

0178  
2 ej.



**Universidad Nacional Autónoma de México**

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO  
FACULTAD DE INGENIERIA

"DESTILACION SOLAR CON  
ETAPAS MULTIPLES"

**T E S I S**

Que para obtener el Grado de  
**MAESTRO EN INGENIERIA**  
(E N E R G E T I C A)

P r e s e n t a:  
**RICARDO ALBERTO TOVAR BARRERA**

Director: DR. J. L. FERNANDEZ ZAYAS

México, D. F.

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

NOMENCLATURA.		
RESUMEN.		
1	ANTECEDENTES HISTORICOS DE LA DESTILACION SOLAR.	1
2	DESCRIPCION Y FUNCIONAMIENTO DEL SISTEMA DE DESTILACION SOLAR CON ETAPAS MULTIPLES.	6
	2.1.- Sistema de destilación solar.	6
	2.2.- Dispositivos de medición.	11
	2.3.- Procedimiento de pruebas experimentales.	14
3	FUNDAMENTO DE ANALISIS.	15
4	MODELO MATEMATICO DEL SISTEMA DE DESTILACION SOLAR.	18
	4.1.- Ecuaciones generales del colector solar.	18
	4.2.- Ecuaciones generales del cambiador de calor.	24
	4.3.- Ecuaciones generales del destilador solar.	27
	4.4.- Modelo matemático.	29
5	RESULTADOS EXPERIMENTALES.	37
	5.1.- Evolución experimental de la temperatura de las charolas del destilador y la producción total de condensado.	37
	5.2.- Conclusiones preliminares.	47
6	CORRELACION DE RESULTADOS EXPERIMENTALES CON LA TEORIA.	
	6.1.- Consideraciones generales.	50
	6.2.- Correlación de resultados experimentales con el modelo matemático.	62
7	ANALISIS DEL SISTEMA CON EL MODELO MATEMATICO.	66
8	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	68
	REFERENCIAS.	86
	APENDICE.	89

## NOMENCLATURA

Ac	área efectiva de captación solar ( $m^2$ ).
Act	área externa del cambiador de calor ( $m^2$ ).
Ae	área de evaporación ( $m^2$ ).
Ar	área externa del tanque térmico ( $m^2$ ).
Ce	calor específico del agua ( $J/kgK$ ).
De	diámetro externo de los tubos del cambiador de calor (m).
Deq	diámetro equivalente de los tubos del cambiador de calor (m).
Di	diámetro interior de los tubos del cambiador de calor (m).
E	coeficiente global de pérdidas de calor ( $W/m^2K$ ).
G	radiación solar global instantánea ( $W/m^2$ ).
G <sub>b</sub>	radiación solar directa instantánea ( $W/m^2$ ).
G <sub>bmax</sub>	radiación solar directa promedio mensual ( $W/m^2$ ).
G <sub>d</sub>	radiación solar difusa instantánea ( $W/m^2$ ).
G <sub>dmax</sub>	radiación solar global promedio mensual ( $W/m^2$ ).
h	coeficiente de transferencia de calor por convección ( $W/m^2K$ ).
h <sub>fg</sub>	entalpía de evaporación ( $kJ/kg$ ).
J	exponente en la ecuación de pérdidas de calor del colector.
JA	factor de transferencia de calor.
k	coeficiente de extinción ( $cm^{-1}$ ).
k <sub>e</sub>	conductividad térmica ( $W/mK$ ).
k <sub>z</sub>	factor de corrección para h.
l	espesor de la cubierta (cm).
L <sub>d</sub>	longitud del día (grados).
m <sub>e</sub>	flujo másico de agua dulce ( $kg/s$ ).
m <sub>n</sub>	flujo másico de agua de mar ( $kg/s$ ).
M <sub>c</sub>	masa de agua contenida en la charola (kg).
M <sub>r</sub>	masa de agua en el tanque térmico (kg).
N	número del día a partir del 1ro. enero.

$N_c$	número de cubiertas del colector solar.
$N_i$	índice de refracción del aire,
$N_z$	índice de refracción del material de la cubierta del colector solar.
$P_c$	presión parcial del vapor de agua en el condensador (bar).
$P_e$	presión parcial del vapor de agua en la superficie del agua a evaporar (bar).
$Q_a$	calor suministrado a la charola (W).
$Q_r$	pérdidas de calor del colector al ambiente (W).
$Q_{rt}$	pérdidas de calor del tanque térmico al ambiente (W).
$Q_{sc}$	calor evaporado a la charola inmediata superior (W).
$Q_t$	calor comunicado al tanque (W).
$Q_u$	calor útil absorbido por el fluido en el colector (W).
$R$	relación de capacidades térmicas.
$R_b$	$\cos\theta_i/\cos\theta_s$ .
$Re$	número de Reynolds.
$t$	tiempo (s).
$T_a$	temperatura ambiente ( $^{\circ}\text{C}$ ).
$T_{am}$	temperatura ambiente mínima ( $^{\circ}\text{C}$ ).
$T_{ax}$	temperatura ambiente máxima ( $^{\circ}\text{C}$ ).
$T_c$	temperatura promedio del absorbedor ( $^{\circ}\text{C}$ ).
$T_{in}$	temperatura del agua dulce a la entrada del cambiador de calor ( $^{\circ}\text{C}$ ).
$T_{is}$	temperatura del agua dulce a la salida del cambiador de calor ( $^{\circ}\text{C}$ ).
$T_{m}$	temperatura del agua de mar a la entrada del cambiador de calor ( $^{\circ}\text{C}$ ).
$T_{ms}$	temperatura del agua de mar a la salida del cambiador de calor ( $^{\circ}\text{C}$ ).
$T_T$	temperatura del agua en el tanque térmico ( $^{\circ}\text{C}$ ).
$U_T$	coeficiente global de pérdidas de calor en el tanque térmico ( $\text{W}/\text{m}^2\text{K}$ ).
$U_c$	coeficiente global de pérdidas de calor en el cambiador de calor ( $\text{W}/\text{m}^2\text{K}$ ).
$V_a$	velocidad del agua en el cambiador de calor (m/s).

$\alpha$	absortancia del absorbedor del colector solar.
$\beta$	ángulo de inclinación del colector solar (grados).
$\phi$	latitud del lugar (grados).
$\phi_0$	razón de viscosidades dinámicas.
$\omega$	hora solar (grados).
$\mu$	viscosidad absoluta (kg/ms).
$\rho$	reflectancia espectral.
$\rho_d$	reflectancia ante la radiación difusa.
$\theta_s$	ángulo de incidencia para un plano horizontal (grados).
$\theta_i$	ángulo de incidencia para un plano inclinado (grados).
$\theta_r$	ángulo de reflexión (grados).
$\tau$	transmitancia de la cubierta.
$\tau_a$	transmitancia debida a la absorción.
$\tau_r$	transmitancia debida a la reflexión.
$\delta$	declinación solar (grados).

## RESUMEN

El presente trabajo presenta un análisis teórico y experimental de un sistema de destilación activado con una fuente de calor solar con etapas múltiples. Los objetivos por alcanzar son: a) obtener un modelo matemático que se ajuste a los resultados de las pruebas al sistema en cuestión, para con este, b) obtener los parámetros de operación más convenientes según los requerimientos deseados, y c) hacer un análisis de sensibilidad con ayuda del modelo.

Este trabajo se desarrolla de la siguiente forma: se hace una revisión bibliográfica del tema en cuestión, encontrándose que no se tienen antecedentes de haber sido estudiado este destilador como tal, aunque la geometría y los fenómenos físicos que se presentan son similares a los del destilador de caseta. Luego se hace una descripción detallada de los componentes del sistema de destilación, así como la descripción del procedimiento de las pruebas. Este sistema, para su descripción, se subdivide en dos: el subsistema de captación de energía solar, similar al sistema tradicional de calentamiento de agua doméstica; y el subsistema de destilación, un destilador de etapas múltiples. Se presenta el modelo matemático propuesto, mencionando las suposiciones hechas y la fundamentación de análisis. Se analizan las pruebas experimentales con la ayuda de las gráficas que presentan la evolución de las temperaturas en las charolas del destilador, así como la producción total de destilado, durante toda la prueba, encontrándose que se producen alrededor de 120 kg por día, y que la producción total aumenta cuando se alcanza mayor temperatura en la charola de la base. Se realiza una correlación de resultados experimentales, primero con las ecuaciones de Dunkle, [7] de donde se desprende una modificación a estas ecuaciones para

que representen satisfactoriamente dichos resultados; y segundo, con el modelo matemático, con objeto de validarlo. Con el modelo matemático se realiza un análisis del sistema de destilación, y finalmente, se dan las recomendaciones y conclusiones sobre este sistema.



## CAPITULO 1

### 1. ANTECEDENTES HISTORICOS DE LA DESTILACION SOLAR.

El periodo moderno de la energia solar en procesos termicos es reciente, aunque hay indicios que el efecto de invernadero era ya conocido y usado por los antiguos egipcios, y que tambien estos hacian uso del calor del sol para mover fluidos como el aire [1]. La aplicacion solar a procesos de destilacion de agua de mar se remonta al siglo pasado [2].

El llamado periodo moderno de la energia solar aplicada a la destilacion empez6 en 1872, cuando C. Wilson, instalo un gran destilador de caseta en Las Salinas, en el desierto del norte de Chile. Esta instalacion contaba con 4.700 m<sup>2</sup> de area efectiva de captacion, de varias hileras de destiladores, de 1,41 m de ancho por 8 m de largo [3].

Hay algunas otras referencias aisladas de destiladores solares (algunos de agua, y otros de licor), y todas ellas parecen basarse en el mismo concepto de destilador de caseta, pero ninguna aparenta estar debidamente documentada.

Durante la segunda guerra mundial se mostro un gran interes sobre el tema, tanto por las posibles aplicaciones a las campañas militares como porque en esa época azolaba una fuerte sequia a diversas zonas del mundo. Los grandes consorcios industriales

veían en la desalación del agua marina una enorme oportunidad de negocio.

Hacia el año de 1950, las experiencias acumuladas en la destilación solar de agua de mar auspiciaban un gran dinamismo en las investigaciones por venir. En paralelo, se exploraban muchas otras fuentes energéticas con el mismo fin y un sinfín de tecnologías y principios físicos de desalación. Se hizo trabajo también en sistemas de energía mixta; por ejemplo, se estudiaron destiladores solares auxiliados por el calor de desecho de plantas diesel y termoeléctricas, siempre con el propósito de producir grandes cantidades de agua desalada al menor precio posible (5).

Las investigaciones continuaron a ritmo acelerado durante varios años. Se diseñaron, se analizaron y se evaluaron varias configuraciones de destiladores solares, siempre con el fin de aumentar la eficiencia y disminuir el monto de la inversión inicial en equipos. Se acentuó el interés por complementar los destiladores solares con calor industrial de desecho. Sin embargo, para 1960, ya era claro que el tradicional destilador de caseta, en cualquiera de sus formas, no podía competir económicamente con los entonces ventajosos destiladores de energía convencional. Así, desde esos años, las investigaciones relacionadas con la destilación solar han sido cada vez menos intensas, casi siempre con énfasis en el abastecimiento de agua potable para áreas residenciales remotas y para pequeñas comunidades rurales (6).

A principio de la década de los '70s ya era claro que, para producir agua en cantidades relevantes, esto es, del orden de los 4,000 m<sup>3</sup>/día y mayores, varios métodos eran más económicos que el solar. La mayor parte de las investigaciones en el mundo en este tema se suspendían a más tardar en 1970 (4). Entretanto, los sistemas convencionales, crecían en capacidad y eficiencia, y también en complejidad, sofisticación y dependencia del petróleo (7).

Tal vez el único país industrializado que continuó las

investigaciones solares para este fin fue Australia. Se hicieron notables avances tanto en el entendimiento de los procesos físicos presentes en la destilación solar como en la conceptualización y análisis de ingeniosos y novedosos diseños (8).

