

## DESTILADOR SOLAR MULTITETAPA SUBATMOSFERICO

**Franco, Judith**, [francojudita@yahoo.com.ar](mailto:francojudita@yahoo.com.ar)

**Saravia, Luis**, [luis.r.saravia@gmail.com](mailto:luis.r.saravia@gmail.com)

**Fernández, Carlos**, [cfernande@inenco.net](mailto:cfernande@inenco.net)

INENCO (UNSa – CONICET), Salta, Argentina

**Resumen.:** Se presenta el diseño y los resultados experimentales de un destilador multitapa operado a baja presión. El destilador está formado por varias etapas que se superponen verticalmente. El agua salada se entrega en la etapa superior y va pasando sucesivamente de etapa en etapa. La fuente térmica calienta la etapa inferior y por evaporaciones sucesivas calienta las superiores. Se muestran detalles constructivos del equipo y resultados experimentales preliminares.

Se realiza una simulación utilizando un programa de simulación de sistemas solares el SIMUSOL, preparado en el INENCO. Se explican las bases físicas y matemáticas de la simulación y se presenta un diagrama que la detalla. El modelo físico usado se desarrolló en los últimos años y sustituye al modelo muy conocido realizado en 1961. La programación incluye ambos modelos y los mismos se comparan entre sí. El programa permite diseñar nuevos equipos o analizar cambios que se pretendan ensayar en equipos existentes

**Palabras claves:** desalinización, destilador múltiple, simulación, energía solar.

### 1. INTRODUCCIÓN

Para obtener agua dulce de aguas salinizadas existen diversos procesos, todos ellos involucran el uso de fuentes de energía para la separación de la sal. En las regiones donde el recurso energético renovable más abundante es la radiación solar, se puede utilizar este recurso energético para producir agua dulce.

De los distintos tipos de tecnologías de desalación de agua que utilizan energía solar, se encuentra que una de las más prometedoras para producciones medianas o altas, en función a los costos y a la tecnología disponible, es la que acopla una central solar térmica con un proceso de desalinización de agua.

Esto significa que es económicamente y tecnológicamente factible generar electricidad mediante la producción de vapor a alta presión y el vapor residual utilizarlo, como fuente de calor, en el proceso de desalinización de agua. Numerosos estudios tiene como conclusión lo anteriormente expuesto (Alarcon et al) (Miller, 2003), en los mismos se realiza un análisis global de todo el proceso teniendo en cuenta la eficiencia y los costos.

Actualmente investigadores del INENCO están construyendo un Concentrador Fresnel Lineal de 270 m2 dentro de un proyecto destinado a desarrollar por completo un módulo que pueda ser directamente transferido para la generación de energía eléctrica o producción de vapor. La longitud de las filas de espejos será de 30 metros. Es posible entonces utilizar este sistema para acoplarlo a un desalinizador.

Nuestro grupo desde el año 1992 que investiga sobre desalinización de agua con energía solar, inicialmente se trabajó con destiladores sencillos de tipo invernadero destinados a usos rurales con pequeñas producciones. Para producciones mayores se logró desarrollar un sistema de múltiple efecto que funciona sin energía eléctrica mejorando la producción de los destiladores clásicos en un factor de 2.7.

Para utilizar el vapor residual (100 C y 1 atm) se decidió ensayar un prototipo basado en el diseño del destilador multitapa Franco- Saravia, y analizar su funcionamiento en condiciones de presión atmosférica y de baja presión, ya que según diversos autores Reddy, Ahmed, Alarcon, se obtiene una mayor producción con presiones subatmosféricas.

Ejemplos de destiladores multitapas que trabajan con baja presión se puede encontrar en la bibliografía. El modelo de Reddy), la salmuera calentada en colectores solares se introduce en paralelo en cada una de las etapas, en las cuales se realiza el vacío a través de una bomba de vacío, para distribuir mejor la salmuera en cada una de las bandejas se colocan telas, el agua evapora y condensa en la superficie inferior de la etapa siguiente aportando un calor adicional. El condensado escurre por la parte inferior y es colectado por unas canaletas que lo llevan al exterior.

