenimiento. Jóvenes y bien preparados la mayor parte de ellos, ávidos del conocimiento del proveedor de equipos, al encontrar el campo fértil del desarrollo solar impulsado centralmente por el gobierno federal, se manifestaron como

expertos en el diseño y construcción de cámaras de flasheo, cambiadores de calor, bombas de vacío, sistemas de control y todo lo necesario para operar, con energía convencional o solar, plantas MSMF de diseño original, empleando materiales anticorrosivos de origen nacional. La primera planta destiladora, en La Paz, se hizo así, conectándola al sistema térmico solar suministrado por los alemanes, operando en su momento con todo éxito. Tiempo después, cuando se construyó la planta de 25 m<sup>3</sup> en Las Barrancas, BCS, ya estaban entrenados. Los únicos problemas encontrados en esta instalación estarían asociados con los captadores alemanes, que adolecían de errores fundamentales de diseño [7].

Cuando la planta destiladora de Las Barrancas entró en operación, en 1982, y antes de que las fallas de los captadores alemanes (que operaban mediante un curioso sistema de tubos de calor, o caloriductos, desarrollados para otros fines por Dornier, [8]) pusieran de manifiesto la dudosa confiabilidad del sistema, las pruebas iniciales fueron totalmente exitosas. No ha sido posible concluir las pruebas de operación con abastecimiento térmico solar en su totalidad, pero las cifras preliminares parecen indicar que la producción de agua potable es del orden de 25 litros por metro cuadrado de área efectiva de captación, o sea, unas 6 veces más alta que los destiladores de caseta, pero como la mitad del sistema de Tleimat y Howe.

En esas fechas, varios profesores del Tecnológico de La Paz, en Baja California Sur, habían instalado e iniciaban el funcionamiento de un destilador solar formado por un banco de captadores solares planos de

diseño convencional, alimentando un banco de destiladores de caseta. Se pretendía aumentar el rendimiento de éstos alimentándoles agua más caliente de la que se tiene habitualmente, cediendo el calor del banco de captadores a la charola base del destilador mediante serpentines de intercambio de calor. En un análisis posterior se encontró [9] que la capacidad de destilación de este dispositivo no podría ser mayor que la de destiladores de caseta convencionales, pues al no aumentarse la capacidad de enfriamiento del vidrio, el salto de temperaturas del evaporador al condensador permanecería invariable, y podría reducirse. En la VII Reunión Nacional de Energía Solar de Saltillo, en octubre de 1983, se presentó una revisión de estos trabajos, avalada por resultados experimentales del personal del Tecnológico de La Paz, y se concluyó que para mejorar la producción de este dispositivo sería necesario remodelar la unidad destiladora [10]. Quedaron así establecidos, aunque en forma preliminar, los principios de diseño de un destilador solar de bajo costo, sencilla operación, y con una productividad del orden de cuatro veces la de destiladores convencionales de caseta (12 - 18 lts / m<sup>2</sup> día, [9]).

Hacia principio de 1985, tras una evaluación técnica favorable por parte de un grupo de consultores del CoNaCyT, se iniciaron las negociaciones para apoyar económicamente el proyecto denominado "Destilador Solar Industrializable para Agua de Mar". Serían socios de este proyecto el Instituto de Ingeniería de la UNAM, titular del convenio, y el Instituto Tecnológico de La Paz, receptor del equipo experimental y que proporcionaría el apoyo en el campo. El presente trabajo es parte de lo realizado en dicho proyecto.

### Cap 3: DESCRIPCION FISICA.

Se plantea la elaboración de un equipo de destilación con múltiples charolas que actúan a la vez como evaporadores y condensadores, lográndose el reuso del calor de manera inmediata en el mismo destilador. El equipo de destilación se encuentra formado por un tanque adiabático que contiene en su interior un conjunto de charolas de destilación, un condensador principal y diversos conductos de alimentación y salida de fluidos (fig. 3.1).

Las charolas de destilación se encuentran colocadas una sobre de otra, pero sin estar en contacto entre ellas. Inicialmente se llenan todas ellas con agua caliente a destilar y el condensador se mantiene a una temperatura constante inferior a la del agua de las charolas. En la charola más alta ( charola 1 ) se llevará a cabo una evaporación hacia el condensador principal debida a la diferencia de presiones de vapor

correspondientes a las temperaturas del condensador y de la salmuera respectivamente. Este vapor es condensado y recolectado como agua destilada por el colector principal de condensado.

Como resultado de la evaporación existe una pérdida de calor en la charola 1 y por lo tanto un abatimiento de su temperatura. Al encontrarse a una temperatura mayor la segunda charola con respecto a la primera, existirá una evaporación del espejo del agua de la segunda charola hacia la cara inferior de la primera charola. El vapor se

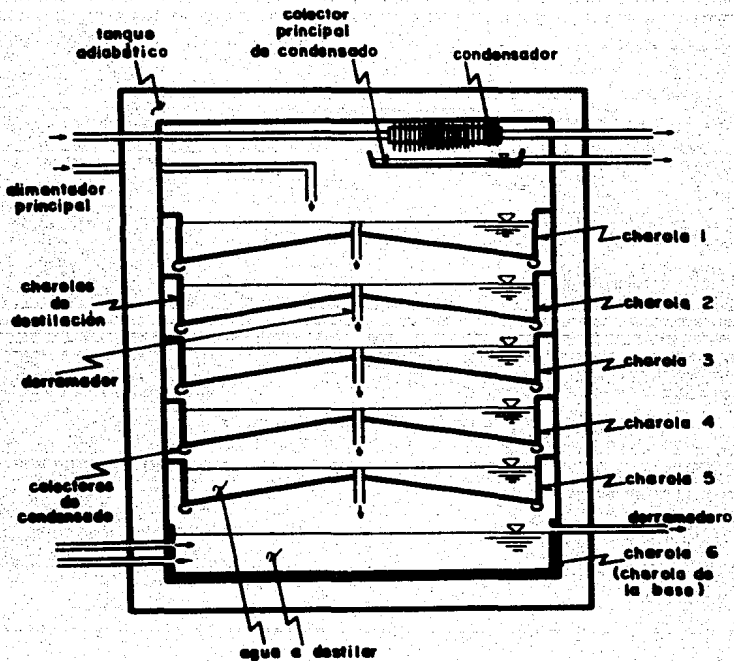


Fig 3.1 Unidad de destilación

condensa y escurre, debido a la forma de la charola, hacia los colectores de condensado.

Con el transcurso del tiempo, manteniéndose constantes las temperaturas del condensador y del agua de la charola de la base, por medio de la continua alimentación de calor, se obtendrán diferencias de temperaturas de cada charola con respecto a su inmediata superior, con lo que la destilación se llevará a cabo en todas las charolas. El calor requerido para la evaporación en una determinada charola es cedido, cuando se lleva a cabo la condensación en la charola inmediata superior, a esta última, con lo que se reusa el calor aumentando la temperatura de la charola inmediata superior. Todos los colectores de destilado conducen el agua destilada hacia una misma salida del sistema, de donde se lleva a un tanque de almacenamiento.

Para evitar el flujo de vapor de una charola hacia otra que no sea la inmediata superior, las charolas deben estar selladas en sus perímetros con el tanque adiabático. Por medio del alimentador principal se puede introducir una masa de agua adicional al sistema. Esta alimentación se realiza en la charola más alta (charola 1); al ser excedida la capacidad de esta charola, derramará agua por su parte central hacia su charola inferior, por medio de los derramadores, que se encuentran desplazados de una charola a otra para que el agua derramada se mezcle en la charola inmediata inferior antes de que esta derrame. Este proceso se repite en cada una de las charolas a excepción de la charola de la base, que de exceder su capacidad, derramará agua hacia el exterior del sistema.



El sistema llegará a estabilizarse después de cierto tiempo cuando la temperatura de cada charola ya no varíe (suponiendo que se mantienen constantes las temperaturas de la charola de la base y la del condensador principal). De este momento en adelante es conveniente alimentar solo la cantidad de agua necesaria para mantener constante el nivel de la charola de la base. Esto se puede llevar a cabo de manera automática o manual, de lo que dependerá el equipo adicional para mantener este nivel.

## Cap 4: PLANTEAMIENTO MATEMATICO

En este capítulo se presentan las ecuaciones que modelan la operación del destilador. Primeramente se plantean las ecuaciones de balance en forma diferencial y posteriormente se describen las ecuaciones desarrolladas por otros autores que pueden ser aplicables a este destilador por basarse en una geometría muy similar a la de los destiladores de "casita" y porque corresponde a los mismos principios de operación.

### 4.1. ECUACIONES DE BALANCE.

Los flujos de masa en el destilador se esquematizan en la fig. 4.1. Se observa que los balances de masa y energía deben ser similares para cada una de las charolas intermedias. Se considera el sistema formado por una charola que se ilustra en la fig. 4.2. El sistema recibe agua exclusivamente por el derramadero de su charola inmediata superior ( $m_a$ )

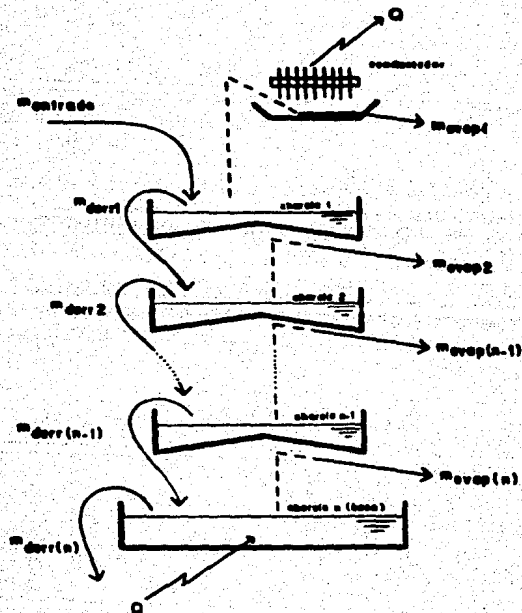


Fig 4.1. Flujos de masa en el destilador y pierde masa por su propio derramadero hacia la charola inferior ( $m_x$ ); la masa que se evapora ( $m_e$ ) se supone que en su totalidad es condensada en la base de la charola inmediata superior y es recogida por los colectores de condensado, lo cual es prácticamente cierto si el ángulo formado en la base de la charola que actúa como condensador es superior a  $10^\circ$  según pruebas propias realizadas para lámina galvanizada y recubrimientos similares. El balance de masa estará dado por la siguiente expresión:

$$\text{Aumento de masa en el sistema en } \Delta t = \text{Masa que entra al sistema en } \Delta t - \text{Masa que sale del sistema en } \Delta t \quad (1)$$

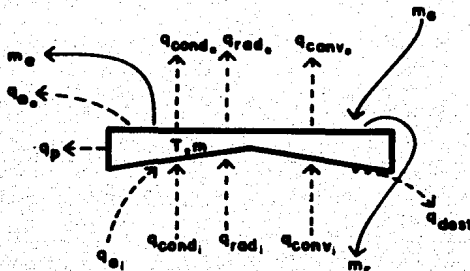


Fig 4.2. Flujos de calor en una charola

Como las condiciones se aplican al mismo intervalo de tiempo  $\Delta t$ , el balance de masa puede expresarse como un "balance de flujo de masa", esto es,

$$\frac{dm}{dt} = \frac{dm_a}{dt} - \frac{dm_r}{dt} - \frac{dm_e}{dt} \quad (2)$$

donde:

$dm / dt$  = Variación de la masa en el sistema con el tiempo, será positivo para un aumento de la masa del sistema y negativo para una disminución.