Diversos países con ansia de agua han tenido experiencias en este tema a base de tecnologías importadas, manteniendo la esperanza de resolver las necesidades modernas de agua potable usando la energía solar. Un ejemplo es la planta de 80 m<sup>2</sup>/día promedio en Adu Dhabi, instalada con asesoría y tecnología japonesa, que tiene ya tres años en servicio y parece operar satisfactoriamente (9).

Las experiencias mexicanas en la destilación solar de agua de mar rara vez han trascendido nuestras fronteras y la literatura internacional poco dice de ella. Sin embargo las experiencias que se han acumulado en el país son muy ricas y variadas.

Al inicio de la década de los '70s la desalación solar masiva, en destiladores tipo caseta o invernadero, era ya una realidad con técnica y materiales totalmente nacionales. La introducción del concepto se debe al Ing. Martínez Guerrero, que instauró un proceso de producción industrial en gran escala para fabricar docenas de estos destiladores cada día. Numerosos ejemplares de aquellos, gracias a que se fabricaron en fibra de vidrio, siguen siendo usados con éxito.

Estos destiladores, como han demostrado numerosas veces los investigadores australianos, tienen diversos inconvenientes. Entre ellos destaca su baja producción (del orden de 4 a 6 litros diarios por unidad de 1 m<sup>2</sup> 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 de agua potable es apremiante y hay disponibilidad de agua de mar.

En 1970, otras opciones solares se habían estado investigando. Una de ellas fue el proceso humidificación-deshumidificación de aire

a presión atmosférica, utilizado en la instalación de 18.9 m<sup>3</sup>/día en Puerto Peñasco, Sonora. El concepto ensayado era bueno desde el punto de vista del rendimiento del sistema solar, pues se producían unos 10 litros por cada metro cuadrado de captación, 4 veces lo que rinde el destilador de caseta. Sin embargo, se requería un ventilador de unos 30 kW para circular el aire, y la energía proveniente de un generador diesel de 50 kW operando en el sitio [8].

Hacia mediados de los '70s los países avanzados que se ocupaban de resolver la crisis energética a su modo, empleaban pocos recursos para desarrollos solares, y menos aún para destiladores de agua de mar. En nuestro país, sin embargo, la energía solar tenía cada vez más adeptos. Se consolidó un acuerdo con Alemania Federal, mediante el cual México recibiría y ayudaría al ensayo de equipos alemanes financiados por el gobierno de ese país europeo del hemisferio norte.

Hacia finales de los años '70s ya se había acumulado experiencia en México, en el diseño y operación de plantas de efecto múltiple. 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 un sistema destilador nacional. También después se construyó la planta de 25 m<sup>3</sup>/día en las Barrancas, B.C.S. Cuando esta planta entró en operación, en 1982, se puso de manifiesto la dudosa confiabilidad del sistema, aunque las pruebas iniciales fueron totalmente exitosas. No ha sido posible concluir las pruebas de operación con abastecimiento térmico solar en su totalidad (debido a fallas de los captadores alemanes), 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.

En esas fechas, profesores del Tecnológico de La Paz, B.C.S., experimentaron con un destilador de caseta alimentado por un banco de colectores solares planos de diseño convencional. Se pretendía aumentar el rendimiento de éstos alimentándoles agua más caliente.

cediendo el calor del banco de colectores al destilador, mediante serpentines de intercambio de calor. En un análisis posterior se encontró que la capacidad de destilación de este dispositivo no podía ser mayor que la de destiladores de caseta convencionales, pues al no aumentar la capacidad de enfriamiento del vidrio, el salto de temperaturas del evaporador al condensador permanecía invariable (18).

## CAPITULO 2

### 2. DESCRIPCION Y FUNCIONAMIENTO DEL SISTEMA DE DESTILACION SOLAR CON ETAPAS MULTIPLES.

En este capitulo se describe en forma general la instalación experimental y los dispositivos de medición usados en el trabajo presente. Se presenta el procedimiento de los ensayos hechos al sistema de destilación.

#### 2.1 Sistema de destilación.

En la fig. 2.1 se muestra un diagrama conceptual del sistema experimental. El sistema, para fines de su descripción se subdivide en dos subsistemas, el de captación de energía solar y el de destilación. El primer subsistema está compuesto de 32 colectores solares planos, un tanque de almacenamiento y una bomba. Los colectores son de doble vidrio y disponen de una superficie selectiva de cromo negro. El área de captación es de  $1.69 \text{ m}^2$  por colector, los 32 colectores se orientan hacia el sur, y se inclinan  $24^\circ$  con respecto al plano horizontal. Los colectores se agrupan en cuatro módulos de ocho colectores en paralelo. Todo el campo de colectores tiene una inclinación de  $24^\circ$  en las direcciones E-W y N-S, lo cual tiene por objeto facilitar el desalojo del aire de las tuberías. Con este fin se instalan en las salidas de cada conjunto de cuatro colectores, purgas automáticas

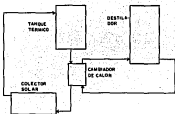


Fig. 2.1 Diagrama conceptual del sistema experimental de destilación solar.

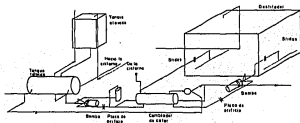


Fig. 2.2 Subsistema de destilación solar.

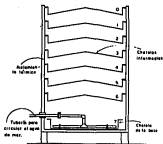


Fig. 2.3 Figura que muestra un corte transversal del destilador solar observándose las 7 charolas intermedias y la tubería de circulación de agua.

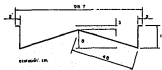


Fig. 2.4 Forma y dimensiones principales de las charolas intermedias.



de aire. El tanque de almacenamiento térmico tiene una capacidad de 1000 litros, cinco tonas, para la entrada y salida del agua caliente, purga de aire y agua, y alimentación de agua. Este tanque está aislado térmicamente con lana mineral y lana de vidrio, en un espesor global de unos 10 cm aproximadamente. La bomba es de tipo centrífuga de 1.8 HP de alta velocidad (3.470 rpm), monofásica, con 1.5" de succión y 1" de descarga. La tubería de todo el campo de colectores va aislada térmicamente con "medias cañas" de fibra de vidrio de 1.8" de espesor.

El subsistema de destilación está compuesto de un destilador de etapas múltiples, un cambiador de calor y una bomba (ver fig. 2.20). El destilador es un aparato de caras rectangulares con longitud de 3.05 m, ancho de 1.2 m y altura de 2 m. Está fabricado con lámina galvanizada calibre 20, y en su interior se encuentran 7 charolas intermedias construidas con lámina galvanizada calibre 18 (ver figs. 2.3 y 2.4) separadas 0.2 m entre sí. La charola de la base (ver fig. 2.5), está separada 0.3 m de charola que le sigue, para recibir las tuberías que recirculan el agua con el cambiador de calor. El destilador está aislado térmicamente con fibra de vidrio de 10 cm de espesor. El cambiador de calor, el cual transfiere el calor del subsistema solar al destilador, es un cambiador de tubos y coraza de un solo paso, con espejos fijos (soldados a la coraza) y cabezales y conexiones bridados. La coraza tiene un diámetro interior de 8" y contiene 37 tubos de tipo flux de 3/4" de diámetro y 8 pies de longitud. El arreglo de los tubos es triangular y el flujo externo se canaliza con ayuda de 4 deflectores planos de segmento sencillo. El cambiador está aislado térmicamente como el tanque de almacenamiento térmico, también con 10 cm de espesor. La bomba aquí utilizada es similar a la empleada en el subsistema de captación de energía. Toda la tubería en este subsistema está también aislada térmicamente.

En las siguientes figuras (2.6 a 2.10) se muestran fotografías de algunos detalles de la instalación del sistema de destilación solar.

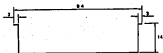


Fig. 2.5 Forma y dimensiones principales de la charola de la base.



Fig. 2.6 Fotografía mostrando a todo el sistema experimental de destilación solar.

En la fig. 2.6 se aprecia una vista general de la instalación del sistema en cuestión, con las cuatro hileras de 8 colectores solares cada una y el resto del equipo. La fig. 2.7 muestra un detalle de la esquina superior de un colector, una válvula de purga de aire y un termómetro de carátula.

La fig. 2.8 muestra el campo solar desde otro ángulo, destacando la posición final de los cabecales de retorno al tanque. La disposición de las charolas de destilación, cada una de 1 m de frente por 3 m de fondo, se aprecia en la fig. 2.9. Aparecen también las mangueras que permiten drenar el agua destilada hacia afuera del destilador.

La fig. 2.10 muestra al subsistema de destilación. En las puertas se aprecian las mirillas que se colocaron en ambas puertas para poder observar la destilación.

## 2.2 Dispositivos de medición.

La radiación solar incidente sobre el plano del colector se midió con un piranómetro Eppley blanco y negro, modelo 8-48. La señal de salida del aparato está en (mV) y para obtener la radiación solar en ( $\text{kW/m}^2$ ), aquella se divide entre la constante de calibración de 0.8  $\text{mV}/(\text{kW/m}^2)$ .

Los lugares en que se midió la temperatura son: entrada y salida del campo de colectores, a la salida del tanque de almacenamiento; entrada y salida del agua dulce y de sal en el cambiador de calor; en cada una de las charolas del destilador y la temperatura ambiente.

Para la medición de estas temperaturas se utilizan termopares tipo T (cobre-constantán), calibre 30, con forro de fibra de vidrio, sumergidos en aceite colocado dentro de termopozos, los que a su vez están ubicados dentro de la tubería de cobre. La señal de los termopares es recibida y desplegada mediante un multímetro



Fig. 2.7 Detalle de tuberías. Termómetro de cápsula colocado al final de una serie de colectores.



Fig. 2.3 Vista del cabezal de retorno.

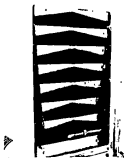


Fig. 2.9 Vista frontal del destilador, con la puerta abierta.

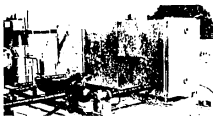


Fig. 2.10 Vista del destilador con el cambiador de calor al frente.

digital. Se toma una temperatura de referencia fría a 0 °C con mezcla de hielo picado con agua, contenida en un vaso térmico. Los termopares se insertan en tubos de vidrio, sumergidos en este vaso, inundados en aceite térmico.

Además de los termopares anteriores, se colocaron termómetros de carátula a la salida del agua proveniente del campo de colectores y al ingreso al tanque térmico con objeto de observar la calibración de los termopares.

Para la medición del gasto másico se usan placas de orificio con piezómetro diferencial de mercurio.

Para la medición de condensado se utiliza un recipiente, un cronómetro y una báscula.

### 2.3 Procedimiento de pruebas experimentales.

El procedimiento bajo el cual se realizaron las pruebas es el siguiente: estando el sistema en frío, se hace operar el subsistema de captación de energía solar hasta que la temperatura del tanque de almacenamiento térmico alcance la temperatura de operación deseada (arriba de 90 °C aproximadamente). Posteriormente, estando el destilador lleno de agua se hace funcionar la bomba de circulación del destilador al cambiador de calor. A partir de este instante se empieza a producir destilado, en cantidades variables según se vayan estableciendo las diferencias de temperatura entre charolas. Ambas bombas deben operar continuamente para permitir el intercambio de calor con el agua a destilar.

Cuando la radiación solar no contribuye a elevar la temperatura del agua que circula por el campo de colectores se debe cancelar la circulación a través de los colectores, y sólo utilizar el calor almacenado en el tanque térmico.