En el destilador de Ahmed, la diferencia consiste en que la salmuera entra al equipo a la temperatura ambiente en cada una de las etapas. Se utiliza un intercambiador de calor en la bandeja inferior para calentar el líquido y provocar la evaporación. El fluido caloportador en el intercambiador proviene de un colector solar,

En estos modelos se observa un aumento hasta de un 90% de la producción de agua cuando se disminuye la presión desde la atmosférica a 0,2 atm para ambos destiladores.

### 2. DESCRIPCIÓN DEL DESTILADOR

En base a lo analizado y utilizando el destilador propuesto por Franco et al, se proyectó un destilador como el de la Fig. 1, esta muestra un esquema de un corte transversal del prototipo construido. El mismo consiste en 5 bandejas inclinadas distribuidas en zigzag, por las que circula el agua salinizada a destilar. Cada una de estas bandejas forma una etapa. La bandeja inferior es una batea poco profunda. La alimentación se realiza en la etapa superior y baja por grave-

dad escurriendo por cada una de las bandejas. La salmuera entra fría por una única entrada y aumenta su temperatura mientras baja por las bandejas.

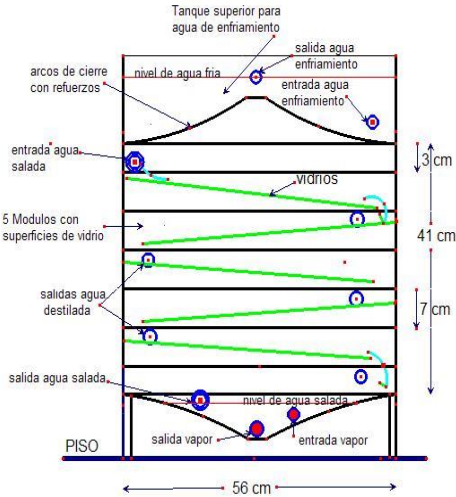


Figura 1 - esquema del destilador construido

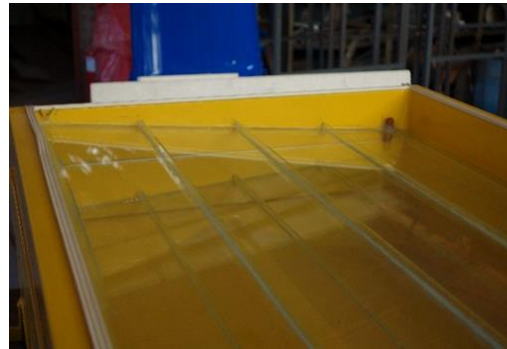


Figura 2- foto de una de las etapas del destilador

El agua de la bandeja inferior se calienta mediante un intercambiador de calor, por el que circula vapor de agua proveniente del generador solar de vapor. El agua caliente evapora y condensa en la superficie inferior de la primera etapa, el calor es transferido por conducción al film de agua, provocando evaporación. Este proceso se repite en cada una de las etapas siguientes. Al estar la superficie inclinada, el condensado escurre por la parte inferior de las placas y se recoge en las canaletas, sale al exterior mediante un tubo. El equipo se cierra con una tapa-tanque enfriador por la que circula agua de enfriamiento.

El prototipo construido es capaz de soportar baja presión ya que se espera un aumento de la producción. La estructura exterior de cada etapa está realizada con caño estructural rectangular, cada etapa se construye independientemente de la otra, de manera tal de poder probar con distinto número de etapas.

Las bandejas (etapas) son de vidrio de 3 mm de espesor y cuentan con unos perfiles de 1 cm de altura que se colocan para contener el agua como la pared de un dique. La pendiente de las placas de vidrio es de 5°. Cada una de las etapas tiene una altura de 7 cm. La foto 2 muestra una de las etapas. En el nivel más bajo de la placa de vidrio se tiene un agujero por donde pasa el agua y cae a la bandeja siguiente de abajo.

Este equipo presenta algunas ventajas respecto a otros equipos publicados:

1) La disposición de alimentación de una etapa por el agua salada que sale de la etapa anterior simplifica la construcción y alimentación. Además, se logra una reducción del consumo energético ya que cada etapa recibe agua con un cierto aumento de temperatura en vez de recibirla fría.

2) Se usa un ángulo pequeño de deslizamiento en el vidrio de cada etapa. Igualmente se logra un buen deslizamiento utilizando previamente un proceso especial de limpieza de cada superficie. Esto reduce significativamente la altura del equipo ahorrando material.