$dm_a / dt$  = Gasto másico recibido a través del derramadero de la charola inmediata superior.

$dm_r / dt$  = Gasto másico que derrama la charola hacia la inferior.

$dm_e / dt$  = Gasto másico que pierde la charola debido a evaporación.

De la fig. 4.2, aplicando la primera ley de la termodinámica, se obtiene el balance de energía para el sistema:

$$\begin{array}{l} \text{Aumento de energía} \\ \text{en el sistema} \end{array} = \begin{array}{l} \text{Energía que entra} \\ \text{al sistema} \end{array} - \begin{array}{l} \text{Energía que sale} \\ \text{del sistema} \end{array} \quad (3)$$

que a partir de la fig. 4.2 se obtiene la siguiente ecuación:

$$dE/dt = q_{ei} + q_{condi} + q_{radi} + q_{convi} + q_{ma} - q_p - q_{eo} - q_{condo} - q_{rado} - q_{convo} - q_{desto} - q_{me} - q_{mr} \quad (4)$$

donde:

$q_{ei}$  = Calor recibido por el flujo de vapor desde la charola inmediata inferior, al condensarse el destilado en la base de la charola en estudio.

$q_{condi}$  = Calor recibido por conducción desde la charola inmediata inferior.

$q_{radi}$  = Calor recibido por radiación desde la charola inmediata inferior.

$q_{convi}$  = Calor recibido por convección desde la charola inmediata inferior.

$q_{ma}$  = Energía que entra al sistema asociada a la masa  $m_a$ .

$q_p$  = Calor perdido hacia el medio ambiente por las paredes del tanque de destilación.

$q_{eo}$  = Calor transferido por el flujo de vapor hacia la charola inmediata superior.

$q_{condo}$  = Calor transferido por conducción hacia la charola inmediata superior.

$q_{rado}$  = Calor transferido por radiación hacia la charola inmediata superior.

$q_{convo}$  = Calor transferido por convección hacia la charola inmediata superior.

$q_{dest}$  = Calor que sale del sistema al enfriar el condensado que escurre en su cara inferior.

$q_{me}$  = Energía que sale del sistema asociada a la masa  $m_e$ .

$q_{mr}$  = Energía que sale del sistema asociada a la masa  $m_r$ .

#### 4.2. CALCULO DE LOS TERMINOS DE LA ECUACION DE BALANCE.

Manejando unidades S.I. se pueden calcular las presiones absolutas de vapor correspondientes a la temperatura absoluta del sistema y de la charola inmediata superior respectivamente, mediante las siguientes aproximaciones numéricas [11]:

$$P_s = \exp( 25.31699675 - 5155.046972 T_s^{-1} ) \times 10^{-5} \quad (5)$$

$$P_c = \exp( 25.31699675 - 5155.046972 T_c^{-1} ) \times 10^{-5} \quad (6)$$

donde:

$P_s$  = Presión absoluta de vapor correspondiente a la temperatura del sistema ( bar ).

$P_c$  = Presión absoluta de vapor correspondiente a la temperatura de la charola inmediata superior ( bar ).

$T_s$  = Temperatura del sistema, agua de la charola en estudio ( K ).

$T_c$  = Temperatura de la charola inmediata superior, condensador ( K ).

La entalpía de cambio de fase del agua del sistema se puede calcular en forma aproximada mediante la siguiente ecuación [12]:

$$h_{fg} = 3161.5 - 2.40741 T_s \quad [\text{kJ} / \text{kg}] \quad (7)$$

Tras calcularse estas variables podemos obtener la transferencia de calor del sistema a la charola inmediata superior,  $q_{eo}$  debida al flujo de vapor, mediante [11]:

$$q_{eo} = 0.6847 (P_s - P_c) h_{sc} A_s h_{fg} \quad [\text{kW}] \quad (8)$$

(Esta ecuación es válida solo cuando  $P_s$  es mayor que  $P_c$ , de lo contrario  $q_{eo} = 0$ ).

Las nuevas variables que intervienen en la ecuación (8) son:

$A_s$  = Área del espejo de agua de la charola del sistema ( $m^2$ )  
y  $h_{sc}$ , que es el coeficiente de transferencia de calor, y se puede calcular mediante la siguiente ecuación [11]:

$$h_{sc} = 8.841816 \times 10^{-4} \left( (T_s - T_c) + (P_s - P_c) T_s / (2.779 - P_s) \right)^{1/3} \quad (9)$$

Posteriormente se puede calcular la masa evaporada mediante:

$$dm_e/dt = m_e = q_{eo} / h_{fg} \quad [\text{kg/s}] \quad (10)$$

Con esta ecuación se obtiene el flujo de masa instantáneo, para poderlo substituir en la ecuación de balance de masa.

La transferencia de calor por conducción hacia la charola inmediata superior ocurre a través de las paredes que sostienen a las charolas, y se calculan mediante:

$$q_{condo} = k_{pared} A^{\wedge} (T_s - T_c) / b \quad (11)$$

donde:

$k_{pared}$  = Conductividad térmica de la pared.

$b$  = Distancia entre las charolas.

$T_s$  = Temperatura de la salmuera (se considera constante, en toda la charola).

$T_c$  = Temperatura de la charola inmediata superior (condensador).

$A^{\wedge}$  = Área transversal total de las paredes donde se sostiene la charola.

El calor transferido por radiación hacia la charola inmediata superior puede calcularse en forma aproximada mediante:

$$q_{\text{rad}0} = \frac{A_0 (T_s^4 - T_c^4)}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1} \quad (12)$$

donde:

$\sigma$  = Constante de Stefan-Boltzman =  $5.669 \times 10^8 \text{ W/m}^2 \text{K}^4$

$\epsilon_1$  = Emisividad de la salmuera.

$\epsilon_2$  = Emisividad de la base de la charola inmediata superior.

El calor transferido por convección hacia la charola inmediata superior se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$q_{\text{convo}} = A h' (T_s - T_c) \quad (13)$$

donde:

$h'$  = Coeficiente de transferencia de calor por convección, para su cálculo se puede recurrir a [11].

El calor perdido hacia el medio ambiente, a través de las paredes del destilador, se da principalmente por dos formas. Primero, por conducción a través de los soportes de las charolas y de las paredes del destilador. Segundo, por transferencia de calor pasando a través del aire y luego las paredes del destilador.

$$q_p = f(A'', k_{\text{aislante}}, c, T_s, T_a, \dots) \quad (14)$$

donde:

$A''$  = Area transversal de los soportes de las charolas

$k_{\text{aislante}}$  = Conductividad térmica del aislante de las paredes

$c$  = Espesor del aislante

$T_s$  = Temperatura de la charola (salmuera)

$T_a$  = Temperatura ambiente

Este término es muy difícil de evaluar para fines de diseño, por lo



que se partirá de la suposición de que la unidad se construye muy bien aislada del medio ambiente, con lo que este término se puede despreciar como se discute más adelante.

Las energías transferidas asociadas a las masas que entran o salen del sistema en estudio se pueden calcular mediante la siguiente expresión:

$$q_m = c_p (T_m \dot{m} + \dot{m} dT_m/dt) \quad (15)$$

para los tres flujos de masa:  $\dot{m}_a$ ,  $\dot{m}_e$ ,  $\dot{m}_r$ .

donde:

$c_p$  = Calor específico de la masa (salmuera)

$T_m$  = Temperatura de la masa en estudio

$\dot{m}$  = flujo de masa en estudio.

El calor transferido hacia el condensado, al escurrir este por la base de la charola en estudio, depende de la temperatura a la que se condensa y de la temperatura a la que sale del sistema:

$$q_{desto} = (dm_{cond}/dt) c_p (T_2 - T_1) \quad (16)$$

donde:

$m_{cond}$  = masa condensada en la base de la charola

$T_2$  = Temperatura de salida del condensado

$T_1$  = Temperatura a la que se condensa.

Las energías recibidas por la charola en estudio (con subíndice "i") son las que pierde la charola inferior (subíndice "o" para la charola inferior), los cuales se calculan como fué descrito anteriormente pero considerando las características de la charola inferior.

#### 4.3. CONSIDERACIONES ADICIONALES.

Para el proceso de solución se parte de varias consideraciones. Primero, que la temperatura es la misma en cualquier punto de una charola y del agua que contiene. Esto será adecuado si tanto la charola como el fluido que contiene son buenos conductores térmicos, condiciones que se satisfacen si el flujo de masa y de calor son pequeños en relación con la masa contenida. Segundo, se supone despreciable la energía transferida por conducción entre las charolas ( $q_{condi}$  y  $q_{condo}$ ), lo cual es válido por trabajar con pequeñas diferencias de temperaturas entre las charolas y tener una sección de transferencia de calor por conducción entre ellas mínima. Tercero, se considera pequeña la transferencia de calor por convección entre charolas ( $q_{convi}$  y  $q_{convo}$ ) en comparación con los otros flujos de energía, pues se puede comprobar que son de un orden de magnitud inferior empleando las ecuaciones propuestas por P.I. Cooper [13], para las diferencias de temperaturas que se presentan entre las charolas. Cuarto, se desprecia, por ser muy pequeña, la energía transferida al fluido condensado mientras escurre por la base de la charola ( $q_{desto}$ ). Por último, no se consideran las pérdidas hacia el medio ambiente ( $q_p$ ), debido a que se aísla muy bien el tanque de destilación.

Considerando las suposiciones anteriores se puede simplificar la ecuación de balance de energía a la siguiente expresión:

$$dE/dt = q_{ei} + q_{ma} - q_{eo} - q_{me} - q_{mr} \quad (17)$$

donde todos los términos del lado derecho de la igualdad pueden ser calculados de acuerdo a las ecuaciones presentadas anteriormente.

Realizando las substituciones adecuadas se llega a la siguiente ecuación:

$$c_p \left( r \frac{dq}{dt} + M \frac{dT}{dt} \right) = q_{s_1} - q_{s_0} + c_p \left( r_{s_2} \frac{dq_{s_2}}{dt} + m_s \frac{dT_{s_2}}{dt} - r_{s_2} \frac{dq_{s_2}}{dt} - m_s \frac{dT_{s_2}}{dt} - r_{s_r} \frac{dq_{s_r}}{dt} - m_r \frac{dT_{s_r}}{dt} \right)$$

(18)

Esta ecuación podría ser resuelta analíticamente haciendo varias simplificaciones adicionales, lo cual se alejaría demasiado de la realidad. Es por esto que se opta por la realización de un programa de cómputo (ver apéndice A) que emplea diferencias finitas, ya que este considera el caso general y permite realizar una simulación por computadora. El proceso de solución se discute en el siguiente capítulo.