## CAPITULO 3

### 3. FUNDAMENTO DE ANALISIS.

Para la definición del dispositivo de destilación se acudió a las experiencias australianas. Del trabajo pionero de Dunkle [7] se desprenden los principios de análisis de un destilador solar de difusión en varias etapas, consistente de una serie de placas paralelas verticales estrechamente espaciadas, a la placa primera se le aumenta su temperatura y a la última se le enfría. El agua salada es introducida por la parte superior de cada placa y los flujos descienden por sólo un lado de la superficie de cada una de ellas. Debido al gradiente de temperaturas entre la primer placa y la siguiente, el agua llega a evaporarse y se condensa en la placa de menor temperatura; el calor cedido por condensación del vapor de agua a esta charca crea otra diferencia de temperaturas con la siguiente placa, volviéndose a repetir el mismo efecto. Podría esperarse que la mayor turbulencia del fluido con respecto a la superficie quieta del agua en el destilador de caseta, resultara en procesos de transferencia de calor y masa más eficaces. Sin embargo, en trabajos experimentales hechos en presencia de aire y otros gases, resulta que las ecuaciones son las mismas, lo cual ha sido verificado por Howe y Tleimat [4].

Las ecuaciones de Dunkle [7], Howe, Tleimat [4] y Cooper [12,14] indican que la cantidad de vapor de agua que se evapora desde una superficie libre de agua se difunde a través de una película

de aire y se condensa en otra superficie, más fría que la superficie evaporadora, es esencialmente una función de las temperaturas de las superficies evaporadora y condensadora. En las expresiones que ellos usan para la representación matemática, los flujos de calor y masa son también función de las presiones parciales de vapor y de la entalpía de cambio de fase del agua. Sin embargo, éstas pueden reducirse a funciones únicamente de la temperatura si se usan las propiedades del vapor de agua.

Debe destacarse que no se ha encontrado, dentro de las variaciones geométricas, de flujo y temperatura que esos investigadores han estudiado, ninguna importancia de las geometrías (verticales u horizontales), ni de los materiales empleados en el condensador (vidrio y materiales con varios recubrimientos). De esta última consideración puede concluirse, en forma preliminar, que las limitaciones del intercambio térmico en cuanto al condensador son más fuertes por efecto de la temperatura, de la que depende la velocidad con que el vapor se estanca en el condensador (pues de ella depende la perturbación de la película de condensado) que por efecto de la textura. Sin embargo, de la textura, y de otras propiedades como la adherencia del agua a la superficie condensadora, depende el ángulo de resbalamiento de condensado; si el ángulo es insuficiente, el condensado gotea de regreso al evaporador.

La evaluación de estas correlaciones, de origen empírico, es de suma importancia, particularmente si se quiere diseñar o simular destiladores a presión atmosférica. La evidencia experimental, respaldada por trabajos de laboratorio realizados en el Instituto de Ingeniería, U.N.A.M. [10], indican que la confiabilidad de esas ecuaciones es alta cuando la geometría se parece a la de un destilador de caseta. Cabe mencionar que, en investigaciones realizadas también en este Instituto, se ha demostrado que la tasa de producción de agua desalada es muy poco sensible a la concentración de sales, salvo que se tengan concentraciones salinas sumamente elevadas.



De la descripción del sistema de destilación en el capítulo anterior, se puede especificar y analizar un sistema solar de calefacción, que puede o no circular agua de mar, y que debe acumular suficiente energía en su tanque térmico para mantener funcionando las 24 horas del día al dispositivo de destilación. Este subsistema sería parecido a un colector solar convencional de circulación forzada, con una extracción de energía a lo largo de todo el día. Y, por otro lado, un destilador solar, calentado mediante el sistema solar, para operar en forma continua.

En este documento se hace un análisis de todo el sistema en su conjunto, aún pudiéndose analizar por separado cada uno de los subsistemas. Se omite una discusión profunda del subsistema de captación de energía solar y del cambiador de calor, ya que estos temas se encuentran extensamente cubiertos por diversos textos (ver por ejemplo [11],[16]).

Del destilador utilizado, que consiste de un conjunto de charolas, no se tiene antecedente de haber sido estudiado como tal, aunque la geometría y los fenómenos físicos que se presentan son similares a los del destilador de caseta, tan ampliamente estudiado.

Queda así establecido el principio de análisis térmico global: para estudiar el proceso de transferencia de calor y masa entre charolas adyacentes se emplean las ecuaciones de Dunkle, y para el subsistema de captación de energía se utilizan las ecuaciones difundidas tan ampliamente en diversos textos.

## CAPITULO 4

### 4. MODELO MATEMATICO DEL SISTEMA DE DESTILACION SOLAR.

De la revisión bibliográfica reportada en el capítulo 1, se desprende que han habido muy importantes aportaciones por parte de Cooper [13-14]. Los trabajos originales para entender la destilación de una superficie libre de agua a temperatura inferior a la de saturación son aún más antiguos [18,19]; sin embargo la formulación detallada de las ecuaciones se atribuye generalmente a Dunkle [7], y dado que estas ecuaciones han sido validadas en trabajos hechos en el Instituto de Ingeniería [9,10], son las empleadas para analizar al destilador. Para el caso del análisis del colector solar se utilizan las ecuaciones expuestas en [11]. Para el cambiador de calor cualquier libro de transferencia de calor puede ser empleado [16].

Para fines de exposición del modelo matemático, se presentan las ecuaciones utilizadas dividiendo al sistema en tres partes, que son: el colector solar, el cambiador de calor y el destilador.

#### 4.1 Ecuaciones generales del colector solar.

Haciendo un balance de energía del sistema ahora considerado, se desprende la siguiente ecuación (ver fig. 4.1):

$$Q_s - Q_p = Q_r + Q_{pr} \quad (1)$$

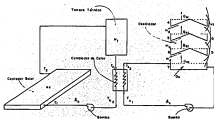


Fig. 4.1 Representación esquemática del sistema de destilación solar.  $Q$  es la cantidad de vapor que se fuga del primer nivel de destilación y se distribuye a los siguientes.

Donde  $Q_u$  es el calor útil absorbido por el fluido del colector;  $Q_p$ , las pérdidas de calor del colector al ambiente;  $Q_r$ , calor comunicado al tanque de almacenamiento y  $Q_{pr}$ , las pérdidas de calor del tanque al ambiente.

El calor útil absorbido por el fluido del colector se encuentra dado por la relación: (18)

$$Q_u = A_c [(G_b R_b + G_d (r_o)] \quad (2)$$

donde  $A_c$  es el área de captación;  $G_b$ , la radiación directa;  $R_b$ , es la relación entre la energía incidente en una superficie inclinada y otra horizontal;  $G_d$ , la radiación difusa;  $(r_o)$ , es una medida de la cantidad de energía que llega al absorbedor del colector. Algunos de estos términos se obtienen de la siguiente forma: (19)

$$G_b = G_{max} \cos^{1.5} (180u / L_d) \quad (3)$$

donde  $G_{max}$  es la radiación máxima directa promedio mensual, que puede obtenerse de tablas o mapas [17];  $u$ , la hora solar; y  $L_d$ , la longitud del día. Este último término se obtiene así: (11)

$$L_d = (2/15) \cos^{-1} (-\tan \phi \tan \delta) \quad (4)$$

donde  $\phi$  es la latitud del lugar y  $\delta$ , la declinación solar, que se obtiene con la siguiente ecuación: (11)

$$\delta = 23.45 \sin [(360/365)(N + 284)] \quad (5)$$

donde  $N$  es el número del día a partir del 1ro. de enero.

El factor  $R_b$  se encuentra con la siguiente expresión: (11)

$$R_b = \frac{\sin \delta \sin \phi + \cos \delta \cos \phi \cos \omega}{\sin \delta \sin(\phi - \beta) + \cos \delta \cos(\phi - \beta) \cos \omega} \quad (6)$$

La radiación difusa se obtiene de la siguiente forma:

$$G_d = G - G_b \quad (7)$$

donde  $G$  es la radiación global, que se obtiene por: (15)

$$G = G_{max} \cos^{1.5} (180\omega / L_d) \quad (8)$$

donde  $G_{max}$  es la radiación global máxima promedio mensual, que se puede obtener de tablas o mapas (17).

El factor  $(\tau\alpha)$  se calcula con la siguiente ecuación: (11)

$$(\tau\alpha) = \frac{\tau\alpha}{1 - (1 - \alpha)\rho_d} \quad (9)$$

donde  $\tau$  es la transmitancia;  $\alpha$ , la absorptancia, y  $\rho_d$ , la reflectancia difusa, que se supone igual a la reflectancia especular ( $\rho$ ) de la ley de Fresnel cuando  $\theta_i = 90^\circ$ . (10)

La transmitancia y la reflectancia se obtienen con las relaciones siguientes, que son para un colector con dos cubiertas: (11)

$$\tau = \frac{1}{2} \left[ \left( \frac{T_1 T_2}{1 - \rho_1 \rho_2} \right)_1 + \left( \frac{T_1 T_2}{1 - \rho_1 \rho_2} \right)_2 \right] \quad (10)$$

$$\rho = \frac{1}{2} \left[ \left( \rho_1 + \frac{T \rho_2 T_1}{T_2} \right)_1 + \left( \rho_1 + \frac{T \rho_2 T_1}{T_2} \right)_2 \right] \quad (11)$$

donde el subíndice 1 se refiere a la cubierta superior y 2 a la cubierta inferior. Los subíndices  $\perp$  y  $\parallel$  se refieren respectivamente, a la componente paralela y perpendicular de las propiedades ópticas de las cubiertas, que en este caso sólo nos interesa la transmitancia y reflectancia. Estos componentes se calculan con las siguientes expresiones: (11)

$$T_{\perp} = T_a \left[ \frac{1 - r_{\perp}}{1 + r_{\perp}} \right] \left[ \frac{1 - r_{\perp}^2}{1 - (r_{\perp} T_a)^2} \right] \quad (12)$$

$$R_{\perp} = r_{\perp} (1 + T_a T_{\perp}) \quad (13)$$

Los componentes paralelos se obtienen con las mismas ecuaciones, pero para el caso en cuestión.

Los términos  $r_{\perp}$  y  $r_{\parallel}$ , se obtienen con las ecuaciones desarrolladas por Fresnel. El término  $T_a$ , es la transmitancia debida a la absorción. Estos tres términos se calculan con las ecuaciones siguientes: (11)

$$r_{\perp} = \frac{\sin^2(\theta_2 - \theta_1)}{\sin^2(\theta_2 + \theta_1)} \quad (14)$$

$$r_{\parallel} = \frac{\tan^2(\theta_2 - \theta_1)}{\tan^2(\theta_2 + \theta_1)} \quad (15)$$

$$T_a = \exp(-N_0 k l / \cos\theta_2) \quad (16)$$

donde  $\theta_1$  y  $\theta_2$  son, respectivamente, los ángulos de incidencia y reflexión de la radiación solar directa;  $l$ , es el espesor de las cubiertas, y  $k$ , es el coeficiente de extinción de las cubiertas.

El ángulo de reflexión  $\theta_2$ , se obtiene con la siguiente expresión,

proveniente de la ley de Fresnel: [11]

$$\theta_r = \sin^{-1} \left[ (N_1/N_2) \sin \theta_i \right] \quad (17)$$

donde  $N_1$  es el índice de reflexión del aire ( $N_1=1$ );  $N_2$ , el índice de reflexión del material de las cubiertas (para el vidrio  $N_2=1.166$ ).

Las pérdidas de calor al ambiente por parte del colector,  $Q_p$ , se evalúan con la expresión desarrollada por Fernández, [20]

$$Q_p = A_c E(V_w, T_a) (T_c - T_a)^j (T_w - T_a) \quad (18)$$

donde,

$$E(V_w, T_a) = 1.2306 V_w^{0.0484} T_a^{0.1847} \quad (19)$$

y

$$j(V_w, T_a) = 1.1030 V_w^{0.0024} T_a^{-0.0100} \quad (20)$$

donde  $V_w$  es la velocidad del viento en m/s;  $T_a$ , es la temperatura ambiente en °C.

$T_c$  se calcula como la media de las temperaturas a la salida y entrada del colector  $(T_s + T_e)/2$ .