3) No se colocan telas para distribuir uniformemente el agua que desliza. Se usan diques de vidrio normales al sentido de flujo que forman pequeños lagos cubriendo toda el área horizontal. Al no usar telas se mejoran los problemas de mantenimiento. Por otro lado, la masa de agua dentro del equipo sube muy poco ya que los lagos tienen una altura muy baja.



Figura 3 - bandeja inferior



Figura 4 - tapa superior

La base del destilador consiste en una bandeja que contiene el agua salinizada y dentro de esta se encuentra el intercambiador de calor por donde circula el vapor de agua. Tiene un caño de rebalse para mantener el nivel del agua. La Fig. 3-4 muestra una foto de la bandeja inferior, la forma redondeada es para poder soportar la diferencia de presión provocada por el vacío interior.

La tapa superior contiene un tanque de agua que sirve de fuente fría para impulsar el proceso de evapo - condensación, en él también se coloca la cañería de alimentación y la entrada de la bomba de vacío. La tapa superior se muestra en la Fig. 4.

Una vez construido el equipo se cierra colocando una bandeja sobre la otra, las mismas tienen un burlete de goma que permite un cierre más hermético, luego se ajusta todo con unas varillas roscadas.

Todo el equipo se aísla con lana de vidrio de 7 cm de espesor y con placas de poliestireno expandido de 3 cm de espesor. Si se baja la presión dentro del destilador, deben usarse procedimientos especiales para poder extraer el agua dada la diferencia de presión. Una posibilidad que no necesita de una bomba mecánica es elevar el equipo unos metros por encima del piso y conectar una cañería plástica rígida que baje y se introduzca en un recipiente con agua ya destilada. Al hacer vacío el agua del recipiente se elevará hasta compensar la diferencia de presión por lo que el caño estará a una presión igual a la interior del equipo y el agua destilada bajará por la cañería. Por vasos comunicantes una cantidad de agua equivalente a la que bajó saldrá de la cañería y se depositará en el recipiente. La Fig. 5 muestra un soporte de 2 m de alto donde se colocará en primer instancia el equipo, instalando los depósitos para el agua destilada en el piso y permitiendo extraer agua sin bomba para depresiones de hasta 2 metros de columna de agua.



Figura 5 - Destilador instalado en el laboratorio para realizar los ensayos

### 3. PRIMEROS ENSAYOS

Los primeros ensayos del equipo se realizaron a presión atmosférica sin conectar la bomba de vacío. Para comprobar el funcionamiento y analizar las pérdidas. Se colocaron sólo dos etapas, la base y la tapa superior. Se conectó el intercambiador a un recipiente generador de vapor (olla a presión) calentado con un mechero Bunsen.

Se midieron: la cantidad de destilado md, la cantidad de agua de salida del intercambiador, mi, la cantidad de agua de rebalse, las temperaturas en la bandeja inferior,  $T_p$  y la del agua de rebalse  $T_{ps}$ , en la cara superior de la primer etapa  $T_{vp}$ , en la cara inferior de la segunda etapa  $T_{vd}$ , en el tanque de enfriamiento  $T_{enf}$  y en la zona intermedia entre las etapas  $T_{a1}$ ,  $T_{a2}$ ,  $T_{a3}$ . Se midió también la temperatura dentro de las dos canaletas de recolección de destilado  $T_{des1}$ ,  $T_{des2}$

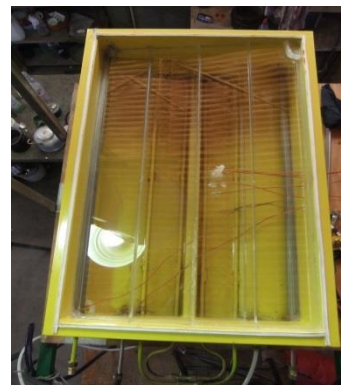
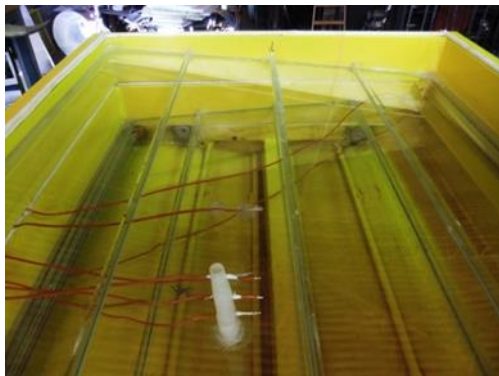


Figura 6 - disposición de los puntos de medida de temperaturas

La Fig. 6 muestra la disposición de las termocuplas dentro del equipo.