## Cap 5: PROCEDIMIENTO DE SOLUCION.

Las ecuaciones planteadas en el capítulo anterior no dan, por sí solas, una buena idea de lo que ocurrirá en el proceso de destilación, por lo que se elabora un programa de computadora que permite simular el funcionamiento del destilador al variar las condiciones de operación. En el resto de este capítulo se describe el procedimiento empleado para la realización de dicho programa y su funcionamiento, y se presentan algunas soluciones típicas.

Las charolas del destilador tienen cierta capacidad de alojar salmuera y, como se había dicho anteriormente, al excederse esta capacidad una charola derrama agua hacia su inmediata inferior. Teniéndose esto en cuenta y refiriéndose a la fig 4.2, del capítulo anterior se obtienen mediante el balance de masa considerando un intervalo pequeño de tiempo ( $\Delta t$ ) las siguientes ecuaciones condicionales:

$$m_r = m + m_a - m_e - C \quad \text{si } m + m_a - m_e > C \quad (19)$$

$$m_r = 0 \quad \text{si } m + m_a - m_e \leq C \quad (20)$$

donde:

$m_r$  = masa [kg] derramada de la charola en  $\Delta t$  [s]

$m$  = masa [kg] contenida en la charola antes de transcurrir el intervalo de tiempo  $\Delta t$  [s]

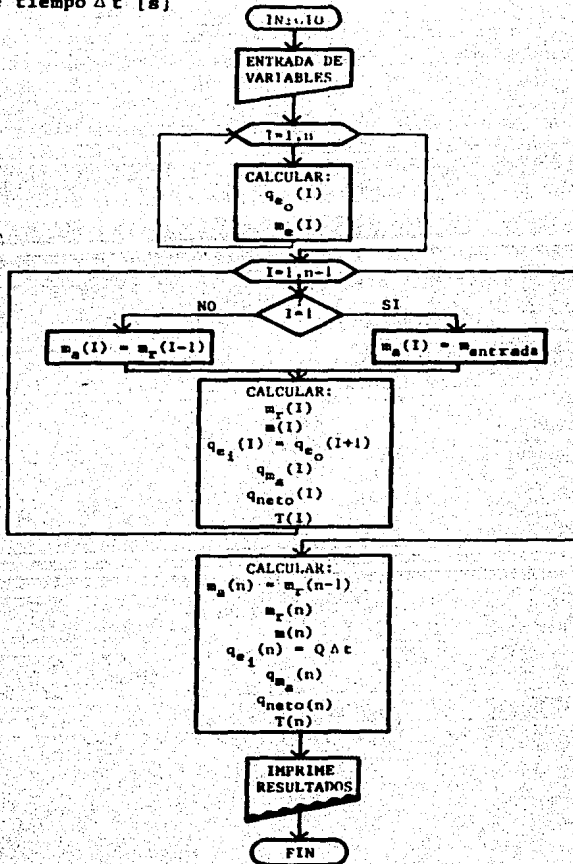


Fig 5.1. Diagrama de flujo

$m_e$  = masa [kg] perdida por la charola debido a la evaporación en el intervalo de tiempo  $\Delta t$  [s]

$C$  = capacidad de la charola [kg].

El cambio de la temperatura de la charola tras transcurrir el tiempo  $\Delta t$  será:

$$\Delta T = \frac{q_{\text{neto}}}{m(t+\Delta t)C_p} \quad (21)$$

y la temperatura de la charola será:

$$T(t+\Delta t) = T(t) + \Delta T \quad (22)$$

En el programa de cómputo se calculan las variables en el orden que se muestra en el diagrama de flujo de la fig 5.1. El listado del programa aparece en el Apéndice B. A continuación se presentan los resultados obtenidos en una corrida típica para el caso de 6 charolas con una área de  $3 \text{ m}^2$  cada una, capacidad de cada charola de 150 kg, sin alimentación de salmuera y manteniéndose constantes las temperaturas del condensador y de la charola de la base. Se tomó el intervalo de tiempo como 120 s. En estos resultados las variables se indican para la última iteración a las 5h, 10h, 15h y 16h de tiempo total transcurrido respectivamente.

RESULTADOS DE LA CORRIDA

\*\*\*\*\* TIEMPO TOTAL TRANSCURRIDO = 5.0 horas \*\*\*\*\*  
 Num. Charola Temp [K] mevap [kg] qneto [kJ]  
 0 293.00 0.0000 -160.9099  
 1 322.42 0.0675 -25.9471  
 2 334.80 0.0573 -28.7435  
 3 342.11 0.0454 -25.8298  
 4 346.92 0.0346 -19.3240  
 5 350.32 0.0263 -10.1757  
 6 353.00 0.0220 -50.8898

Masa total destilada= 7.64 kg  
 Masa charola de la base= 148.85 kg  
 Calor suministrado por los colectores= -50.8898 kJ  
 Calor total absorbido por el condensador= -160.9099 kJ

\*\*\*\*\* TIEMPO TOTAL TRANSCURRIDO = 10.0 horas \*\*\*\*\*  
 Num. Charola Temp [K] mevap [kg] qneto [kJ]  
 0 293.00 0.0000 -233.7517  
 1 318.37 0.0976 -17.1231  
 2 330.58 0.0916 -18.7369  
 3 338.55 0.0843 -15.8880  
 4 344.41 0.0780 -10.9293  
 5 349.08 0.0737 -5.2666  
 6 353.00 0.0717 -165.8078

Masa total destilada= 7.46 kg  
 Masa charola de la base= 144.60 kg  
 Calor suministrado por los colectores= -165.8078 kJ  
 Calor total absorbido por el condensador= -233.7517 kJ

\*\*\*\*\* TIEMPO TOTAL TRANSCURRIDO = 15.0 horas \*\*\*\*\*  
 Num. Charola Temp [K] mevap [kg] qneto [kJ]  
 0 293.00 0.0000 -205.9339  
 1 316.88 0.0859 -5.2683  
 2 329.07 0.0847 -4.6504  
 3 337.34 0.0830 -4.6504  
 4 343.62 0.0815 -3.0888  
 5 348.71 0.0806 -1.4460  
 6 353.00 0.0804 -185.8125

Masa total destilada= 7.44 kg  
 Masa charola de la base= 138.82 kg  
 Calor suministrado por los colectores= -185.8125 kJ  
 Calor total absorbido por el condensador= -205.9339 kJ

\*\*\*\*\* TIEMPO TOTAL TRANSCURRIDO = 16.0 horas \*\*\*\*\*  
 Num. Charola Temp [K] mevap [kg] qneto [kJ]  
 0 293.00 0.0000 -203.3778  
 1 316.74 0.0848 -4.1397  
 2 328.93 0.0841 -4.4464  
 3 337.23 0.0829 -3.6369  
 4 343.55 0.0819 -2.4078  
 5 348.67 0.0813 -1.1243  
 6 353.00 0.0812 -187.6227

Masa total destilada= 7.44 kg  
 Masa charola de la base= 137.61 kg  
 Calor suministrado por los colectores= -187.6227 kJ  
 Calor total absorbido por el condensador= -203.3778 kJ

\*\*\*\*\* FIN DE LA CORRIDA \*\*\*\*\*

## Cap 6: PROCESO DE DISEÑO OPTIMO.

En el presente capítulo se emplea una simulación por computadora para conocer el comportamiento a lo largo del tiempo de un destilador solar de múltiples charolas. Se estudian unidades que contienen desde una charola destiladora (donde no hay reuso de calor) hasta 20 charolas. Los resultados se presentan en forma tabular y gráfica. La simulación permite detectar las condiciones bajo las cuales un diseño se aproxima al óptimo económico.

### 6.1. ASPECTOS TERMICOS.

En la fig 6.1 y tabla 6.1 se observan las distribuciones de las temperaturas de las diferentes charolas, para un caso típico con seis charolas, a lo largo del tiempo, cuando se mantienen constantes las temperaturas del condensador y de la charola de la base y sin tener alimentación de agua. Se destaca que para este caso a partir de 14 horas



tiempo (hr)	T <sub>1</sub>	T <sub>2</sub>	T <sub>3</sub>	T <sub>4</sub>	T <sub>5</sub>	T <sub>6</sub>	T <sub>cond</sub> (Kelvin)
0	293	353	353	353	353	353	353
1	293	326	346	351	353	353	353
2	293	329	342	348	351	352	353
3	293	326	339	345	349	352	353
4	293	324	336	344	348	351	353
5	293	322	335	342	347	350	353
6	293	321	334	341	346	350	353
7	293	320	332	340	345	350	353
8	293	319	332	339	345	349	353
9	293	319	331	339	345	349	353
10	293	318	330	338	344	349	353
11	293	318	330	338	344	349	353
12	293	317	330	338	344	349	353
13	293	317	329	338	344	349	353
14	293	317	329	337	344	349	353
15	293	317	329	337	344	349	353

Número de charolas = 6  
 Capacidad de cada charola = 150 kg  
 Área de cada charola = 3 m<sup>2</sup>  
 Masa de entrada = 0 kg / hr

Tabla 6.1. Variación de las temperaturas de las charolas

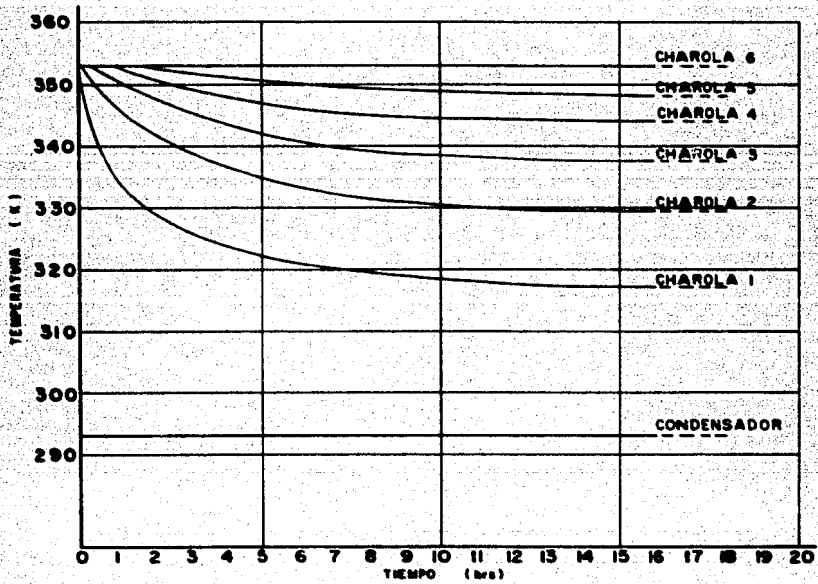


Fig 6.1. Variación de las temperaturas de las charolas

No charolas por unidad	Producción estable (kg/hr)	Energía requerida (kJ)	Energía específica (kJ/kg)	Tiempo aprox. de estabilización (horas)
1	13.95	32242	2311.25	0
2	10.88	12683	1165.72	2
3	9.44	7361	779.77	3
4	8.55	5007	585.61	5
5	7.92	3715	469.07	8
6	7.44	2912	391.40	12
7	7.06	2370	335.69	17
8	6.78	1983	294.01	22
9	6.49	1695	261.17	28
10	6.27	1475	235.29	37
15	5.79	912	157.49	220
20	4.98	590	118.51	712

El tiempo aproximado de estabilización es el transcurrido hasta el momento en que la energía suministrada en la charola de la base (charola B) tiene una diferencia del 10% con respecto a la energía retirada en el condensador, manteniendo constantes la temperatura del condensador y la de la charola de la base.