El calor comunicado al tanque,  $Q_r$ , se expresa como:

$$Q_r = M_r C_p dT/dt \approx M_r C_p \Delta T/\Delta t \quad (21)$$

donde  $M_r$  es la masa del agua del tanque;  $C_p$ , el calor específico del agua;  $\Delta T$ , la diferencia de temperaturas final e inicial del agua en el tanque de almacenamiento, y  $\Delta t$ , el intervalo de tiempo, toda vez que, para el cálculo,  $\Delta T/\Delta t \approx dT/dt$ .

Las pérdidas de calor del tanque al ambiente, se obtienen de la expresión:

$$Q_T = A_T U_T (T_r - T_a) \quad (22)$$

donde  $A_T$  es el área externa del tanque;  $U_T$ , el coeficiente global de pérdidas de calor;  $T_r$ , la temperatura característica del agua en el tanque; y  $T_a$ , la temperatura ambiente, la cual se puede estimar mediante las siguientes expresiones:

Desde una hora antes del alba hasta dos horas después del medio día,

$$T_a = T_{am} + A + A \sin \left[ \frac{3\pi}{2} + \pi (u - L_d/2 - 1) / (L_d/2 + 3) \right] \quad (23)$$

y, desde dos horas después del medio día hasta una antes del alba,

$$T_a = T_{am} + A + A \sin \left[ \frac{\pi}{2} + \pi (u + 2) / (21 - L_d/2) \right] \quad (24)$$

donde  $T_{am}$  es la temperatura ambiente mínima;  $A$  es la relación  $(T_{am} - T_{am})/2$ , siendo  $T_{am}$  la temperatura ambiente máxima.

Quedando así definidos todos los términos involucrados en la ecuación 1.

#### 4.2 Ecuaciones generales del cambiador de calor.

Haciendo un balance de energía en el cambiador de calor (ver figs. 4.1 y 4.2), se obtiene la siguiente expresión:

$$m_d C_p (T_{da} - T_{db}) = m_s C_p (T_{sa} - T_{sb}) \quad (25)$$

donde  $m_d$  es el flujo másico de agua dulce;  $m_s$ , el flujo másico del



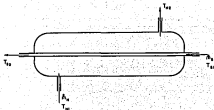


Fig. 4.2 Representación esquemática del cambiador de calor. Los subíndices  $d$  y  $s$  se refieren respectivamente, al agua dulce y agua de mar.

agua salada. Nótese que se desprecia la capacidad de almacenaje de calor del cambiador.

Las temperaturas de entrada del agua dulce y de mar,  $T_{m1}$  y  $T_{s1}$ , son conocidas; las temperaturas de salida hay que calcularlas. Para obtener  $T_{m2}$  se recurre a la siguiente expresión: (18)

$$T_{m2} = \frac{C_1 - R T_{s1} + (1 - \exp((U_c A_{ext})(R-1)/(C_{ms} C_p))) R T_{s1}}{1 - \exp((U_c A_{ext})(R-1)/(C_{ms} C_p))} \quad (26)$$

donde  $A_{ext}$  es área externa de los tubos del cambiador de calor y donde los términos restantes que integran la ec. (26) se definen con las siguientes expresiones: (18)

$$R = (C_{ms} C_p) / (C_{mh} C_{ph}) \quad (27)$$

$$U_c = (h_{1c} h_o) / (h_{1c} + h_o) \quad (28)$$

En las ecuaciones,  $R$  es la relación de capacidades térmicas de los fluidos involucrados;  $U_c$ , el coeficiente global de transferencia de calor, el cual está en función de  $h_{1c}$ , que es el coeficiente de transferencia de calor por convección del lado de la coraza; y  $h_o$ , el coeficiente de transferencia de calor por convección del lado de los tubos.  $h_{1c}$  se calcula con la ecuación siguiente: (18)

$$h_{1c} = (C_{mh} k_s / D_{eq}) (C_p \mu_s / k_s) \phi_s \quad (29)$$

donde  $k_s$  es la conductividad térmica;  $\mu_s$ , la viscosidad absoluta; propiedades que se evalúan a la temperatura promedio de la entrada y salida.  $D_{eq}$ , es el diámetro equivalente para tubos y paso triangular;  $\phi_s$ , la razón de viscosidades dinámicas.

Una buena aproximación para  $k_s$  y  $\mu_s$ , se obtiene con las siguientes expresiones:

$$k_s = T^{0.00} / (2.533 - 0.453T^{0.00}) \quad (30)$$

$$\mu_s = 5.789 \times 10^{-3} - 3.896 \times 10^{-3} T^{0.1} + 8 \times 10^{-6} T^{2.1} \quad (31)$$

donde T es la temperatura promedio de la entrada y salida, en °C.

El factor de transferencia de calor,  $J_H$ , se obtiene mediante la siguiente expresión: [16]

$$J_H = 0.916 (Re)^{0.8148} \quad (32)$$

donde  $Re$  es el número de Reynolds.

El coeficiente de transferencia de calor,  $h_o$ , está en función de los diámetros interno,  $D_i$ , y externo,  $D_e$ , de los tubos del cambiador de calor, definido como: [16]

$$h_o = 5.676 (D_i/D_e) k_s [161.0 + 1.7519(32 + 1.8T)] (3.281 V_e)^{0.7028} \dots \dots \dots (33)$$

donde  $k_s$  es un factor de corrección que depende del diámetro del tubo;  $V_e$  es la velocidad del flujo másico, ms.

La temperatura de salida del agua salada,  $T_{ss}$ , se obtiene al despejarla de la ec. (28).

#### 4.3 Ecuaciones generales del destilador solar.

Haciendo un balance de energía y masa (ver fig. 4.1) y considerando que los flujos de calor por conducción y radiación son despreciables, ya que son pequeños comparados con el flujo de calor evaporativo, se obtienen las siguientes expresiones:

$$Q_e - Q_{ec} = M_e C_p dT/dt \approx M_e C_p \Delta T/\Delta t \quad (34)$$

donde  $Q_e$  es calor suministrado a la charola;  $Q_{ec}$ , el calor evaporado a la charola siguiente, incluyendo los fenómenos de difusión y radiación;  $M_e$ , la masa de agua contenida en la charola;  $\Delta T$ , la diferencia de temperaturas final e inicial del agua en la charola, en un intervalo de tiempo,  $\Delta t$ , y

$$M_{e2} = M_{e1} - m_e \quad (35)$$

siendo  $M_{e1}$  y  $M_{e2}$ , respectivamente, las masas de agua en la charola al final y al principio de un intervalo de tiempo;  $m_e$ , la masa evaporada a la charola inmediata superior.

La cantidad de calor que se transmite por evaporación,  $Q_{ec}$ , a través de una película de aire de espesor inferior a unos 0.5m, entre una película de agua y una superficie condensadora es: [7,13]

$$Q_{ec} = 0.0847 (P_a - P_c) h_{ec} A_e h_{fg} \quad (36)$$

donde  $P_a$  y  $P_c$  son respectivamente, las presiones parciales del vapor en la superficie del agua a evaporar y en el condensador, en bar;  $h_{ec}$ , el coeficiente de transferencia de calor entre ambas superficies;  $A_e$ , la superficie libre de agua a evaporar y  $h_{fg}$ , la entalpia de evaporación a la temperatura del agua.

El coeficiente de transferencia de calor se encuentra dado por la relación empírica: [7]

$$h_{ec} = 8.8418 \times 10^{-4} [(T_a - T_c) + T_c(P_a - P_c)/(2.779 - P_a)]^{1/3} \quad (37)$$

Las temperaturas  $T_a$  y  $T_c$  se refieren al agua y al condensador

respectivamente, dadas en Kelvin.

La entalpia de cambio de fase y las presiones parciales, se pueden obtener con las expresiones siguientes: (21)

$$h_{fg} = 3181.8 - 2.40741 T_s \quad (28)$$

$$P_{s,s} = 1 \times 10^{-3} [\exp (28.317 - 8144/T_{s,s})] \quad (29)$$

El flujo instantáneo de vapor se obtiene dividiendo la ecuaciones (28)/(29).

#### 4.4 Modelo matemático.

La integración de las ecuaciones expuestas anteriormente se hace en un programa de computadora (ver el apéndice), resolviendo éstas por diferencias finitas de tiempo, donde la secuencia de cálculo es la siguiente:

Dadas las características de todo el sistema de destilación (área de captación total, número de cubiertas, características del absorbedor, capacidad del tanque térmico, tipo de cambiador de calor, etc), además de las condiciones de operación (flujos mássicos, temperaturas iniciales del colector, tanque de almacenamiento, cambiador de calor y de las charolas, así como las temperaturas máximas y mínimas del ambiente, radiación solar global y directa promedio mensual, etc), y suponiendo que todos los niveles de destilación son herméticos (ver fig. 4.1), es decir, que el vapor producido en cada nivel es condensado totalmente en la charola condensadora inmediata superior, se procede a efectuar los cálculos.

Primero se obtiene la temperatura de salida de los colectores, en forma iterativa; conociendo el calor necesario para el incremento de temperatura, se calcula, haciendo un balance de energía, la

temperatura final del tanque de almacenamiento, después de un cierto intervalo de tiempo; estos cálculos se efectúan sin atender al resto del sistema (cambiador de calor y destilador), hasta que se alcance cierta temperatura en el tanque de almacenamiento; después de este lapso, se procede a calcular las temperaturas de salida de los fluidos en el cambiador de calor, también en forma iterativa; después, mediante un balance de energía en el destilador, se calculan los incrementos de temperatura en cada charola. Estos incrementos se deben, para la charola base, exclusivamente al calor que proviene del cambiador de calor; en las charolas intermedias, sólo al calor que se transmite por evaporación convectiva de la charola inmediata inferior. Se calcula además la cantidad total de condensado producido en todo el periodo de análisis.

Los resultados de este programa de computadora se resumen en las figuras que a continuación se describen.

Las figs. 4.3 a 4.5, muestran la evolución de la temperaturas en las charolas del destilador, y la producción de condensado. Estas tres gráficas se calcularon para las mismas condiciones de operación (temperatura ambiente, flujos máxicos, etc), y con las mismas características reportadas en el capítulo 2. La única diferencia fue el valor de la radiación solar promedio mensual para cada una de ellas, estos valores fueron 1000, 850 y 700  $W/m^2$  para las figs. 4.3, 4.4, 4.5, respectivamente.

Se puede observar en estas figuras, que en las primeras cuatro charolas (7, 6, 5 y 4) su temperatura evolucionó rápidamente, mientras que en las restantes sucede muy lentamente. En las charolas (1) y (2) la temperatura casi permanece constante.

Una conclusión de gran importancia que se obtiene al observar estos resultados es: la producción total de condensado es fuerte función de la temperatura de la charola de la base. Por ejemplo, la producción total en la fig. 4.3 es de 66.4% mayor a la reportada en la fig. 4.4 tan sólo porque se alcanzó una temperatura máxima en la charola de la base de 7.17 °C mayor. Para

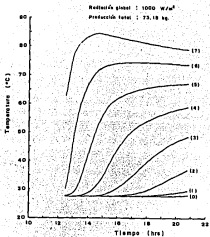


Fig. 4.3 Evolución teórica de las temperaturas en las charolas del destilador durante un periodo de prueba. Radiación solar global máxima en el día,  $1000 \text{ W/m}^2$ ,  $m=4.0 \text{ kg/s}$  y  $m=3.8 \text{ kg/s}$ .

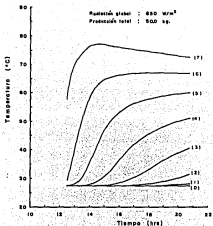


Fig. 4.4 Evolución teórica de las temperaturas en las charolas del destilador durante un periodo de prueba. Radiación solar global máxima en el día,  $850 \text{ W/m}^2$ ,  $m=4.0 \text{ kg/s}$  y  $m_2=3.5 \text{ kg/s}$ .