La Fig. 7 muestra las curvas correspondientes a los valores medidos de temperatura durante una experiencia un día frío del mes de julio. En el periodo de funcionamiento del destilador (5 horas) se consumieron 7 litros de agua en el generador de vapor. Esto significó una potencia entregada de aproximadamente 800 W en las primeras 2 horas y luego se disminuyó a 600 W, cuando alcanzo la temperatura de funcionamiento que es alrededor de los 80 C. La caída de la temperatura a las 2,5 hs es debido a fallas en la regulación del caudal de vapor que se introduce al intercambiador, una vez que este se estabiliza se pudo mantener la temperatura. La cantidad de agua destilada producida en el periodo de medida fue 1,5 lt, que consideramos que es muy baja ya que n se corresponde con lo que se predice en la simulación.

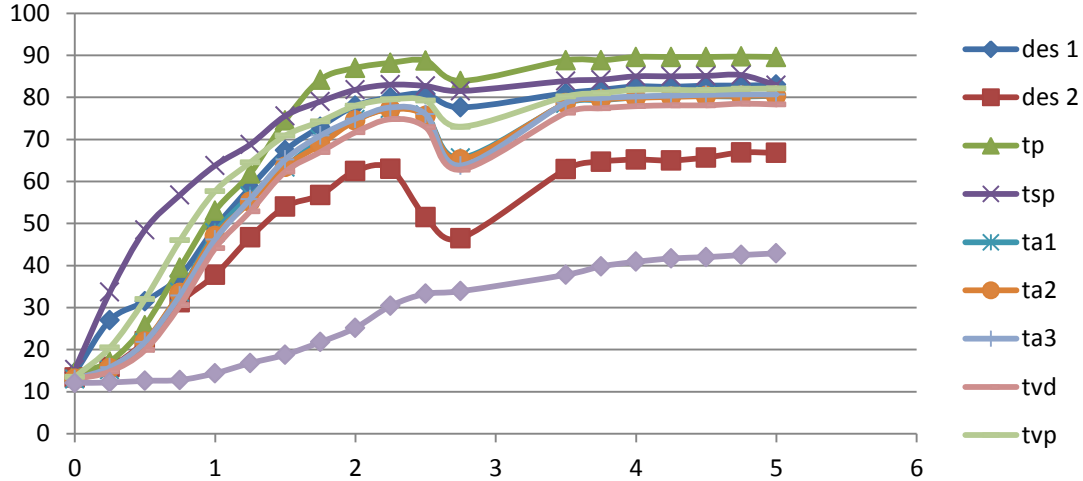


Figura 7 - temperatura vs tiempo para los distintos puntos de medida dentro del destilador. des 1 y 2: temperaturas dentro de la canaleta en la etapa 1 y 2, tp, tsp, en la batea inferior y en la zona del rebalse, ta 1,2,3 temperaturas del aire en tres puntos, tvd y tvp temperatura de vidrio en la parte inferior de la etapa 2 y en la parte superior de la etapa 1, tenf temperatura de pileta de enfriamiento.

#### 4. MODELO FÍSICO DEL PROCESO DE DESTILACIÓN

La descripción física y matemática del proceso de destilación utilizada habitualmente en el estudio de los destiladores de batea fue desarrollada por Dunkle (1961), dando resultados aceptables. La misma considera que la mezcla de aire y vapor de agua que se produce en el destilador tiene un porcentaje relativamente bajo de vapor, por lo que se considera que utilizar la aproximación de reemplazar los parámetros físicos de la mezcla por los del aire seco resulta aceptable. Esto es correcto debido a que los destiladores de batea trabajan a temperaturas en el orden de los 50 °C.