Tabla 6.2 Características del destilador en condiciones estables

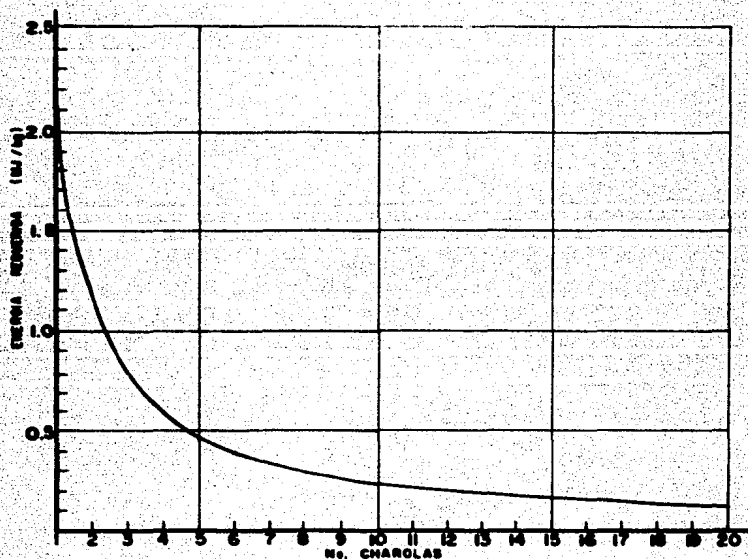


Fig 6.2. Energía requerida para la destilación

después de iniciada la operación las temperaturas de las charolas ya no varían apreciablemente, es decir, las diferencias de temperaturas entre una charola y su inmediata superior se mantienen constantes. A partir de este momento los requerimientos del sistema se mantienen constantes y el único requerimiento adicional será un suministro de agua del exterior para evitar que las charolas se sequen. En este momento se considera estabilizado el sistema.

La tabla 6.2 resume una gran cantidad de corridas del programa de computadora para el momento en que se estabiliza el sistema. A partir de esta tabla se elaboran las figs 6.2 a 6.6. En la fig 6.2 se observa que la energía requerida por kg de agua destilado disminuye conforme el número de charolas por unidad aumenta. Por otro lado de la fig 6.3 se reconoce que la producción promedio por charola de la unidad también disminuye al aumentar el número de charolas por unidad.

La fig 6.4 representa la producción por unidad ( suma de las producciones de cada charola ). La fig 6.5 representa, en una escala semilogarítmica, el tiempo requerido para la estabilización al 10 %, es decir, cuando el calor suministrado y el retirado tienen una diferencia entre sí del 10 % o menor. La fig 6.6 representa el número de unidades requeridas para una producción de 750 kg al día trabajando 24 horas diarias las unidades.

## 6.2. ASPECTOS ECONOMICOS

De la fig 6.2 se concluye que, al aumentar el número de charolas por

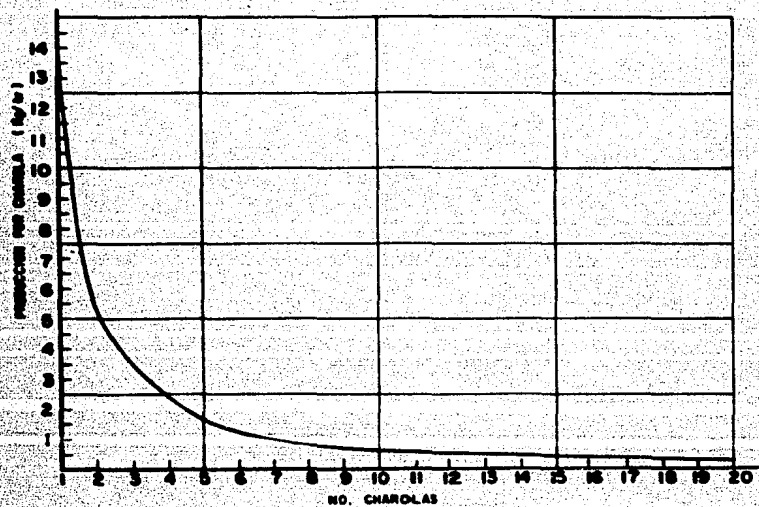


Fig 6.3. Producción promedio por charola

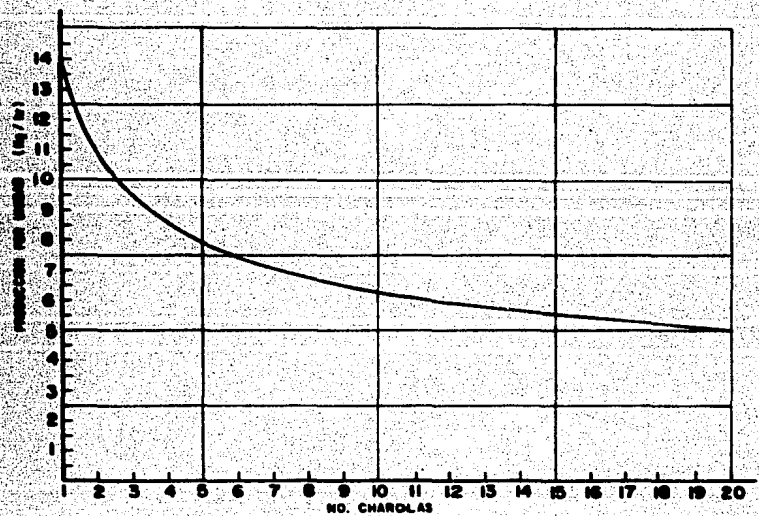


Fig 6.4. Producción por unidad

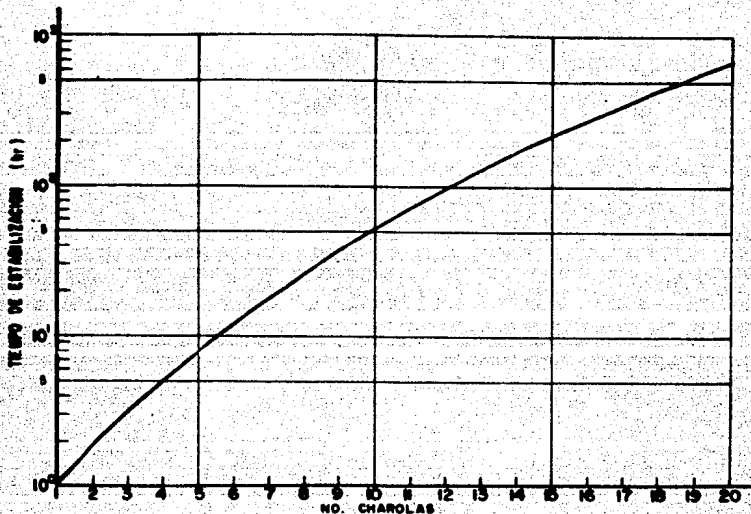


Fig 6.5. Tiempo de estabilización

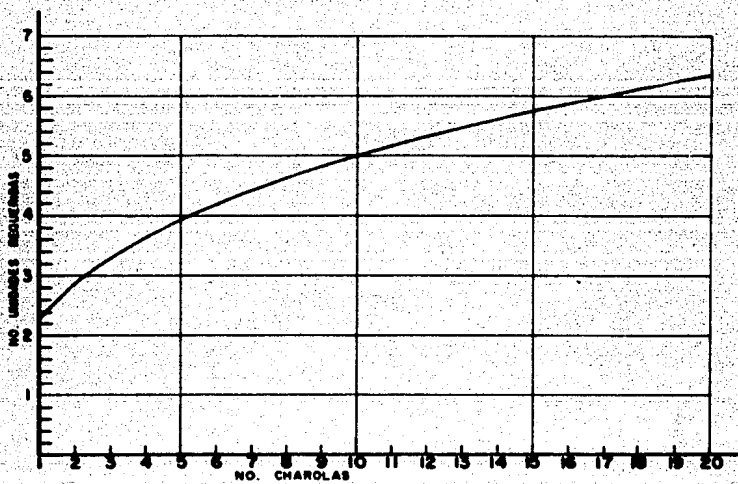


Fig 6.6 Número de unidades requeridas para producir 750 kg/día

unidad, la energía requerida para llevar a cabo la destilación disminuye. Esto implica que el costo de la energía requerida disminuye. Por otro lado, en la fig 6.6 se observa que al aumentar el número de charolas por unidad el número de charolas totales  $n \times N$  (donde  $n$  es el número de charolas por unidad y  $N$  es el número de unidades requeridas) aumenta rápidamente lo que implica un aumento en el costo del equipo de destilación. El número óptimo de charolas de destilación por unidad estará determinado tanto por el costo del equipo de destilación como por el costo de la energía requerida. Para un análisis económico es de interés primordial conocer el producto  $n \times N$  y la energía requerida por kilogramo destilado,  $E$ . Se ajustan por mínimos cuadrados las curvas de la fig 6.2 y 6.6 respectivamente obteniéndose las siguientes ecuaciones como mejor ajuste:

$$N = (1/P) 54.21600911 n^{0.344564812} \quad (23)$$

$$E = 2320.236765 n^{-0.9940543929} \quad (24)$$

donde:

$n$  = Número de charolas por unidad incluyendo la de la base

$N$  = Número de unidades requeridas para una producción de "P" kg

$E$  = Energía requerida en kJ para destilar un kg de agua

$P$  = Producción de destilado requerida por día en kg.

Estas ecuaciones presentan muy buenos ajuste, con coeficientes de correlación superiores a 0.9999, por lo que pueden ser empleadas para el estudio del destilador de múltiples charolas que trabajan con temperaturas constantes para la charola de la base y el condensador. En lo sucesivo se suponen estas temperaturas de 353K y 253K

respectivamente.

Considérese el costo  $C_1$  de una unidad de  $n$  charolas que incluye todo lo necesario para su funcionamiento, tal como equipo de destilación (no se incluye el costo de la energía) se define, en este trabajo, el "costo charola unidad"  $\alpha$ , mediante la siguiente ecuación:

$$\alpha = C_1 / n \quad (25)$$

Con base en esto se puede obtener el costo aproximado de una unidad de cinco charolas, por ejemplo, mediante el producto  $\alpha \times 5$ . Por otro lado, si se considera el calentamiento de la charola de la base mediante energía solar, se puede definir otra variable llamada  $\beta$ , "costo de instalación por kJ" que la obtenemos mediante la siguiente ecuación:

$$\beta = C_2 / 50000 \quad (26)$$

donde  $C_2$  es el costo estimado de una instalación solar de temperatura media (caliente agua a las temperaturas de  $80^\circ\text{C}$  a  $110^\circ\text{C}$ ) de la que podemos obtener 50,000 kJ al día. Procediendo del mismo modo se puede calcular de manera aproximada el costo de una instalación que permita obtener, por decir, 40,000 kJ por día mediante el producto  $\beta \times 40,000$ .