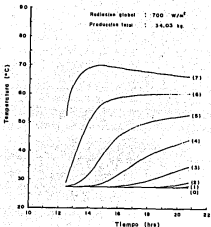


Fig. 4.8 Evolución teórica de las temperaturas en las charolas del destilador durante un periodo de prueba. Radiación solar global máxima en el día,  $700 \text{ W/m}^2$ ,  $m_w = 4.0 \text{ kg/s}$  y  $m_s = 3.5 \text{ kg/s}$ .

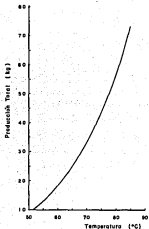


Fig. 4.6 Producción teórica total de condensado en función de la temperatura máxima alcanzada en la charola de la base, para un periodo de destilación de 12:30 pm a 20:45 pm,  $m=4.0$  kg/s y  $n=3.5$  kg/s.

el caso de la fig. 4.5, al alcanzarse una temperatura máxima, en la charola de la base, 7.45 °C menor a la reportada en la fig. 4.4, la producción disminuyó 33.2%.

Para respaldar esta afirmación hay que observar las figs. 4.6 y 4.7, que muestran respectivamente la producción total de condensado en función de la temperatura máxima alcanzada en la charola de la base, y la producción por metro cuadrado entre dos charolas cualesquiera contra el cociente de la temperatura de la charola evaporadora y la diferencia de temperaturas entre ambas.

Se puede apreciar en la fig 4.6 que la producción total de condensado aumenta exponencialmente con la temperatura máxima alcanzada en la charola de la base. En la fig. 4.7, al aumentar la temperatura de la charola evaporadora, manteniendo constante la diferencia de temperaturas entre charolas, se obtiene mayor producción de condensado; además, se puede decir que para incrementar la producción no es necesario tener grandes diferencias de temperatura, sino más bien, temperaturas elevadas en la charola evaporadora.

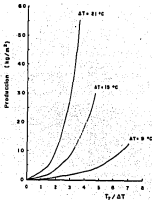


Fig. 4.7 Producción de destilado por metro cuadrado, entre dos charolas cualesquiera, en función del cociente de la temperatura de la charola evaporadora y la diferencia de temperaturas entre ambas, para varios valores de  $\Delta T$ .

## CAPITULO 5

### 5. RESULTADOS EXPERIMENTALES.

Las pruebas del sistema de destilación con calentamiento solar se hicieron con ayuda de los dispositivos de medición que se describen en el capítulo 2. En esta sección se discuten algunos de los resultados que más interesan en este trabajo.

#### 5.1 Evolución experimental de la temperatura de las charolas del destilador y la producción total de condensado.

En todos los casos, los registros de campo incluyen esos parámetros (temperatura y producción de condensado), como función del tiempo. Al graficar estos resultados se advierte más claramente la tendencia de los parámetros. Las fig. 5.1, 5.2, 5.3, 5.5, 5.7, 5.9, 5.11 y 5.13 representan gráficamente la variación de las temperaturas a lo largo del periodo de prueba.

Las pruebas referidas se realizaron en La Paz, B.C.S. (22) y se llevaron a cabo desde la última semana de agosto hasta la segunda de octubre de 1987, cuando las temperaturas ambientales eran comparativamente altas y las humedades también. En estas figuras, la temperatura más alta corresponde siempre a la charola de la base, la que alcanza alta temperatura unos cuantos minutos después de iniciada la operación de la bomba que recircula el agua a destilar a través del cambiador de calor. La temperatura más baja

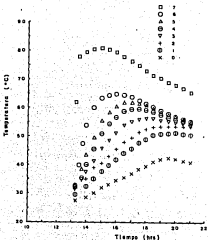


Fig. 5.1 Evolución real de las temperaturas en las charolas del destilador en la prueba del 27 de agosto.  $m=3.73$  kg/s y  $m=3.41$  kg/s.

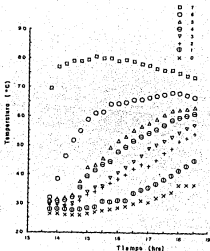


Fig. 5.2 Evolución real de las temperaturas en las charolas del destilador en la prueba del 25 de septiembre.  $m=3.8$  kg/s y  $m_2=3.2$  kg/s.

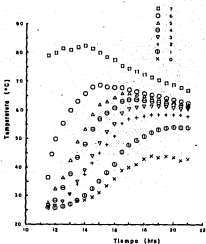


Fig. 5.3 Evolución real de las temperaturas en las charolas del destilador en la prueba del 18 de septiembre.  $m=4.0$  kg/s y  $m=2.6$  kg/s.

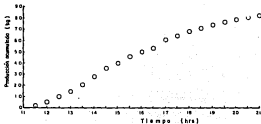


Fig. 5.4 Producción real total acumulada de condensado durante la prueba realizada el 18 de septiembre. Periodo de destilación, de 11:30 am a 9:00 pm.



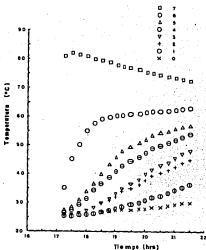


Fig. 5.5 Evolución real de las temperaturas en las charolas del destilador en la prueba del 23 de septiembre.  $m=4.0$  kg/s y  $n=2.3$  kg/s.

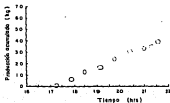


Fig. 5.6 Producción real total acumulada de condensado durante la prueba realizada el 23 de septiembre. Periodo de destilación, de 5:30 pm a 8:00 pm.

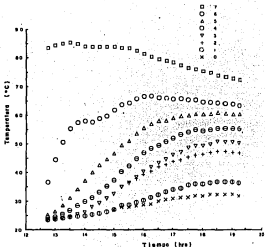


Fig. 5.7 Evolución real de las temperaturas en las charolas del destilador en la prueba del 15 de octubre.  $m = 3.7$  kg/s y  $n = 1.0$  kg/s.

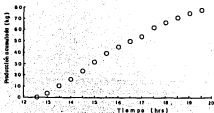


Fig. 5.8 Producción real total acumulada de condensado durante la prueba realizada el 15 de octubre. Periodo de destilación, de 12:45 pm a 7:45 pm.

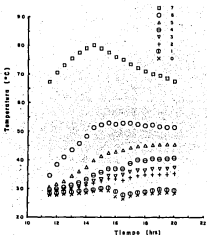


Fig. 5.9 Evolución real de las temperaturas en las charolas del destilador en la prueba del 10 de septiembre.  $m=3.8$  kg/s y  $n=1.8$  kg/s.

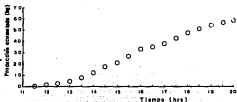


Fig. 5.10 Producción real total acumulada de condensado durante la prueba realizada el 10 de octubre. Período de destilación, de 11:30 am a 8:00 pm.

es la de la charola más alta, la que debe perder calor por evaporación al ambiente. Como se observa, la variación de las temperaturas de las charolas intermedias se conserva entre las temperaturas extremas, en todos los casos.

Es aparente, de los datos de estas pruebas, que las fugas de vapor alrededor de los soportes de las charolas produce un rápido ascenso de las temperaturas en las charolas arriba de la número (6). El calentamiento de estas charolas, entonces, ya no se debe sólo a la evaporación de la charola que está debajo de ella sino a la condensación del vapor que proviene de la charola de la base. Sin embargo, como atestiguan las pruebas, las charolas intermedias condensan más vapor mientras más cerca están de la charola de la base, como se esperaba.

Las figuras restantes a las mencionadas anteriormente, representan gráficamente la acumulación de condensado a lo largo del periodo de prueba. En estas gráficas se aprecia claramente como la tendencia de la curva se hace asintótica, debido a que las diferencias de las temperaturas entre charolas contiguas se desvanecen, con lo cual también la producción cesa.

Si se comparan las curvas de temperatura en las charolas, con la producción, se puede observar que la baja de producción corresponde al aumento de temperatura en las charolas intermedias. Más aún, varias indicaciones apuntan al hecho de que el efecto de disminución de la producción se debe a la baja capacidad de enfriamiento de la charola superior.

Las mediciones experimentales de la producción de condensado exhiben cierta fluctuación en el tiempo debido a la capacidad de almacenaje de las canales colectoras y de las mangueras que llevan el condensado al exterior del destilador. Al inicio de la operación del destilador, la mayor parte de la producción corresponde al primer par de charolas, esto es, al par formado por la charola de la base y a su inmediata superior. En los primeros 30 minutos de la prueba se obtienen, en general, unos 6 a 7 litros

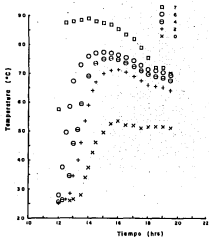


Fig. 5.11 Evolución real de las temperaturas en las charolas del destilador en la prueba del 10 de septiembre.  $m=3.0$  kg/s y  $n=2.0$  kg/s.

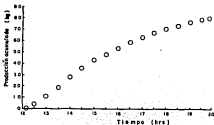


Fig. 5.12 Producción real total acumulada de condensado durante la prueba realizada el 10 de septiembre. Periodo de destilación, de 12:15 pm a 8:00 pm.

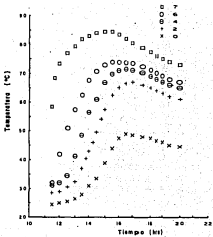


Fig. 8.13 Evolución real de las temperaturas en las charolas del destilador en la prueba del 11 de septiembre.  $m=3.7$  kg/s y  $m=1.4$  kg/s.

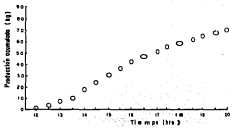


Fig. 8.14 Producción real total acumulada de condensado durante la prueba realizada el 11 de septiembre. Periodo de destilación, de 12:00 pm a 8:00 pm.

de destilado.

En las figs. 5.11 a 5.14 se presentan pruebas hechas al destilador donde sólo se colocaron 4 charolas intermedias y donde la producción alcanzada no difiere en mucho de la obtenida cuando se colocaron las 7 charolas intermedias, resultado que refuerza la afirmación anterior.

## 5.2 Conclusiones preliminares.

Conviene concluir este capítulo con algunas observaciones principales del trabajo experimental.

El aparato experimental se comporta básicamente como se esperaba de los resultados teóricos. Sin embargo, las fluctuaciones de temperatura corresponden a las frecuencias y amplitudes calculadas sólo en las primeras dos charolas (7 y 8), mientras que en las restantes las temperaturas son mayores que las calculadas, por lo que se ve necesario modificar algunos coeficientes de las ecuaciones de Dunkle, para obtener un mejor ajuste. La producción de condensado es un poco mayor (20%) de lo calculado aunque corresponde con las temperaturas calculadas.

El hecho de que, aunque correspondientes en orden de magnitud, se obtenga en la práctica producciones de condensado superiores a las calculadas, y que se obtienen diferencias de temperaturas entre charolas también menores que las esperadas, puede indicar que existe un fenómeno de flujo de calor, probablemente imputable a las pérdidas de vapor entre charolas y las paredes del contenedor del destilador, que no es bien estimado por el esquema de ecuaciones adoptado.

Un resultado de gran importancia es la calidad del agua destilada. La Tabla 1 muestra un análisis fisicoquímico del agua de mar y del destilado. Las muestras, 1 a 4, corresponden al destilado; las restantes, 5 y 6, al agua de mar en las charolas 6 y 7,

respectivamente. En todas las propiedades y compuestos considerados en este análisis, los valores para las muestras de destilado son muy pequeños, por ejemplo, para el caso de p.p.m. de NaCl, se encuentran valores de 11 a 32; por lo que se puede considerar que la calidad del agua destilada es muy buena.