##### 4.1 El modelo de Dunkle

En el modelo de Dunkle se determina la transferencia convectiva usando la expresión clásica válida para aire encerrado entre dos capas horizontales en que el número de Nusselt,  $Nu$ , depende del número de Raleigh,  $Ra$ ,

$$Nu = 0.075(Ra)^{(1/3)} \tag{1}$$

No obstante, es sabido que el vapor de agua tiene una diferencia de densidad que altera el proceso de convección natural. Por tal razón se ha recomendado cambiar el salto de temperatura que aparece en  $Ra$  por una expresión dependiente de las presiones parciales del vapor de agua,  $P_{wb}$  y  $P_{wg}$ , correspondiente a la temperatura de la base,  $T_b$  y del vapor a la temperatura de la superficie superior que encierra la mezcla,  $T_g$ . El nuevo salto propuesto  $\Delta T'$  es:

$$\Delta T' = (T_b - T_g) + T_b * (P_{wb} - P_{wg}) / (2016 - P_{wb}) \tag{2}$$

En esta expresión las presiones están dadas en mm de Hg y el resto en el Sistema Internacional de Unidades. La sustitución en (1) de este salto y los valores de las diferentes magnitudes que aparecen en el  $Ra$ , evaluadas en una temperatura media, da la siguiente expresión para el coeficiente convectivo térmico

$$h_c = 0.884 * [(T_b - T_g) + (P_{wb} - P_{wg}) / (2016 - P_{wb})]^{(1/3)} \tag{3}$$

La transferencia de calor entre las dos superficies estará dada por:

$$q_{c,b-g} = h_c * (T_b - T_g) \tag{4}$$

expresado en W/m<sup>2</sup>. La transmisión de vapor supone un flujo de masa de agua, evaporada, en kg/s, que conlleva la transferencia de un calor equivalente al cambio de fase vapor – agua, a saber:  $h_{fg}$ , expresado en J/kg. La ecuación correspondiente puede ser obtenida a través de la llamada “analogía” entre los procesos de transferencia de calor y de masa. Este calor es entregado en el vidrio cuando el vapor es condensado porque el vidrio está a temperatura menor, enfriado por el agua salada que corre sobre su parte superior. a masa de agua será:

$$m_D = 9.15E-7 * h_c * (P_{wb} - P_{wg}) \tag{5}$$

Por tanto, además de la transferencia convectiva tendremos un flujo extra de calor evaporativo dado por:

$$q_e = m_D \cdot h_{fg} \quad (6)$$

Dado el valor alto del coeficiente de cambio de fase, esta transferencia será muy superior en valor a la producida por la fórmula de convección natural.

#### 4.2 El modelo de Tsilingiris.

En los últimos años el mayor interés en la producción solar de agua potable ha impulsado un nuevo interés en el uso de los sistemas multietapa. Entre otros aspectos, estos sistemas trabajan a mayor temperatura para incrementar la producción y permitir la inclusión de más etapas. Varios autores han indicado que el modelo de Dunkle predice producciones mayores que las que se observan experimentalmente. En este trabajo se procurará utilizar una versión del modelo propuesto por Tsilingiris (2007, 2013) que ha sido mejorado en 3 trabajos Tsilingiris, (2007, 2010, 2013) y aplicado por otros investigadores.

En primer lugar Tsilingiris(2007 y 2008) considera que la aproximación de las propiedades de la mezcla a la de aire seco ya no es válida para las temperaturas actuales de trabajo y propone utilizar las propiedades de una mezcla de aire con vapor saturado. Con ese fin considera la dependencia de las variables más importantes con la temperatura obteniendo fórmulas de potenciales de temperatura hasta 4to grado, que corresponden a una mezcla de aire seco saturado en vapor a la temperatura media entre las dos láminas entre las cuales se realiza cada transferencia.

En segundo lugar, las modificaciones que se realizan en la ecuación básica para la convección natural son distintas, lo que se explica a continuación en forma abreviada, dado que una versión completa no es compatible con el espacio disponible en esta publicación. Se parte de la misma ecuación básica, la (1), aunque se introducen el número de Grashof, Gr, y el Prandtl, Pr:

$$Nu = C \cdot Ra^n = C \cdot (Gr \cdot Pr)^n \quad (7)$$

Diversos autores utilizan diferentes valores de C y n. Uno de ellos es la elección de Dunkle en el que C=0.075 y n = 1/3. También es habitual usar C=0.2 y n=0.265. El próximo paso es considerar una modificación del Grashoff, el que habitualmente vale:

$$Gr = g \cdot \beta \cdot L^3 \cdot \Delta T / \nu^2 \quad (8)$$

Donde g es la aceleración de la gravedad,  $\beta$  es el coeficiente de expansión,  $\nu$  es la viscosidad cinemática y L es la distancia entre las dos placas entre las cuales se establece la evaporación. En virtud de que el vapor de agua es menos denso que el aire, a igual que en el caso anterior se propone una modificación en el salto de temperatura, pero la misma es diferente a la usada por Dunkle. Esta, propuesta por Coulson y Richardson, es usar un número de Grashof modificado, a saber:

$$Gr' = g \cdot L^3 \cdot [(\rho_{mg} / \rho_{ms} - 1)] / \nu^2 \quad (9)$$

Dentro del paréntesis se encuentra el cociente de densidades media de los dos fluidos a las dos temperaturas de trabajo.