Con todo lo anterior se elaboran ecuaciones que nos permitan calcular los costos aproximados de los equipos para llevar a cabo la destilación de 750 kg de agua al día, obteniéndose:

$$C_d = 54.21600911 n \quad 1.344564812 \quad / \quad \tau \quad (26)$$

$$C_e = 1740177.574 n \quad -0.9949543929 \quad (27)$$

$$C_t = C_d + C_e \quad (28)$$

donde:

- $C_d$  = Costo del equipo de destilación (dólares E.U.)
- $C_e$  = Costo del equipo de calentamiento solar (dólares E.U.)
- $C_t$  = Costo total del equipo de la planta destiladora (dólares E.U.)
- $n$  = Número de charolas por unidad incluyendo la de la base
- $t$  = Tiempo de operación del sistema al día (horas)
- $\alpha$  = Costo charola unidad (dólares E.U.)
- $\beta$  = Costo instalación kJ (dólares E.U.)

Se selecciona el dólar como unidad monetaria debido a que de esta manera es más fácil predecir la inflación y el costo del dinero. Se omiten los costos de operación y mantenimiento con fines solamente de obtener el diseño óptimo; estos deberán considerarse al calcularse los costos del agua así obtenida si se desea mayor exactitud.

#### DISEÑO OPTIMO.

Con base en las experiencias propias de fabricación de destiladores solares, en la fig 6.7 y tabla 6.3 se considera  $\alpha = 60$  (dólares E.U.) y  $\beta = 0.022$  (dólares E.U.). Se obtiene que el diseño óptimo estará entre 5 y 13 charolas por unidad incluyendo la charola de la base. El costo total de inversión será de un poco menos de 7,500 (dólares E.U.) para estos casos.

Para obtener el costo del kg de agua destilado de manera aproximada se realizan tres estudios: primero se supone el interés y la inflación en dólares iguales ambos a 0 % anual. Segundo se supone el interés igual a 6 % anual y la inflación igual a 2 %. Tercero se consideran el interés



Nº charolas por unidad	Nº unidades requeridas	Costo unidades	Costo est. solar	Costo total
1	2.26	135.54	38291.91	38419.45
2	2.87	166.21	19221.00	19387.21
3	3.30	593.73	12844.93	13438.66
4	3.64	874.13	9650.19	10524.32
5	3.93	1179.99	7730.41	8910.39
6	4.19	1507.80	6448.99	7956.79
7	4.42	1859.05	5532.77	7387.83
8	4.62	2219.89	4845.02	7064.91
9	4.82	2600.81	4309.70	6910.51
10	4.99	2996.63	3881.16	6877.99
11	5.16	3400.34	3530.33	6930.67
12	5.32	3829.10	3237.81	7066.91
13	5.42	4264.19	2990.17	7254.36
14	5.61	4710.98	2777.81	7488.79
15	5.74	5168.90	2593.69	7762.59
16	5.87	5637.48	2432.51	8069.99
17	6.00	6116.24	2290.25	8406.51
18	6.12	6604.85	2163.75	8768.60
19	6.23	7102.88	2050.53	9153.41
20	6.34	7610.04	1948.60	9558.64

El número de unidades requeridas se refiere a unidades con charolas de 3 m<sup>2</sup> trabajando 24 horas para producir 750 kg. diarios de agua destilada. Se ha dejado con decimales para poder seleccionar, ya sea el valor entero más cercano o alterar el área de las charolas.

Se supone un "costo charola unidad" de 60 dólares E.U. y un costo de la instalación de 0.022 dólares E.U. Los costos no dan solamente una idea de optimización, ya que son solo aproximaciones.

Tabla 6.3. Costos de la planta de destilación

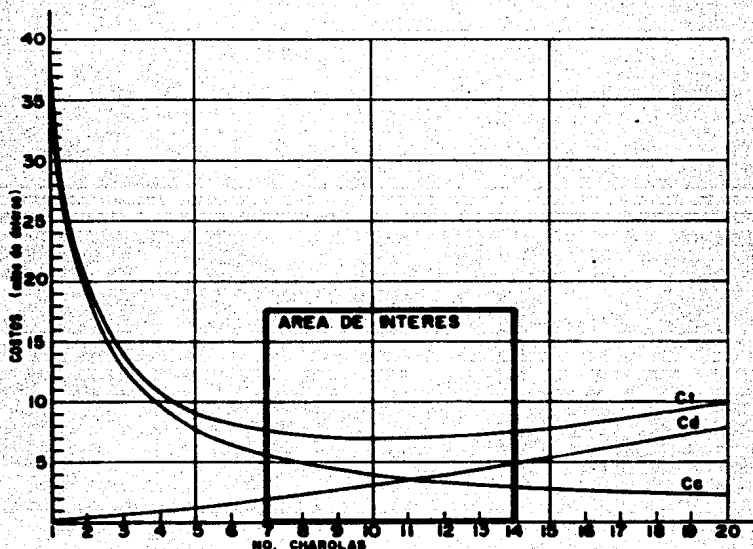


Fig 6.7. Costos de la planta de destilación

de 11 % y la inflación de 11 % anuales. Estos estudios se encuentran representados en las figs 6.8, 6.0 y 6.10.

En todos estos casos se considera una vida útil de los equipos, tanto solar como de destilación, de 15 años y un valor de rescate de los equipos del 10 % de su costo afectado por la inflación. Estas dos consideraciones resultan muy conservadoras. Los costos por kg de agua obtenido son de 0.0015, 0.0025, 0.0020 (dólares E.U.) respectivamente para los tres estudios.

Los siguientes datos fueron tomados del estudio de la situación económica de México, realizado por BANAMEX [14].

Variable:	1986	1987 (estimado)
Libor	6.8 %	7.0 %
Prime rate	8.2 %	9.5 %
Inflación en Estados Unidos	2.4 %	2.5 %

De acuerdo con estas cifras, podemos suponer que el segundo estudio podría dar resultados adecuados.

En estos costos no se han incluido los costos de operación, los cuales se suponen menores y que no afectarán los costos del kg producido en forma apreciable.

## Cap 7: DESCRIPCION DE LA INSTALACION FINAL.

La operación del destilador requiere de un suministro de calor a la charola de la base. Debido a la temperatura a la que este calor es suministrado, esto se puede realizar eficazmente con el empleo de energía solar. Se optó por utilizar un campo de captación de energía solar que empleara agua dulce como fluido de trabajo en circuito cerrado con un tanque térmico que sirviera como almacén de calor. A continuación se describe la instalación realizada en los terrenos del Instituto Tecnológico de La Paz, B.C.S. a partir del 4 de Julio de 1987.

El arreglo del campo de los captadores solares se muestra en las figs 7.1 y 7.2. Los captadores solares empleados son del tipo de tubo aletado de cobre con cromo negro, poseen 6 tubos aletados y una área efectiva de captación de  $1.6 \text{ m}^2$  cada uno, son de doble vidrio para trabajar a más alta temperatura que los convencionales. Para garantizar la máxima captación de radiación solar a lo largo de todo el año, los captadores se orientan hacia el sur con una inclinación de  $24^\circ$  que

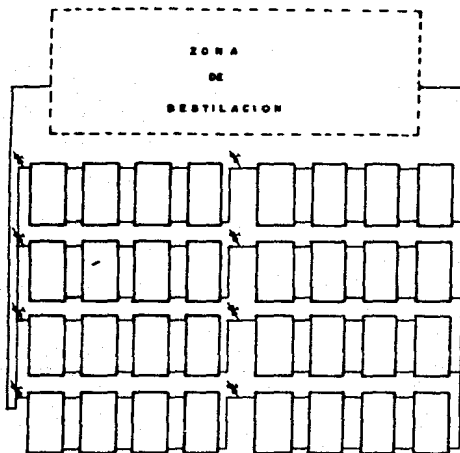


Fig 7.1. Arreglo de los captadores solares



Fig 7.2. Disposición de los captadores solares

corresponde a la latitud del lugar. La unión entre los cabezales de los captadores en paralelo se realizó empleando manguera y abrazaderas



Fig 7.3. Vista de los captadores solares

probadas para operar a temperaturas superiores a los  $100^{\circ}\text{C}$  (figs 7.4 y 7.5).

En la dirección N-S los módulos de captadores se colocaron a una distancia de 1 m para evitar sombra de un captador sobre otro en casi la

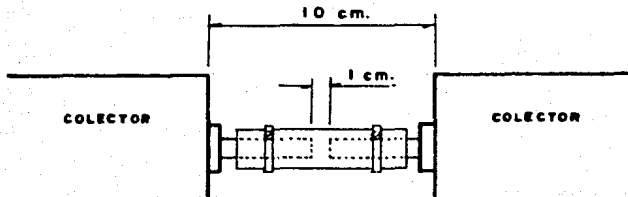


Fig 7.4. Unión entre cabezales



Fig 7.5. Fotografía de la unión entre cabezales

totalidad de las horas de operación del año. En los extremos de los módulos se colocaron válvulas de purga para evitar la acumulación de



Fig 7.6. Fotografía de la unión entre cabezales

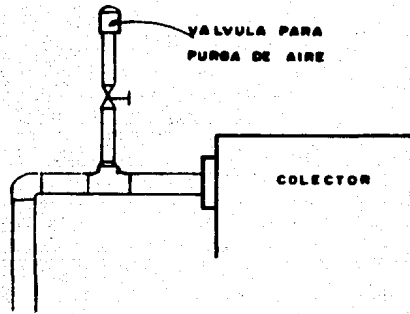


Fig 7.7. Colocación de las purgas de aire vapor y aire (ver figs 7.6 y 7.7).

El agua del tanque térmico, calentada en el campo de colectores solares, es enviada a un intercambiador de calor de tubos y coraza donde cede calor (ver figs 7.8 y 7.9). El agua de mar de la charola de la base del destilador es circulada por el mismo intercambiador de calor donde es calentada. En la fig 7.10 se muestra un corte transversal de la



Fig 7.8. Intercambiador de calor al fondo



Fig 7.9. Otra vista del intercambiador de calor  
unidad de destilación, donde se indican las conexiones de las  
principales tuberías de alimentación.