TABLA No. 1

RESULTADOS ANALISIS FISICOQUIMICOS

PLANTAS DESALADORAS S.A. SA TIZ

MUESTRA	P.H.	CONDUCTIVIDAD ELECTROLITICA	D.P.M. MgCl	ALCALINIDAD FERROCIANURA DE $Ca^{++}$ ppm	ALCALINIDAD TOTAL DE $Ca^{++}$ ppm	QUINIA $Ca^{++}$ ppm	DUREZA TOTAL DE $Ca^{++}$ ppm	CLORURO Cl ppm	SULFATO $SO_4$ ppm
1	8.0	50	30	-	37	0	-	-	TRAZAS
2	8.0	50	15	-	31	0.5	-	-	TRAZAS
3	8.0	25	11	-	22	0.5	-	-	TRAZAS
4	8.5	31	14	-	27	0.5	-	-	TRAZAS
5	7.4	8.4	8.4	-	61	150	2000	-	15000
6	7.5	3000	100	-	61	150	250	8.5	80

NOTA: S.A. NO ANALIZADO

Las muestras 1 a 4 corresponden a destilado recogido de las charolas.  
Las muestras 5 y 6 corresponden a agua de mar de las charolas 5 y 6  
de la base, respectivamente.

## CAPITULO 6

### 6. CORRELACION DE RESULTADOS EXPERIMENTALES CON LA TEORIA.

#### 6.1 Consideraciones generales.

En este capítulo se hace una comparación de los resultados experimentales [22] y los que, para condiciones de operación equivalente, se desprenden del modelo matemático. El propósito es dejar establecida la confiabilidad y validez del modelo matemático para fines de análisis económico, así como para propósitos de extrapolación.

Todas las ecuaciones utilizadas en el modelo matemático han sido validadas en ocasiones anteriores, aunque la validez de las ecuaciones empleadas para el destilador, ha sido establecida para destiladores de caseta. Por ejemplo, Casanova y colaboradores [23] publicaron hace poco más de un año un trabajo experimental en un destilador de caseta, de 0.31 m por 0.46 m de base, con ayuda del cual comprueban la validez de las ecuaciones de Dunkle, integrándolas a un balance térmico convencional haciendo suposiciones simplificadoras importantes, tales como que la convección al aire puede aproximarse mediante la simplificación de Mc Adams y que las pérdidas térmicas del borde perimetral son despreciables. Con ayuda de un trabajo experimental muy cuidadoso, logran una excelente aproximación de los resultados teóricos a los

experimentales, cuando los resultados del modelo involucran a la radiación solar medida y a la temperatura del ambiente real como condiciones de frontera de la solución numérica.

Sin embargo, para el concepto de destilador de etapas múltiples que aquí interesa, no hay antecedentes de trabajos experimentales previos, por lo que deben validarse las ecuaciones de Dunkle con los experimentos propios.

La validación de las ecuaciones de Dunkle se realiza haciendo una comparación de las temperaturas medias experimentales en las charolas con las que predicen estas ecuaciones. Además, se comparan las cifras de producción de condensado, integrándola a lo largo del periodo de pruebas experimentales. Con este propósito se elabora un programa de computadora donde se emplean las temperaturas experimentales de la charola de la base, como condiciones de frontera de la solución teórica. En estos cálculos el incremento de temperatura en las charolas intermedias se debe, como se mencionó en el capítulo 4, sólo al calor por evaporación convectiva que proviene de la charola inmediata inferior. Además, se supone una charola extra, arriba de la charola (0), que estará a la temperatura ambiente, con objeto de evaluar las pérdidas de calor al ambiente de esa charola. Se utilizan los valores experimentales de la temperatura ambiente. Los resultados de este programa se resumen en las figuras siguientes.

En las figs. 6.1, 6.2 y 6.3 aparece una comparación de los datos experimentales de las charolas con la predicción de las ecuaciones. Como se observa, la temperatura de la charola de la base, es la misma para los datos de campo y la estimación numérica. Los datos experimentales se muestran en forma discontinua y la solución numérica como línea continua. El ajuste con estas ecuaciones no es muy bueno. La temperatura calculada en las tres últimas charolas casi no se incrementa.

De hecho la charola (0) no sufre ningún cambio; la charola (1), aumenta sólo 0.8 °C, en la fig. 6.3, en las otras dos figuras se

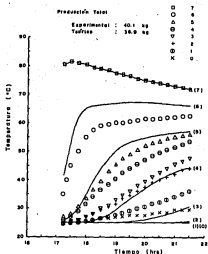


Fig. 0.1 Comparación de resultados experimentales con la predicción de las ecuaciones de Dunkle sin ajuste. Prueba experimental realizada el 23 de septiembre,  $m_w = 4.0$  kg/s y  $m_a = 2.3$  kg/s.

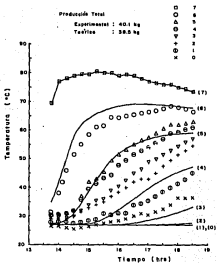


Fig. 6.2 Comparación de resultados experimentales con la predicción de las ecuaciones de Dunkle sin ajuste. Prueba experimental realizada el 25 de septiembre.  $m = 3.6 \text{ kg/s}$  y  $m = 3.2 \text{ kg/s}$ .

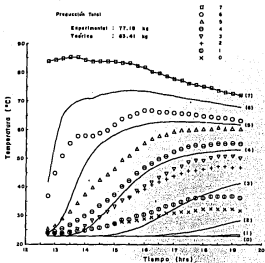


Fig. 6.3 Comparación de resultados experimentales con la predicción de las ecuaciones de Dunkle sin ajuste. Prueba experimental realizada el 15 de octubre.  $m^* = 3.7 \text{ kg/s}$  y  $m_e = 3.2 \text{ kg/s}$ .

mantiene igual. La charola (2), se incrementa como mínimo 0.5 °C y como máximo 5.5 °C. En general, todos los valores teóricos de la temperatura de las charolas, para las charolas arriba de la (6), son muy diferentes a los experimentales. Conforme las charolas se alejan de la charola de la base, se hacen más grandes estas diferencias.

Por lo que toca a la producción de condensado se aprecia que la producción teórica es inferior a la experimental, diferencia que debería ser mayor si se incluyeran en la producción experimental las pérdidas de vapor al ambiente, o si en el análisis teórico se hubiesen considerado estas pérdidas.

Las diferencias de los valores de las temperaturas teóricas y experimentales se puede deber, dadas las observaciones de las pruebas a:

1. El incremento de la temperatura en las charolas intermedias (después de la charola 6) no sólo se debe al vapor que proviene de la charola inmediata inferior, sino también al vapor que proviene de la charola de la base.

2. A que la producción teórica de condensado es menor que la experimental, trayendo consigo un menor incremento de la temperatura en cada una de las charolas.

Dado que estas ecuaciones no se ajustan a los resultados experimentales, habrá que modificarlas. Esta modificación puede hacerse sin alterar su forma, adaptando los coeficientes que, de todos modos, son al igual que las ecuaciones, de origen empírico, pues estas ecuaciones en cuestión reflejan la tendencia correcta de las temperaturas, sólo que a menor escala. Para obtener un valor aproximado de este coeficiente se hace una comparación de resultados experimentales y teóricos de la producción de condensado por unidad de tiempo contra la diferencia de temperaturas.

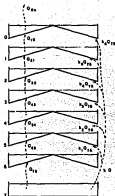


Fig. 6.4 Esquema del destilador solar con etapas múltiples. Se muestran las fugas de vapor que provienen del primer nivel de destilación y que se distribuyen en los siguientes.



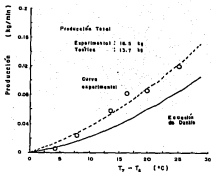


Fig. 6.5 Comparación de resultados experimentales y teóricos de la producción de condensado por unidad de tiempo, entre las charolas (7) y (8), en función de la diferencia de temperaturas. Prueba del 15 de octubre.

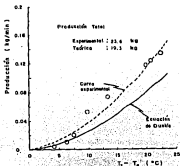


Fig. 6.6 Comparación de resultados experimentales y teóricos de la producción de condensado por unidad de tiempo, entre las charolas (7) y (8), en función de la diferencia de temperaturas. Prueba del 23 de septiembre.

Un resultado de gran importancia es el que se desprende de las figs. 6.5 y 6.6, que muestran esta comparación, y se observa que las ecuaciones de Dunkle son conservadoras. Se obtiene mayor producción de condensado para el caso experimental que para el teórico a la misma diferencia de temperaturas. La curva teórica se ajusta a la experimental si la multiplicamos por un factor de 1.2. La producción real acumulada, para ambas pruebas, es aproximadamente mayor en un 20% que la estimada. De estos dos resultados se puede concluir que el valor del coeficiente buscado es de 1.2. Coeficiente que sólo afectara a la ecuación 36.

El balance de energía y esa para cada charola incluye ahora el vapor producido entre las charolas (7) y (8) que se fuga y se distribuye a las charolas restantes (ver fig. 6.4). De este vapor producido se condensa gran parte en la charola (8); el restante se distribuye en forma proporcional en las demás charolas.

Habiendo modificado la ec. 36 y tomando en cuenta las fugas de vapor, se vuelve a correr el programa de computadora mencionado anteriormente. Los valores de las fracciones de vapor, que se fugan del primer nivel y se distribuyen a los restantes, son elegidos arbitrariamente, hasta obtener los valores de dichas fracciones que ajusten satisfactoriamente las temperaturas de las charolas. Finalmente estos valores fueron, respectivamente, 0.5, 0.3, 0.23, 0.19, 0.15, 0.1, y 0.09 para las charolas (8), (9), (4), (3), (2), (1), y (6). Los resultados del programa se resumen en las figuras que a continuación se describen.

Las figs. 6.7, 6.8 y 6.9 representan gráficamente la comparación de los datos experimentales de las temperaturas de las charolas y la producción de condensado con la predicción teórica con ajuste, para las mismas pruebas comparadas anteriormente. Se puede observar que la calidad del ajuste ha mejorado notablemente, pues ahora las diferencias de temperaturas típicas entre lo estimado y lo real son del orden de 1-2 °C, y las máximas de 7 °C. La estimación de la producción de condensado ha mejorado también, de un error del 37% a un error del 8%.

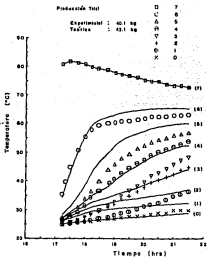


Fig. 6.7 Representación gráfica de la comparación de los resultados experimentales con la predicción de las ecuaciones de Dunkle con ajuste. Prueba del 23 de septiembre.

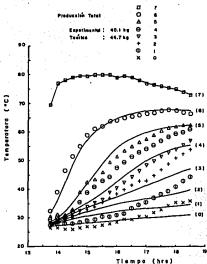


Fig. 6.8 Representación gráfica de la comparación de los resultados experimentales con la predicción de las ecuaciones de Dunkle con ajuste. Prueba del 25 de septiembre.

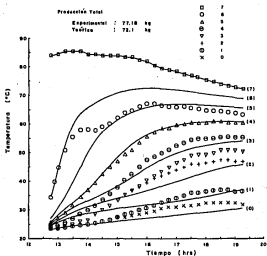


Fig. 6.9 Representación gráfica de la comparación de los resultados experimentales con la predicción de las ecuaciones de Dunkle con ajuste. Prueba del 15 de octubre.

De lo anterior, se puede concluir que la ecuación de Dunkle debe incrementarse por al menos un 20% si se desea dar cuenta del efecto de evaporación acelerada, en el caso de interés, que posiblemente se debe a la circulación forzada del agua en la charola de la base, a la vibración inducida por la bomba o a una combinación de estos factores, y tal vez otros no identificados, además de incluir los porcentajes de fugas de vapor a las charolas intermedias.

## 8.2 Correlación de resultados experimentales con el modelo matemático.

Habiendo modificado la ec. 36 y estimado las fracciones de vapor que se fugan a las charolas intermedias, se integran al programa de computadora utilizado en el capítulo 4, dando como resultado los valores que se resumen en las figuras que se describen a continuación.