En la suposición de que la mezcla se comporte como un gas ideal se puede sustituir la densidad por su expresión de gas ideal en las que intervienen los pesos moleculares medios, con lo que se llega a:

$$Gr' = g \cdot \rho_m^2 \cdot L^3 \cdot \{ [Mmg \cdot Ts / (Mms \cdot Tg)] - 1 \} \quad (10)$$

Introduciendo las presiones parciales Pvg y Pvs así como los pesos moleculares del aire Ma y del vapor de agua Mv se puede operar según se explica en Tsilingiris(2007) para obtener la siguiente expresión final del número de Rayleigh modificado:

$$Ra' = g \cdot \rho_m \cdot \beta \cdot L^3 \cdot \Delta T' / (\mu_m \cdot \alpha_m) \quad (11)$$

donde

$$\Delta T' = (Ts - Tg) + Ts \cdot (Pvs - Pvg) \cdot (Ma - Mv) / [Ma \cdot Po - Pvs \cdot (Ma - Mv)] \quad (12)$$

Si se reemplaza esta expresión en (8) se logra despejar el coeficiente de convección de la mezcla aire-vapor que se mueve entre las dos placas:

$$h_{vc} = C \cdot k_m \cdot [g \cdot \rho_m \cdot \beta / (\mu_m \cdot \alpha_m)]^n \cdot [\Delta T']^n \quad (13)$$

El flujo de calor que transmite esta convección de aire húmedo estará dada por

$$Qc = h_{vc} \cdot PA \cdot (Ts - Tg) \quad (14)$$

Donde PA es el área de las placas entre las cuales ocurre la convección.

Si bien se ha obtenido la transmisión de calor por convección, no se tiene en cuenta que este aire húmedo transporta vapor de agua que va a cambiar de fase al enfriarse. Si la placa superior está fría este vapor condensará entregando un flujo de calor extra que seguramente será mucho más importante que el convectivo ya que el calor de cambio de fase hfg tiene un valor grande para el agua. Para obtener este flujo será necesario calcular el flujo de masa de vapor de agua y multiplicarlo por el calor de cambio de fase.

Para calcular este flujo de masa de vapor Tsilingiris (2010) ha recurrido a los trabajos de Coulson y Richardson (1997) que han realizado un estudio extenso de la relación entre el flujo convectivo y el flujo de masa de vapor de agua. El flujo de masa mw se calcula a través de una expresión del tipo:

$$m_w = hm \cdot (\rho_{vs} - \rho_{vg}) \quad (15)$$



donde aparecen las densidades del vapor cerca de las dos láminas y un coeficiente de transferencia de masa.

Existe una relación estrecha entre el coeficiente de convección  $h_{vc}$  y el coeficiente de transferencia de masa de vapor de agua  $m_w$ . Coulson y Richardson (1997) han encontrado que se cumple la siguiente relación a través de sus estudios experimentales:

$$h_m / h_{cv} = (1/(\rho \cdot C_p)_{av}) \cdot (P_o/P_{LM}) \cdot (\rho_{vs} - \rho_{vg}) \cdot (Le)^{-2/3} \quad (16)$$

donde  $Le$  es el número de Lewis, que se define como la relación entre la difusión térmica  $\alpha$  y la difusión másica  $D$ .

Dado que se dispone de los valores de la densidad, el calor específico, la densidad, la difusión térmica y la másica así como la expresión para  $h_{cv}$ , es posible obtener el coeficiente  $h_m$ . También se incluye en la expresión la relación entre la presión barométrica  $P_o$  en que se encuentra el aire entre las placas y la llamada presión media parcial del aire, que se calcula como la diferencia entre  $P_o$  y la presión del vapor de agua  $P_v$ . Se coloca la media de los valores de presión de aire cerca de las dos placas:

$$P_{LM} = [(P_o - P_{v,s}) + (P_o - P_{v,g})] / 2 = P_o - (P_{v,s} + P_{v,g}) / 2 \quad (17)$$

El subíndice LM identifica que el valor usado es la media lineal de los valores de la presión parcial en los dos extremos. De acuerdo a Coulson y Richardson (1997) esta inclusión es necesaria para mejorar la reproducción de los valores experimentales.