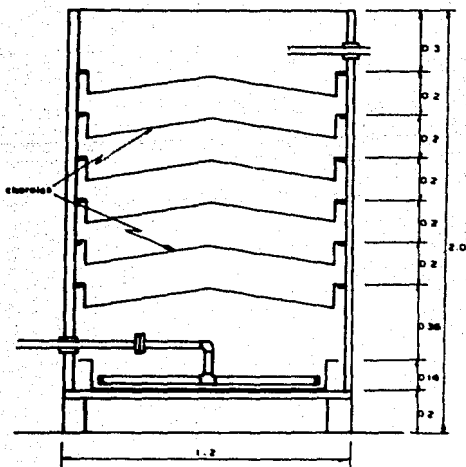


Fig 7.10. Corte seccional del destilador



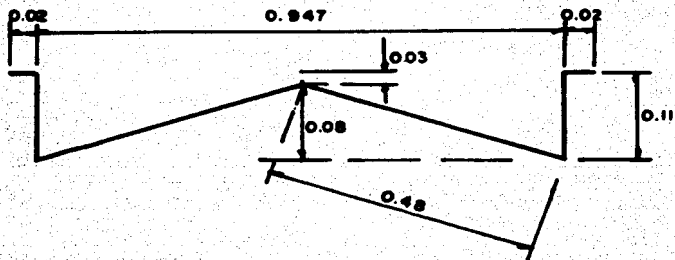


Fig 7.11. Corte seccional de una charola intermedia

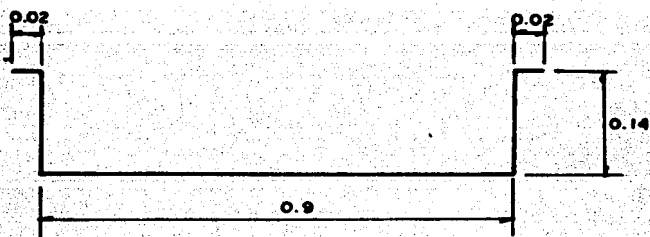


Fig 7.12. Corte seccional de la charola inferior

Las charolas de destilación se fabricaron con lámina calibre 18 con las dimensiones en metros que se indican en las figs 7.11 y 7.12. La caja de destilación se fabricó con lámina negra calibre 20 y soportería. Se aplicaron tratamientos anticorrosivos tanto a la caja como a las charolas de destilación.

Las tuberías fueron aisladas térmicamente con "medias cañas" de fibra de vidrio de 1.5" de espesor, recubiertas con manta e impermeabilizante. La unidad de destilación se encuentra aislada del medio ambiente con 0.1 m de aislante térmico.

La fig 7.13 muestra la unidad de destilación en operación. En la fig 7.14 se ilustra la colocación de las charolas en la unidad (la

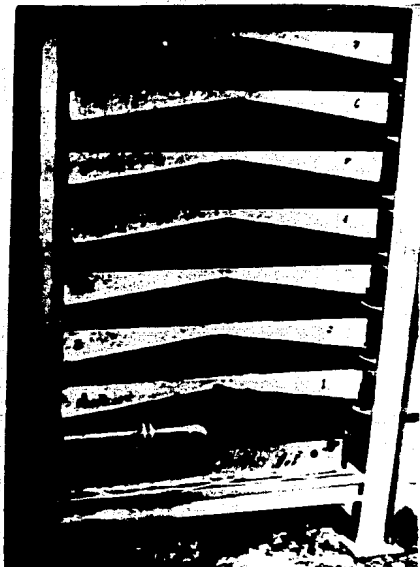


Fig 7.14. Charolas colocadas

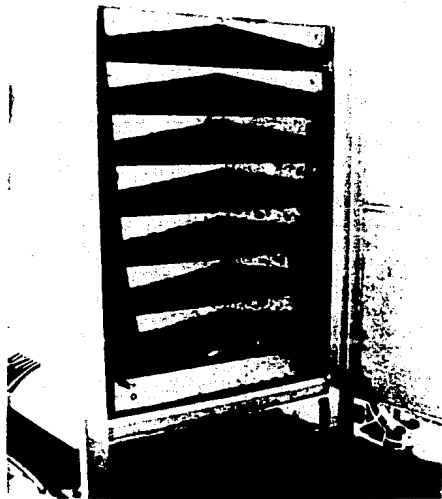


Fig 7.15. Mangueras para condensado



Fig 7.16. Vista general de la instalación

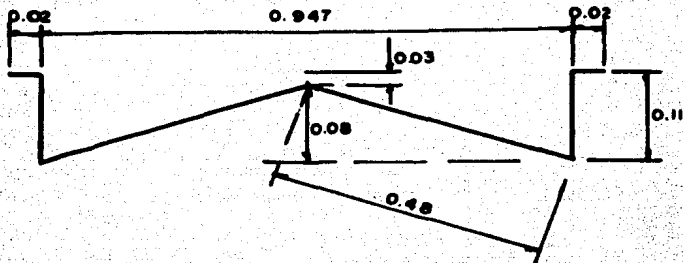


Fig 7.11. Corte seccional de una charola intermedia

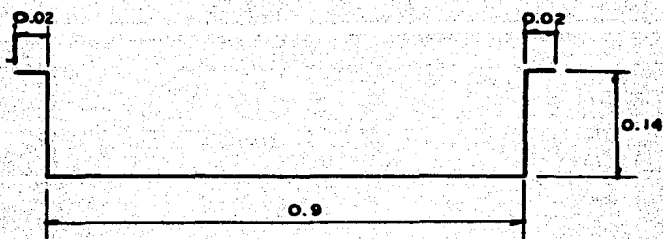


Fig 7.12. Corte seccional de la charola inferior

Las charolas de destilación se fabricaron con lámina calibre 18 con las dimensiones en metros que se indican en las figs 7.11 y 7.12. La caja de destilación se fabricó con lámina negra calibre 20 y soportería. Se aplicaron tratamientos anticorrosivos tanto a la caja como a las charolas de destilación.

Las tuberías fueron aisladas térmicamente con "medias cañas" de fibra de vidrio de 1.5" de espesor, recubiertas con manta e impermeabilizante. La unidad de destilación se encuentra aislada del medio ambiente con 0.1 m de aislante térmico.

La fig 7.13 muestra la unidad de destilación en operación. En la fig 7.14 se ilustra la colocación de las charolas en la unidad (la

numeración de las charolas está invertida con respecto al texto del presente trabajo). En la fig 7.15 se muestra la unidad con las mangueras de colección de condensado. Por último en la fig 7.16 se aprecia una vista general de la instalación en su forma final.

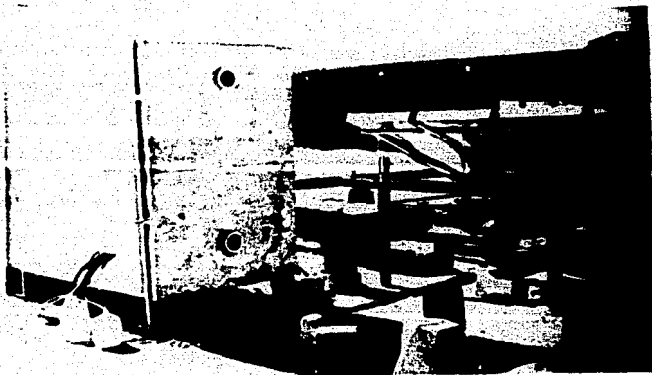


Fig 7.13 Unidad de destilación en operación

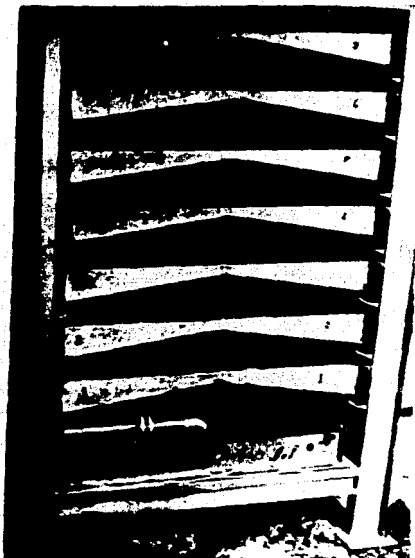


Fig 7.14. Charolas colocadas

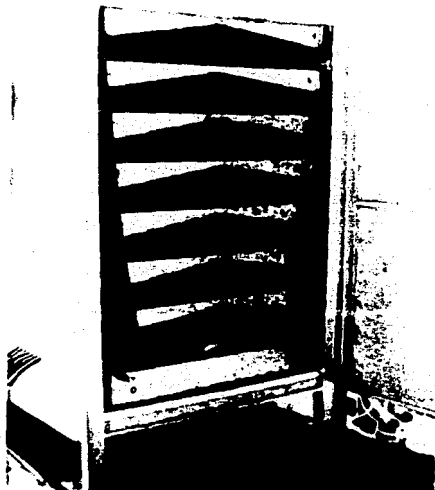


Fig 7.15. Mangueras para condensado



Fig 7.16. Vista general de la instalación

## Cap 8: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

El destilador descrito es de sencilla fabricación y operación. La experiencia operativa de un par de meses indica que se requiere de un mínimo de mantenimiento, reduciéndose a la limpieza de los vidrios de los captadores y a la limpieza de los fondos de las charolas. Se recomienda ensayar otros materiales para la fabricación de las charolas con el fin de reducir la corrosión y permitir el libre escurrimiento del condensado.

La política de operación real del destilador construido presenta diferencias con la de diseño. Esto es principalmente debido a las fugas de vapor que se presentan entre las charolas, las cuales no se han sellado totalmente en sus perímetros por no considerarse indispensable. Estas fugas se pueden suponer en el programa de cómputo y determinar la política de operación más adecuada para el destilador real. Al mismo tiempo se recomienda extender el período de operación y pruebas del

destilador para considerar las limitaciones reales sobre dosificación del rechazo y conocer la política de operación más adecuada.

La producción real de agua destilada, en condiciones normales de operación es de unos 75-90 litros por cada 8 horas de operación, para la unidad probada en La Paz, B.C.S. Así, puede esperarse una producción diaria total por unidad de 225-270 litros la cual es mayor que la calculada (170 litros) debido a las fugas de vapor entre charolas. La energía requerida por kg de agua destilada también es mayor por tener un menor reuso del calor. Esta forma de operación es conveniente dada la capacidad del campo solar para suministrar el calor necesario en la producción de 750 litros esperada ya que este se diseñó con cierto margen de seguridad.

Los costos del prototipo extrapolados a una vida útil de 15 años resultan en un costo de unos 2,000 a 6,000 pesos de septiembre de 1987 por metro cúbico producido. Faltan considerar los costos de operación, los cuales se cree serán de un orden de magnitud menor. Se recomienda estudiar la factibilidad económica del empleo de combustibles fósiles como auxiliares en los periodos de baja insolación en las comunidades en que estos puedan ser llevados con facilidad.