En las figs. 8.10 y 8.11 aparece una comparación de resultados experimentales de las temperaturas de las charolas con la predicción del modelo matemático. Los resultados experimentales se representan en forma discontinua y los teóricos con línea continua. Además, se da la producción total de condensado.

Se puede apreciar en estas figuras que la calidad del ajuste es muy similar al encontrado cuando se utilizan sólo las ecuaciones modificadas de Dunkle. Se obtiene la misma precisión entre valores experimentales y teóricos, con un mínimo de 1-2 °C, y un máximo de 7 °C; con respecto a la producción de condensado el porcentaje de error es alrededor del 7%.

Mencionando de nuevo que, tanto la radiación solar y la temperatura ambiente se calculan, al igual que las temperaturas de entrada y salida en el cambiador de calor, así como suponer despreciable las pérdidas de calor al ambiente en toda la tubería, en el tanque térmico, cambiador de calor y destilador, debería de

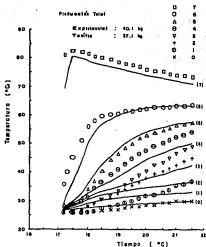


Fig. 6.10 Comparación de resultados experimentales con la predicción del modelo matemático, habiendo modificado a la ec. de Dukler. Prueba del 23 de septiembre.

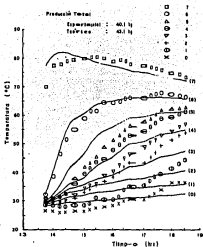


Fig. 6.11 Comparación de resultados experimentales con la predicción del modelo matemático, habiendo modificado a la ec. de Dunkle. Prueba del 22 de septiembre.



producirse una menor precisión con este modelo que cuando se utilizan sólo las ecuaciones de Dunkle.

De todo lo anterior, se puede concluir que dicho modelo ajusta los resultados experimentales en forma satisfactoria. Por lo que este modelo puede ser utilizado con cierta confianza para fines de análisis técnico y económico, así como para propósitos de extrapolación.

## CAPITULO 7

### 7. ANALISIS DEL SISTEMA CON EL MODELO MATEMATICO.

En este capítulo se hace un análisis de sensibilidad del Sistema de Destilación Solar con ayuda del modelo matemático, para que con éste se puedan definir los parámetros a controlar y así poder obtener un mejor rendimiento del sistema.

En este análisis se hacen variar uno por uno los siguientes términos: flujo másico que circula por el destilador,  $m$ , número de colectores en operación (área efectiva de captación) y la hora de inicio de la destilación, para varios valores de radiación solar global máxima en el día. Los resultados con este análisis se obtienen para condiciones de operación normal y accidentada. El término normal se refiere, en este caso en particular, a operar el sistema en condiciones favorables, es decir interrumpir la circulación del agua por los colectores, de manera que cuando la radiación solar no contribuya a elevar la temperatura del fluido o, en el peor de los casos a disminuirla, evite que el fluido circule por los colectores. La operación accidentada se refiere a que se interrumpa la circulación del fluido por los colectores a una hora arbitraria por causas fuera de control del operario.

Se hace una comparación entre las dos formas de operar el sistema con objeto de dar una idea de la disminución en tu rendimiento.

Las siguientes figuras resumen los resultados de este análisis, que corresponden a un día específico del año (201, 18 de septiembre), una área efectiva de captación ( $50.08 \text{ m}^2$ ), un flujo másico,  $m$  ( $4.0 \text{ kg/s}$ ), y un número de charolas en el destilador (20). Se hicieron cálculos para varios días del año, encontrándose que no existen diferencias significativas entre los resultados obtenidos para cada día.

Las figs. 7.1 y 7.2 muestran la temperatura máxima alcanzada en la charola de la base en función del flujo másico que circula por el destilador,  $m$ , para varios valores de radiación solar global máxima en el día, y para un periodo de prueba de 18 horas (12 am. a 6 am.). En la operación accidentada se interrumpe la circulación del fluido por los colectores a las 2:30 pm. Para ambas figuras la temperatura máxima en la charola de la base se incrementa rápidamente entre los valores de 0 a  $1.0 \text{ kg/s}$ , volviéndose asintótica después de este último valor. En la operación normal (fig. 7.1) la temperatura se incrementa sólo  $1.05 \text{ }^\circ\text{C}$  al pasar de 1 a  $3.5 \text{ kg/s}$ , en la operación accidentada (fig. 7.2) este incremento es de  $1.84 \text{ }^\circ\text{C}$ , ambos con  $1000 \text{ W/m}^2$ . Para radiaciones solares menores este incremento disminuye.

De lo anterior se puede concluir que no es recomendable que el sistema opere con flujos de agua de mar  $m$ , mayores a  $1.0 \text{ kg/s}$ , ya que aun triplicando, o más, el flujo de agua de mar no se obtienen incrementos significativos en la temperatura máxima en la charola de la base, y si en el costo y consumo de energía por parte de la bomba que hace circular este fluido, además, el aumento en la producción de agua destilada con estos incrementos es mínimo. Esto último se observa en las figuras que a continuación se describen.

Las figs. 7.3 y 7.4 definen el comportamiento de la producción total de condensado en función del flujo másico de agua de mar  $m$ , para varios valores de radiación solar global máxima en el día, con el mismo periodo de prueba de las figuras 7.1 y 7.2, en operación normal y accidentada, respectivamente. La tendencia de la producción de agua destilada es similar a la de la temperatura

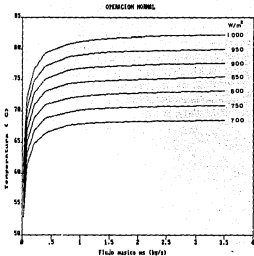


Fig. 7.1 Temperatura máxima alcanzada en la charola de la base en función del flujo de agua de mar  $m^3$ , para varios valores de radiación solar global máxima en el día. Periodo de destilación, de 12 pm a 6 am.  $m^3=4.0$  kg/s.

OPERACION ACCIDENTADA

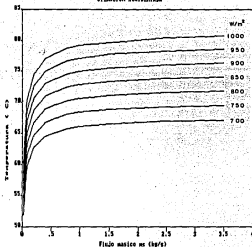


Fig. 7.2 Temperatura máxima alcanzada en la charola de la base en función del flujo de agua de mar  $m_s$ , para varios valores de radiación solar global máxima en el día. Periodo de destilación, de 12 pm a 6 am.  $m_H=4.0$  kg/s. Hora de interrupción del flujo por los colectores, 14:30 pm.

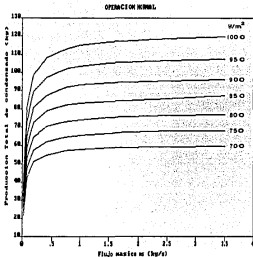


Fig. 7.3 Producción total de condensado en función del flujo de agua de mar  $m_s$ , para varios valores de radiación solar global máxima en el día. Periodo de destilación de 12 pm a 8 am.  $m_H=4.0$  kg/s.

OPERACION ACCIDENTADA

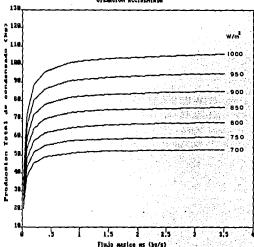


Fig. 7.4 Producción total de condensado en función del flujo de agua de mar  $w$ , para varios valores de radiación solar global máxima en el día. Periodo de destilación de 12 pm a 6 am.  $m_{11}=4.0$  kg/s. Hora de interrupción del flujo por los colectores, 14:30 pm.

máxima de la charola de la base. El incremento significativo en la producción, al igual que en la temperatura máxima en la charola de la base, se alcanza de 0 a 1.0 kg/s, después se vuelve asintótico al ir aumentando el flujo de agua de mar.

Otro parámetro de importancia es la temperatura del agua en el tanque térmico al final de la prueba. Las figs. 7.5 y 7.6 muestran a este parámetro en función del flujo másico  $m$ , para varios valores de radiación solar global máxima en el día, con el mismo periodo de prueba mencionada, en operación normal y accidentada, respectivamente. Se observa en ambas figuras que esta temperatura disminuye bruscamente cuando el flujo de agua de mar pasa de 0 a 0.5 kg/s. Para valores mayores a 0.5 kg/s esta temperatura permanece prácticamente sin variación.

De estas seis figuras (7.1 a 7.6) puede decirse que el sistema debe operar con un flujo de agua de mar no mayor a 1.0 kg/s, para así evitar utilizar una bomba de más capacidad y tubería de mayor diámetro, ahorrando una inversión inicial y consumo de energía mayores.

La fig. 7.7 muestra la temperatura máxima alcanzada en la charola de la base en función de la radiación solar global máxima en el día, para las dos formas de operar el sistema. Es obvio que al disponer de mayor energía del Sol se pueden alcanzar mayores temperaturas. Como se aprecia, la correspondencia entre estos dos parámetros es en forma lineal. La temperatura máxima en la charola de la base es, para el caso accidentado, 2.4 % menor que el caso normal, es decir, la temperatura se incrementa alrededor de 1.07 °C. Este incremento en la temperatura máxima se traduce en un aumento considerable en la producción total de condensado.

En la fig. 7.8 se puede apreciar con mayor claridad lo dicho anteriormente. Esta figura muestra la producción total de condensado en función de la radiación solar global máxima en el día. La producción de condensado para el caso normal es 11.7% superior que para el caso accidentado, cuando  $G$  es 1000  $W/m^2$ . Este



## OPERACION NORMAL

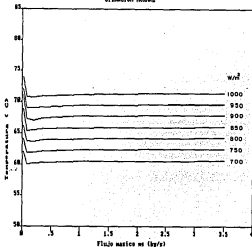


Fig. 7.5 Temperatura del agua contenida en el tanque térmico, al final de la prueba, en función del flujo de agua de mar  $m$ , para varios valores de radiación solar global máxima en el día. Periodo de destilación, de 12 pm a 6 am.  $m_0=4.0$  kh/s.

## OPERACION ACCIDENTADA

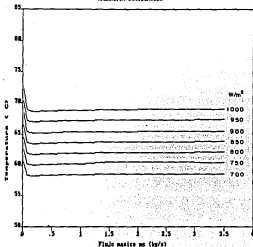


Fig. 7.6 Temperatura del agua contenida en el tanque térmico, al final de la prueba, en función del flujo de agua de mar  $m_3$ , para varios valores de radiación solar global máxima en el día. Periodo de destilación, de 12 pm a 6 am.  $m_3=4.0$  kg/s. Hora de interrupción del flujo por los colectores, 14:30 pm.

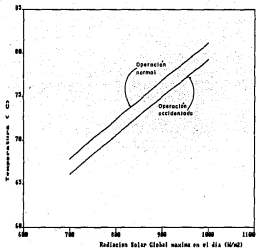


Fig. 7.7. Temperatura máxima alcanzada en la charola de la base en función de la radiación solar global máxima en el día, para operación normal y accidentada. Período de destilación, de 12 pm a 6 am.  $m_{01}=4.0$  kg/s. Hora de interrupción del flujo por los colectores en la operación accidentada, 14:30 pm.

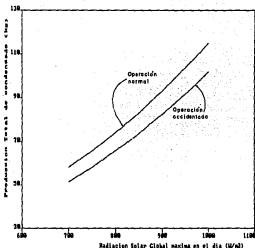


Fig. 7.8 Producción total de condensado en función de la radiación solar global máxima en el día, para operación normal y accidentada. Período de destilación, de 12 pm a 6 am.  $m_H=4.0$  kg/s,  $m_A=1$  kg/s. Hora de interrupción del flujo por los colectores en la operación accidentada, 14:30 pm.

aumento en la producción, al comparar las dos formas de operar el sistema, disminuye al bajar la radiación solar.