Para obtener  $m_w$  se reemplaza el valor de  $h_m$  obtenido con la expresión (16) en la (15). Luego se obtiene el calor evaporativo que entrega el vapor de agua al condensarse en la placa superior multiplicando el flujo de vapor por el calor de cambio de fase:

$$q_e = h_{fg} \cdot m_w \quad (18)$$

## 5. EL PROGRAMA DE SIMULACIÓN DEL DESTILADOR MULTIETAPA.

La explicación que sigue está referida a un destilador donde solo se colocaron dos etapas (2 y 3) con sus planos inclinados de vidrio, a lo que se agrega la tapa superior (4) y la inferior (1) que cierran el equipo. Se procede de esta manera para evitar introducir figuras muy grandes cuando se muestren los circuitos del Simusol que llevan a cabo la simulación.

La primer etapa en la preparación del diagrama en el Simusol para introducir el modelo de simulación es indicar en un dibujo esquemático del equipo los puntos que se eligen como nodos de temperatura para la simulación y mostrar con flecha los flujos de calor entre los mismos. La Fig. 8 muestra este esquema que luego se explica brevemente.

En primer lugar se tiene un nodo (ENFR) que entrega el agua salada para alimentar el equipo y el depósito de agua de enfriamiento (4). El agua del depósito circula para mantenerlo frío, por lo que también existe una salida por donde escapa el exceso de agua. Esta salida mantiene el nivel de agua en el depósito.

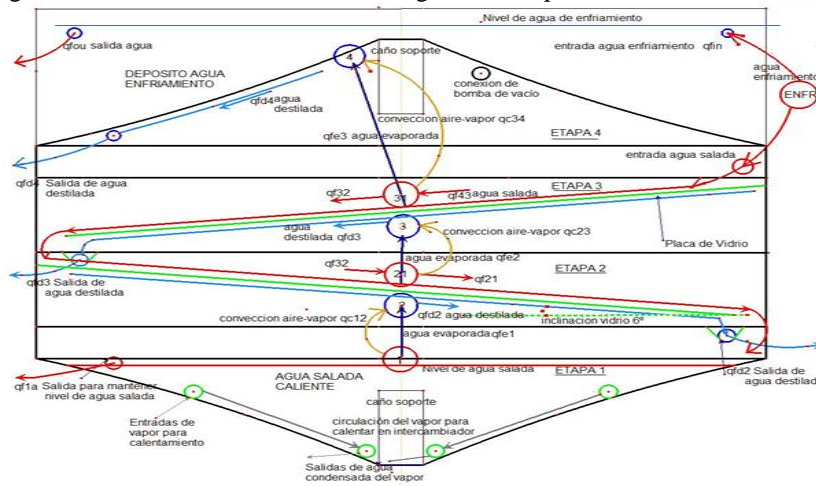


Figura 8 - Esquema físico del destilador mostrando nodos y flujos a integrar en la simulación

El vapor calienta el depósito inferior generando el vapor de agua inicial dentro del equipo. Se coloca un nodo representando los distintos flujos (nodos 31, 21 y 1) El flujo de vapor que sale del nodo 1 se mezcla con el aire y convecta (flujo  $qc_{12}$ ) para llegar a la lámina de vidrio inferior (nodo 2). El agua salada que entra se representa en color rojo y correrá sucesivamente sobre las dos láminas de vidrio (flujos  $qf_{32}$  y  $qf_{21}$ ) hasta caer en el depósito inferior (1) donde es calentado por vapor de agua generado externamente. El vapor de agua de la mezcla es condensado por el agua salada que corre por arriba del vidrio. El agua destilada que allí se genera corre bajo el vidrio (flujo  $qfd_2$ ) y cae en una canaleta por donde sale al exterior. El agua que corre sobre el vidrio inferior es calentada por el calor de condensación y evapora agua formando una mezcla con el aire que convecta (flujo  $qc_{23}$ ). Este flujo al tocar el vidrio superior (nodo 3) condensa su contenido de vapor de agua dando lugar al segundo flujo de agua líquida  $qfd_3$ . Finalmente se vuelve a repetir el proceso en el segundo vidrio produciéndose el flujo de la mezcla aire-vapor ( $qc_{34}$ ) que condensa debajo del depósito de agua superior (nodo 4) generando el agua destilada de flujo  $qfd_4$ . Como se aprecia, la temperatura del agua en cada

lámina se representa con un solo nodo. Se pueden agregar nodos para representar todas las etapas a usar, pero se ha preferido no complicar demasiado la presentación del modelo.