## REFERENCIAS

1. HAROLD R. HAY  
New Concepts in Solar Still Design  
Estados Unidos 1960
2. MARIA TELKES  
Fresh Water from Sea Water by Solar Distillation  
Industrial and Engineering Chemistry, Vol 45, Num 5, 1963
3. E. D. HOWE y B. W. TLEIMAT  
Fundamentals of Water Desalination  
pp 431-464 en Solar Energy Engineering  
Academic Press 1977.
4. MAHER TLEIMAT  
Solar-Powered Desalination  
Sun World, Volumen 10, Número 2, 1986
5. C. N. HODGES, T. L. THOMPSON y col.  
Solar Distillation utilizing multiple-effect humidification  
Office of Saline Water, Res and Dev Rep No. 194, 1966
6. B. W. TLEIMAT y E. D. HOWE  
Solar-Assisted Distillation of Sea Water  
en Heliotechnique and Development, Cambridge Press, 1976
7. J. L. FERNANDEZ y col.  
Informe de avance No. 4, Proyecto 7101  
Instituto de Ingenieria, 1987
8. K. KOGLER y M. KUBLER  
Sea-Water Desalination by Solat Heated Heat-Pipes  
Informe Interno, Dornier-System, Alemania 1973
9. J. L. FERNANDEZ y col.  
Análisis de un Destilador de Agua de Mar en La Paz, B.C.S.  
pp 29-33 Memorias del IX Congreso de la ANI, 1983
10. J. L. FERNANDEZ y col.  
Modelado de un Destilador Solar de Alto Rendimiento  
pp 24-27 Memorias VII Reunión Nacional de Energia Solar, 1983
11. R. V. DUNKLE  
Solar Water Distillation: The Roof Type Still and a multiple effect  
Diffusion Still pp 815-902 Int Dev in Heat Transfer, 1961
12. J. H. KEENAN y F. G. KEYES  
Steam Tables SI Units  
John Wiley and Sons, 1978



13. P. I. COOPER  
Heat and Mass Transfer Within a Solar Still Envelope  
Informe Interno, CSIRO, Australia 1972
14. BANAMEX  
Examen de la Situación Económica de México  
Num 736, 1987
15. J. L. FERNANDEZ y M. GONZALEZ Q.  
Destilador Solar Indirecto de Difusión con Reuso de Calor  
Memorias de la Reunión Nacional de Energía Solar 1987

#### APENDICE A: VALIDACION DE LAS ECUACIONES DE DUNKLE.

En el presente trabajo se parte de las ecuaciones propuestas por R. V. Dunkle en 1960 para el cálculo de la producción de los destiladores de "casita" [11], para la elaboración del programa de cómputo en base al cual se realiza el diseño. Para tener mayor confiabilidad en dicho programa es necesario comprobar que las ecuaciones de Dunkle predicen en forma aceptable el comportamiento físico en condiciones reales de operación, para lo que se realiza investigación experimental. Se parte de un dispositivo elaborado por el Ing. Felipe Muñoz, al cual se le modificó su modo de operación, para poder obtener resultados de utilidad para el presente trabajo. En la fig A.1 se ilustra el modo de operación, en la salida del tanque de destilación se colocó una obstrucción que permitiera variar el nivel  $h$  del agua a destilar utilizando la válvula de regulación. La temperatura del agua a destilar se mantiene constante, al igual que la temperatura de la tapa del tanque de destilación. Al operar el sistema se observa que existe gran cantidad de condensado en

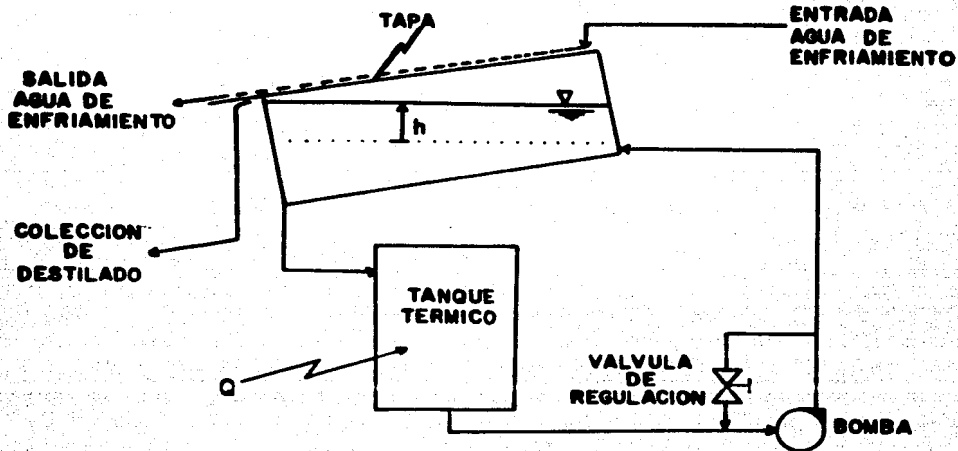


Fig A.1. Modo de operación del dispositivo empleado



Fig A.2. Fotografía del dispositivo empleado

las paredes del tanque de destilación. En el caso de la unidad de destilación de múltiples charolas esto no será representativo, primero debido a que el área de la tapa condensadora será mucho mayor que el área de las paredes, y segundo debido a que las paredes estarán aisladas con lo que se impide su capacidad de remoción de calor. En el caso para el que fueron planteadas las ecuaciones de Dunkle esto tampoco es representativo.

Al variar el nivel del agua a destilar se varía el área de las paredes en las que existe condensado y al tender esta área a cero los resultados se acercarán a las condiciones de operación del destilador de múltiples charolas. En las figs A3, A4 y A5 se realiza esto y se extrapolan linealmente los resultados para predecir el comportamiento en el caso para el que el área de las paredes sea cero. Estos resultados a

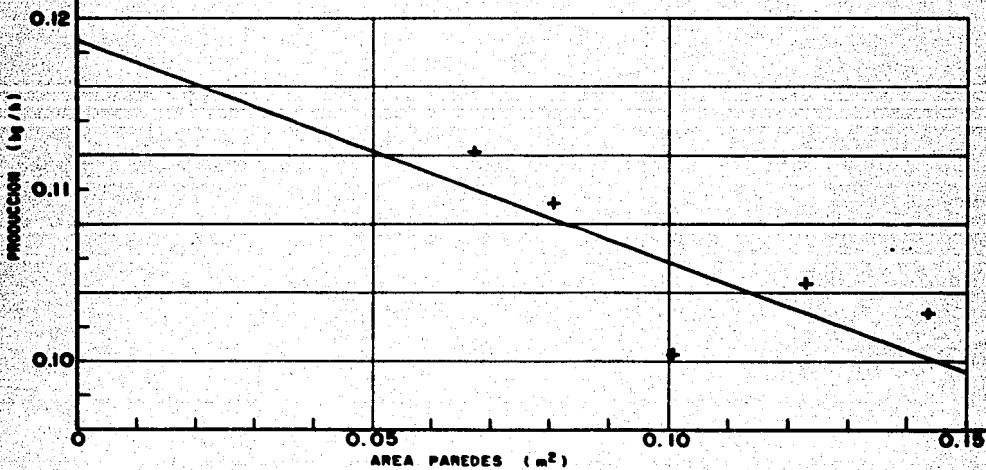


Fig A.3. Producción experimental para  $T_c = 18^\circ\text{C}$  y  $T_g = 50^\circ\text{C}$

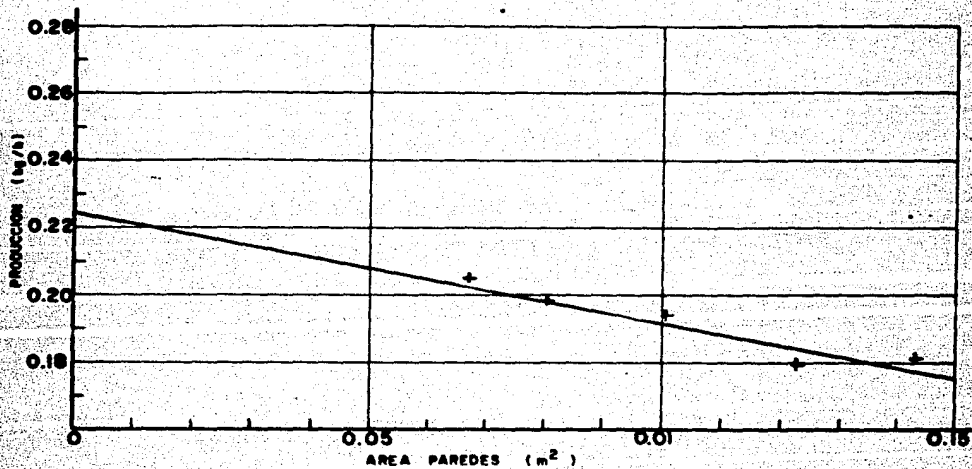


Fig A.4. Producción experimental para  $T_c = 18^\circ\text{C}$  y  $T_s = 60^\circ\text{C}$

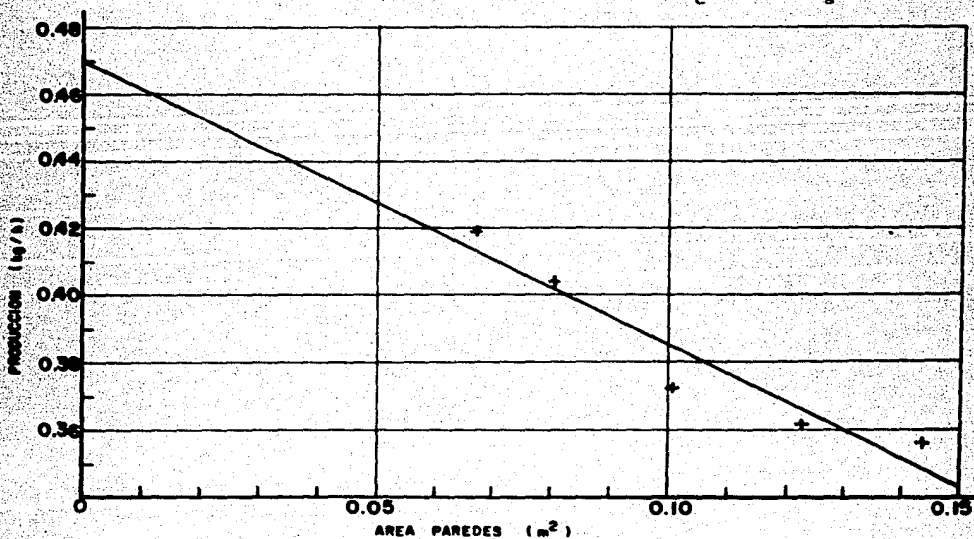


Fig A.5. Producción experimental para  $T_c = 18^\circ\text{C}$  y  $T_s = 70^\circ\text{C}$

ecuaciones de Dunkle, se observan diferencias del orden de 30% entre ambos, esto es, la producción obtenida experimentalmente es un 30% mayor que la predicha por las ecuaciones de Dunkle. A continuación se muestran en forma comparativa algunos de los resultados obtenidos por P. I. Cooper [13], en experimentos muy cuidados y con condiciones de operación similares, contra los predichos por las ecuaciones de Dunkle.

Producción [kg]:

Cooper	0.1116	1.5120	1.2636	1.9980	1.4400	1.6956
Dunkle	0.1031	1.5439	1.2590	1.8985	1.3630	1.0823

En las cifras anteriores se observa que la producción experimental es mayor que la predicha. De lo anterior se puede concluir que las ecuaciones de Dunkle pueden ser consideradas como conservadoras y son adecuadas para el diseño.