Las figs. 7.9 y 7.10 muestran la producción total de condensado en función de la temperatura máxima alcanzada en la charola de la base, para dos periodos de prueba, uno de 12 hrs (de las 12 am. a las 24 pm.) y otro de 18 hrs (de las 12 am. a las 6 am.). Como se observa la producción de condensado es fuerte función de la temperatura en la charola de la base. La diferencia en la producción, para los dos periodos de prueba, en ambas figuras, es del orden del 24 %, por lo que se recomienda se opere durante la noche, ya que con esto se utiliza el calor almacenado en el tanque térmico.

Otro parámetro de interés es el área de captación. Si por algún motivo se tuvieran que desconectar varios colectores, ya sea por mantenimiento o por falla de alguno de ellos, o en otro caso menos factible, aumentar el número de éstos, sería conveniente saber que esperar del sistema. La fig. 7.11 muestra la producción total de condensado en función del área de captación para diferentes valores de flujos máxicos  $m_1$  y  $m_2$ . La curva de producción de condensado, como se observa en esta figura, se vuelve asintótica al aumentar el área de captación. Existe un valor de esta área, arriba del cual ya no conviene aumentarla, ya que se obtienen incrementos mínimos en la producción de condensado con cualquier incremento en el área de captación.

La última figura en este capítulo (fig. 7.12) muestra la producción total de condensado, las temperaturas en la charola de la base, y en el tanque térmico al final de la prueba en función de la hora de inicio de la destilación, para los casos de operación normal y accidentado. De nuevo se aprecia una diferencia relativamente grande en los valores de producción de condensado, para las dos formas de operar el sistema. En ambos escenarios la producción de condensado decae poco en las primeras horas, y después rápidamente al aumentar la hora de inicio de la destilación. Por ejemplo, la producción en la prueba iniciada a

## OPERACION NORMAL

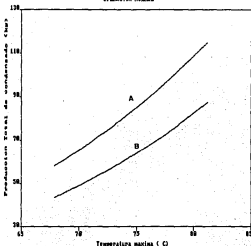


Fig. 7.0 Producción total de condensado en función de la temperatura máxima alcanzada en la charola de la base, para dos periodos de prueba. A de 12pm a 6 am. y B de 12 pm a 12 am.  $m_1=4.0$  kg/s,  $m_2=1.0$  kg/s. Radiación solar global máxima en el día,  $1000$  W/m<sup>2</sup>.

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

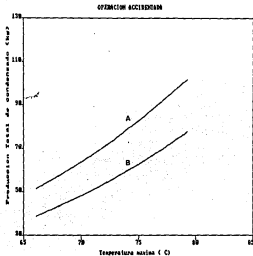


Fig. 7.10 Producción total de condensado en función de la temperatura máxima alcanzada en la charola de la base, para dos periodos de prueba, A de 12 pm a 6 am, y B de 12 pm a 12 am.  $m_H=4.0$  kg/s,  $m_c=1.0$  kg/s. Radiación solar global máxima en el día,  $100 \text{ W/m}^2$ . Hora de interrupción del flujo por los colectores, 14:30 pm.

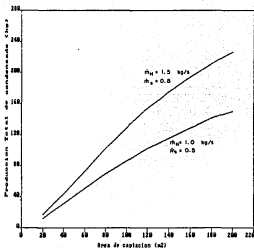


Fig. 7.11 Producción total de condensado en función del área de captación, para varios valores de flujos máximos  $\dot{m}_H$  y  $\dot{m}_a$ . Período de destilación, de 12 pm a 6 am. Radiación solar global máxima en el día,  $1000 \text{ W/m}^2$ .



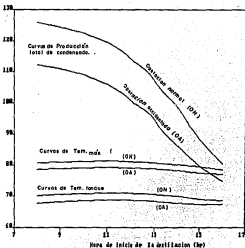


Fig. 7.12 Temperatura máxima en la charola de la base, temperatura del agua en el tanque térmico, al final de la prueba, y producción total de condensado en función de la hora de inicio de la destilación, para operación normal y accidentada.  $m_a=4.0$  kg/s,  $m_b=1.0$  kg/s. Radiación solar global máxima en el día,  $1000 \text{ W/m}^2$ .

las 8 hrs es 1.1 % mayor que cuando se inicia a las 12 hrs, pero despues de esa hora, la producción decrece más rápido, llegando a ser 35.1 % inferior, cuando se inicia a las 16 hrs. Las temperaturas en la charola de la base y en el tanque térmico no sufren variación importante. La gran diferencia entre la producción de condensado, entre operar a las 8 hrs y operar despues de las 14 hrs, se debe principalmente a las horas de diferencia en que el sistema no esta destilando.

## CAPITULO 8

### 8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

Las ecuaciones de Dunkle y Cooper, adaptadas a la situación de interés, corregidas por el coeficiente que modifica a la ecuación (36) y por las aparentes fugas de vapor entre charolas, comprueban las producciones de condensado medidas y las tendencias de las temperaturas en las charolas del destilador a lo largo del periodo de prueba. Parece que estas ecuaciones y el modelo matemático desarrollado aquí son de precisión aceptable, para estimar y extrapolar la forma de operar de los destiladores de difusión con etapas múltiples. Este coeficiente, al igual que las ecuaciones de Dunkle es de origen empirico, ajusta satisfactoriamente el proceso de interés.

Subsiste sin embargo la duda de que estos aparatos sean la respuesta adecuada a las necesidades de agua dulce de la región de interés: el aparato en prototipo, de 51 m<sup>2</sup> de superficie de captación, no produce más que 120 lts diarios de agua destilada, 2.4 lts/m<sup>2</sup> de área de captación, o sea, más o menos la mitad de los destiladores de caseta. Cierto es, la política de operación ensayada dista de probar ser óptima.

Las cifras disponibles indican que, si las temperaturas extremas entre la charola de la base y la más cercana al ambiente, no exhibe una diferencia mayor a 60-70 °C, y el aparato dispone de 7

etapas de reuso, es admisible que en algún instante en particular, la diferencia global de temperaturas entre evaporador y condensador sea del orden de 10 °C. Aceptando que los destiladores de caseta producen 4-7 lts/día-m<sup>2</sup> con diferencias de temperatura del orden de 10-15 °C entre el agua a destilar y la cubierta, está claro que del aparato en estudio, no hay porqué esperar más de 3x7x3x1.2=126 lts por día de producción (3 m<sup>2</sup>/charola, 7 etapas, 5 lts/día-m<sup>2</sup>, 1.2 coeficiente que modifica a la ecuación 36).

Del análisis de sensibilidad, las conclusiones más importantes que se desprenden, dadas las condiciones de este análisis, son:

-La temperatura máxima alcanzada en la charola de la base y la producción de condensado se incrementan rápidamente al pasar el flujo de agua de mar m, de 0 a 1 kg/s, después de este último valor estos parámetros se vuelven asintóticos (figs. 7.1-7.4). El primer parámetro tiene una relación lineal con respecto a la radiación solar global (fig. 7.7), y el segundo, es en forma exponencial, debido a que este parámetro es fuerte función de la temperatura máxima alcanzada en la charola de la base (ver figs. 7.10 y 7.11).

-La temperatura del agua contenida en el tanque térmico al final de la prueba se puede considerar independiente del flujo de agua salada, m, siempre y cuando se opere con flujos mayores a 0.5 kg/s (figs. 7.5 y 7.6). Para valores menores a 0.25 kg/s, esta temperatura se incrementa rápidamente al disminuir m. Cuando m es cero, es como considerar sólo al sistema de captación de energía solar.

Algunas recomendaciones que podrían hacerse son:

-Operar el sistema de destilación solar con un flujo másico de agua de mar no mayor a 1.0 kg/s, para así evitar mayores inversión inicial y consumo de energía.

-Seguir con el estudio de este proceso de destilación por

difusión con etapas múltiples, para un entendimiento mayor.

- Pensar en la posibilidad de construir estos dispositivos a menor escala y capacidad, para ser utilizados a nivel doméstico.
- Construir otras unidades de destilación (dos o tres), y adaptarlas al sistema actual, con objeto de aumentar la producción de destilado por unidad de área de captación.

#### REFERENCIAS.

1. Fernández J.L., "Introducción al estudio de los sistemas solares activos", Series del Instituto de Ingeniería, UNAM
2. Talbert S.G., Eibiling J.A. y Löf G.O.G., Manual on Solar distillation of saline water, Office of Saline Water, U.S. Department of the Interior, Res and Dev Rep No. 545, 1970.
3. Harding J. "Apparatus for solar distillation", Proc Inst Civ Vol. 73, pp 284-288, 1883.
4. Howe E.D. y Tleinat B.W., "Fundamentals of water desalination", pp 431-464 en Solar Energy Engineering, AAM Sayigh editor, Academic Press, N York, 506 pp, 1977.
5. Howe E.D. y Tleinat B.W., "Twenty years of work on solar distillation at the University of California", Solar Energy, Vol. 16, pp 97-106, 1974.
6. Maurel A., "La destilación del agua de mar", Mundo Científico Vol. 1 No. 3, Editorial Fontalba, México, 1981.
7. Dunkle R.V., "Solar water distillation: the root still and a multiple effect diffusion still", Int Dev in Heat Transfer, ASME, parte V, sección A, pp 815-903, 1961.
8. Tleinat M., "Solar-power desalination", Sunword, Vol. 10, No. 2, pp 53-57, 1985.
9. Fernández J.L., Pérez R. y Canacho R., "Análisis de un destilador de agua de mar en La Paz, B.C.S.", Memorias del IX Congreso de la Academia Nacional de Ingeniería, León Guanaajuato, pp 29-33, 1983.

10. Fernández J.L., Pérez R. y Casacho R., "Modelo de un destilador solar de alto rendimiento", Memorias de la VII Reunión Nacional de Energía Solar, Saltillo, Coahuila, pp 24-27, 1983.
11. Duffie, J.A. y Beckman, W.A., "Solar Energy Thermal Processes", Jhon-Wiley & Sons, 1974.
12. Cooper P.I., "Digital simulation of transient solar still processes", Solar Energy, Vol. 12, pp 313-331, 1969.
13. Cooper P.I., "Heat and mass transfer within a solar still envelope", Informe interno No. E49, Commonwealth Scientific and Industrial Research Organization, 10 pp, 1972.
14. Cooper P.I., "The absorption of radiation in solar stills", Solar Energy, Vol. 12, pp 333-346, 1969.
15. Fernández J.L. y Estrada V., "Cálculo de la radiación solar instantánea en la República Mexicana", Series del Instituto de Ingeniería, UNAM, No. 472, 98 pp, Octubre 1983.
16. Kern Q, "Procesos de transferencia de calor", Editorial C.E.C.I.A., México, 1978.
17. Almanza R. y López S., "Radiación solar global en la República Mexicana mediante datos de insolación", Series del Instituto de Ingeniería, UNAM, No. 357, 21 pp, Octubre 1978.
18. Baun V.A. y Bairanov R.B., "Heat and mass transfer processes in solar still of the hot-box type", Solar Energy, No. 3, pp 78-84, 1964.
19. Bairanov R.B., "Heat and mass transfer in models of solar stills of various configurations", Gelioteknika Vol. 4, No. 4, pp 43-59, 1968.

20. Fernández J.L., "Modelo simplificado para calcular pérdidas térmicas de captadores solares planos". Series del Instituto de Ingeniería, UNAM, Diciembre de 1986.
21. Carrillo J.A., Cohen L.J. y Pavón P.E., "Análisis de la destilación solar directa". Tesis profesional, Fac. de Ingeniería, UNAM, 1980.
22. Gutiérrez F., Fernández J.L., Chargoy N., Tovar R., González M., "Evaluación experimental y económica de un destilador solar de agua de mar en La Paz, B.C.S.". Informe interno del Instituto de Ingeniería, UNAM, septiembre de 1987.
23. Casanova J.G., Solís C. y Barrera-Calva E., "Análisis y cálculo numérico de los procesos térmicos en un destilador solar tipo caseta". Revista de la Academia Nacional de Ingeniería, México, Vol. 5, No. 1, pp 23-29, 1985.



DIAGRAMA DE FLUJO