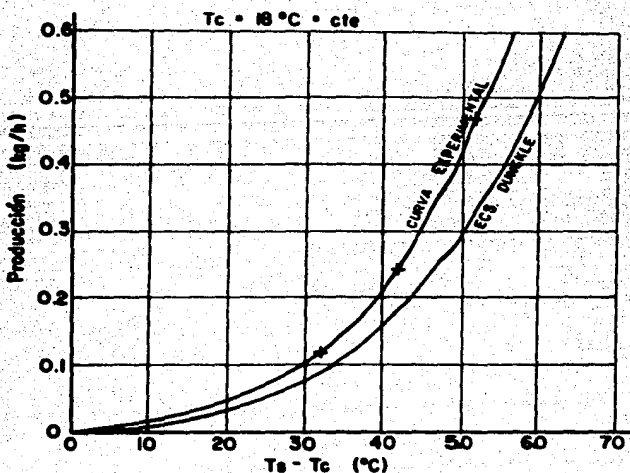


Fig A.6. Comparación de los resultados con las ecs de Dunkle

APENDICE B: LISTADO DEL PROGRAMA.

```
(*-----*)
(*)
(*) El presente programa calcula la masa eva- (*)
(*) porada (destilada) en un destilador de múlti- (*)
(*) ples charolas-condensadores con salmuera de (*)
(*) mar. (*)
(*) Se realizó con una computadora IBM-AT uti- (*)
(*) lizando "TURBO PASCAL" (*)
(*) MGQ 6Ene~87 (*)
(*)
(*)-----*)
```

PROGRAM Destilador;

Var

Ps, Pc, hfg, hsc, qsc, cps, cp, Tcond, pp, numchar,  
FlujoEntrada, IT, Pot, As, Ts, Tc, m, mevapo, mtotevap : REAL;

DestilDatos: File of REAL;

NumCharolas, I, J, K, NumIter : INTEGER;

Capacidad, T, masa, mderr, mevap, qevap, qneto, AREA  
: ARRAY [0..40] of REAL;

Cont : CHAR;

PROCEDURE Printouts;

```
begin
  CLRSCR;
  Writeln("                RESULTADOS DE LA CORRIDA");
  Writeln;
  Write("no.Charola      Temp [K]                mevap [kg]");
  Writeln("          qneto [KJ]");
  FOR k:=0 to NumCharolas+1 DO
    begin
      Write("      ",k,"      ",T[k] - 273.13 :3:2);
      Writeln("      ",mevap[k]:3:4);
    end;
  Writeln("Masa total destilada= ", mtotevap:3:2);
  Writeln("Masa Charola de la base= ",masa[NumCharolas+1]:3:2);
  Writeln;
end;
```

PROCEDURE PrintFin;

```
begin
  PrintOuts;
  Writeln("Calor Suministrado por los colectores = ",
    qneto[NumCharolas+1]:3:4, "KJ");
  Writeln("Calor total absorbido por el condensador = ",
    qneto[0]:3:4, " kJ");
end;
```

PROCEDURE Calculos;

```
begin
  Ps := 1E-5 * exp (abs (25.31699675-5155.046972*1/Ts));
  Pc := 1E-5 * exp (abs (25.31699675-5155.046972*1/Tc));
  hfg := 3161.5-2.40741*Ts;
  pp :=abs( Ts-Tc + (Ps-Pc)/(2.779-Ps)*Ts);
  if pp = 0
    THEN hsc := 8.841816e-4
    else hsc := 8.841816e-4 * exp(0.33333333*ln(pp));
  mevapo := 0.6847 * (Ps-Pc)* hsc * As * IT;
  qac := mevapo*hfg;
  mtotevap := mtotevap + mevapo;
end;
```



**PROCEDURE Almacenado;**

```
begin
  NumChar := NumCharolas;
  Assign(DestilDatos, "Destil.DTA");
  Rewrite(DestilDatos);
  Write(DestilDatos, Cps, Cp, NumChar);
  For I := 1 TO NumCharolas DO
    Write(DestilDatos, Capacidad[I], T[I], masa[I], mevap[I],
          AREA[I]);
  Write(DestilDatos, Area[NumCharolas+1], masa[NumCharolas+1],
        T[NumCharolas+1], mevap[0], mevap[NumCharolas+1]);
  Close(DestilDatos);
end;
```

**PROCEDURE Recuperacion;**

```
begin
  Write("Numero de Charolas"); Readln(NumCharolas);
  Assign(DestilDatos, "Destil.DTA");
  RESET(DestilDatos);
  Read(DestilDatos, Cps, Cp, NumChar);
  For I := 1 TO NumCharolas DO
    Read(DestilDatos, Capacidad[I], T[I], masa[I], mevap[I],
          AREA[I]);
  Read(DestilDatos, Area[NumCharolas+1], masa[NumCharolas+1],
        T[NumCharolas+1], mevap[0], mevap[NumCharolas+1]);
  Close(DestilDatos);
end;
```

**PROCEDURE Inputs;**

```
begin
  Write ("Calor especifico de la salmuera KJ/kg "); Readln(Cps);
  Write ("Calor especifico del agua KJ/kg "); Readln(Cp);
  Write ("Numero de charolas ");
  Readln(NumCharolas);
  For I:= 1 TO NumCharolas DO
    begin
      Write ("Capacidad de la charola ", I, " ");
      Readln(Capacidad[I]);
      Write ("Area de la charola ", I, " ");
      Readln(AREA[I]);
    end;
end;
```

**PROCEDURE Inicializar;**

```
begin
  FOR I:= 1 TO NumCharolas DO
    begin
      Write("Temperatura inicial de la charola ",I," K ");
      Readln(T[I]); T[I] := T[I] + 273.15;
      Write("Masa inicial de la charola ",I," Kg ");
      Readln(masa[I]);
      mevap[I] := 0;
    end;
    Write("Masa de la charola de la base Kg ");
    Readln(masa[NumCharolas+1]);
    Write("Temperatura (cte.) de la charola de la base K ");
    Readln(T[NumCharolas+1]);
    T[NumCharolas+1] := T[NumCharolas+1] + 273.15;
    Write("Area de la charola de la base m2 ");
    Readln(AREA[NumCharolas+1]);
    mevap[0]:= 0;
  end;
```

**PROCEDURE InputsCorrida;**

```
begin
  mtotevap := 0;
  Write("Intervalo de integracion S ");
  Readln(IT);
  Write("Numero de Iteraciones ");
  Readln(NumIter);
  Pot := 0;
  Write("Temperatura del condensador K ");
  Readln(Tcond); Tcond := Tcond + 273.15;
  Write("Temperatura de la charola de la base ");
  Readln(T[NumCharolas+1]);
  T[NumCharolas+1] := T[NumCharolas+1] + 273.15;
  Write("Flujo de entrada de agua salada Kg/s ");
  Readln(FlujoEntrada);
  Write("Desee resultados intermedios (S/N) ");
  Readln(Cont);

  mderr[0] := FlujoEntrada * IT;
  T[0]:=Tcond;
end;
```

**PROCEDURE Corrida;**

```
begin
  FOR J:= 1 TO NumIter DO
    begin
```

```
FOR k:= 1 TO (NumCharolas+1) DO
```

```
begin
```

```
  Ts := T[k];
```

```
  Tc := T[k-1];
```

```
  As := Area[k];
```

```
  IF Ts ]= Tc
```

```
  THEN
```

```
    begin
```

```
      qsc := 0;
```

```
      mevapo := 0;
```

```
    end
```

```
  ELSE Calculos;
```

```
  mevap[k] := mevapo;
```

```
  qevap[k] := qsc;
```

```
end;
```

```
writeln;
```

```
FOR k:= 1 TO NumCharolas Do
```

```
begin
```

```
  m := masa[k] + mderr[k-1] - mevap[k];
```

```
  qneto[k] := qevap[k+1] - qevap[k]  
    + mderr[k-1]*cps*(T[k-1]-T[k]);
```

```
  T[k] := qneto[k] / m / Cps + T[k];
```

```
  IF m [ Capacidad[k]
```

```
  THEN mderr[k] := m - Capacidad[k]
```

```
  ELSE mderr[k] := 0;
```

```
  masa[k] := m - mderr[k];
```

```
end;
```

```
masa[NumCharolas+1] := masa[NumCharolas+1]  
  - mevap[NumCharolas+1]  
  + mderr[NumCharolas];
```

```
qneto[NumCharolas+1] := - qevap[NumCharolas+1]  
  + mderr[NumCharolas]*Cps*  
  (T[NumCharolas]-T[NumCharolas+1]);
```

```
(* Calor Necesario de los colectores KJ *)
```

```
T[NumCharolas+1] := T[NumCharolas+1];
```

```
qneto[0] := -qevap[1];
```

```
(* Calor total retirado por el condensador *)
```

```
IF Cont ][ 'n' THEN Printouts; (* Num Iter. *)
```

```
end;
```

```
end;
```

```
begin (* Principal *)
```

```
Write('Desa modificar datos '); Readln(Cont);
```

```
IF Cont in ['s','S']
```

```
THEN
```

```
begin
```

```
  Inputs;
```

```
  Inicializar;
```

```
        Almacenado;
    end;
Recuperacion;
Repeat
    Inputscorrída;
    Corrida;
    PrintFin;
    WriteIn;
    WriteIn; Write(" ¿Desea Continuar (S/N)?");
    ReadIn(Cont);
    Until Cont in ["n", "N"];
    Close(DestilDatos);
end.
```

#### APENDICE C: EMPLEO DEL PROGRAMA DE COMPUTO.

El uso de las computadoras digitales para la simulación presenta muchas ventajas sobre la resolución analítica de un problema; permite manejar un mayor número de parámetros y variar con facilidad las condiciones de frontera entre otras. La manera de utilizar el programa de cómputo presentado en el apéndice B se enuncia a continuación. Para su uso se requiere de una computadora compatible (PC) con lenguaje "Turbo Pascal"; es conveniente disponer de un coprocesador matemático.

La primera pregunta que se presenta es "¿Desea modificar datos?", los datos iniciales referentes a las condiciones iniciales y características físicas del destilador estudiado en la última corrida se encuentran almacenados en disco, se debe contestar "N" a esta pregunta para emplearlos y "S" para modificarlos.

Al contestar "S" a esta pregunta, se pide el calor específico de la

salmuera y del agua respectivamente. Estos son muy parecidos y pueden suponerse como 4.18 KJ/kg cuando la concentración del agua de mar no es muy elevada. A continuación se pide al usuario el número de charolas empleadas por cada unidad, sin contar la de la base ni el condensador, esto es, las charolas intermedias.

Posteriormente se pedirán las capacidades de cada una de las charolas intermedias en kg, esto es, la cantidad de agua que pueden retener antes de derramar, se pedirán también el área de la salmuera de cada una de las charolas en  $m^2$ , su temperatura inicial en K y la masa inicial contenida en cada charola. Se considera en el programa como charola uno la más alta, dos la que le sigue y así sucesivamente. Se requiere suministrar posteriormente los mismos datos pero para la charola de la base.

Todos los datos suministrados anteriormente son guardados en disco y no serán pedidos si se contesta con "N" a la pregunta "¿Desea modificar datos?". Las siguientes entradas son necesarias suministrarlas cada intervalo de tiempo considerado y pueden variar. El intervalo de integración en segundos indica la variación del tiempo en que se considera que todas las propiedades varían linealmente, en general es adecuado 60 s. El número de iteraciones se refiere a el número de intervalos de tiempo que se desea calcular, por ejemplo, con 60 s como intervalo de integración y considerando 60 intervalos obtendríamos las condiciones del destilador tras una hora de operación.

Es necesario suministrar también las temperaturas de la charola de

la base y la del condensador, que se consideran constantes durante todas las iteraciones consideradas. Estas se pueden variar continuamente considerando un número de iteraciones pequeño. El flujo de entrada de agua salada se refiere al alimentado a la charola más alta del destilador durante las iteraciones consideradas. En la última pregunta "¿Desea resultados intermedios?" al contestar "S" la computadora mostrará las variables más importantes del destilador tras realizar cada iteración.