Se ha procurado sistematizar en lo posible la notación usada. Se usa una c en el nombre para identificar los flujos de convección aire-vapor, una e para indicar el agua que evapora y una d para el agua destilada. Se agrega uno o dos números que identifican ya sea la lámina sobre la cual se produce el flujo o los números que identifican los nodos de los extremos del flujo.

El diagrama físico se introduce en el SIMUSOL utilizando los símbolos para cada tipo de flujo o fuente. A continuación se muestra en la Fig. 9 el diagrama de Simusol resultante para esta simulación. No se han agregado los cuadros adicionales que definen cada elemento, nodo o flujo, para que la información que se presenta no resulte ser demasiado abundante y ocupe mucho espacio. Las personas interesadas pueden solicitar a los autores una copia completa de la simulación.

La mayor parte de los nodos y flujos ya ha sido explicada en el esquema físico que se muestra en la Fig. 8. Se han agregado otros detalles. Los nodos tienen masas. La masa M1 es la del agua salada contenida en el depósito de agua salada y la masa M2 es la del agua salada del depósito de enfriamiento. Las masas M2, M22 y M21 están relacionadas con la masa del vidrio inferior y el agua que se desliza sobre él. Las masas M3, M33 y M31 corresponden al vidrio superior. La masa Mas va acumulando el agua salada que sale del equipo, la que lleva toda la sal que entró. Las dos resistencias R2 y R3 corresponden a la resistencia térmica de los dos vidrios a través de las cuales el calor producido en la capa inferior de cada vidrio es entregado al agua salada que pasa por arriba de cada vidrio. Las salidas de agua destilada a través de los flujos asociados a qfd2, qfd3 y qfd4 no son acumuladas en un depósito pero son obtenidas por integración del flujo y el resultado es guardado en los parámetros PMd2, PMd3 y PMd4.

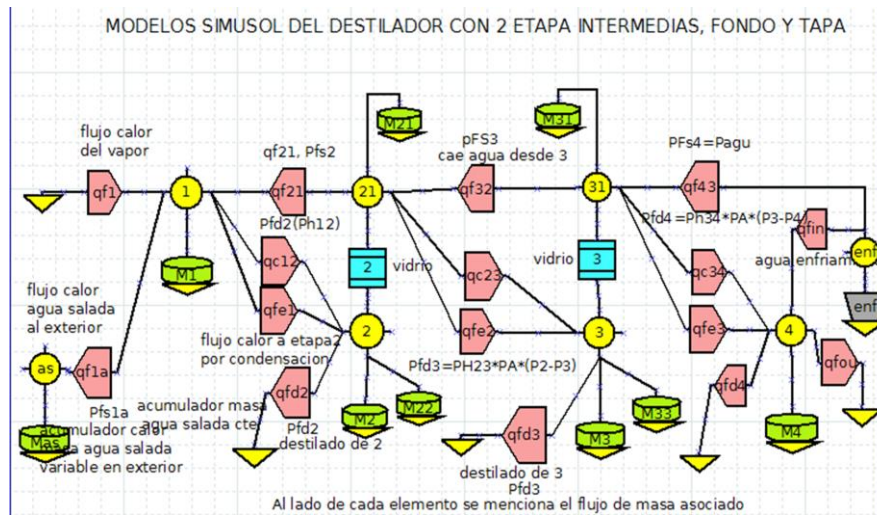


Figura 9 - Modelo de simulación del destilador formado por dos etapas con lámina de vidrio. fondo v tapa.

En la mayoría de los casos los flujos de calor son transportados por un flujo de masa asociado con una temperatura igual a la del nodo desde el cual parte ese flujo. Esos flujos de masa están definidos con un parámetro cuyo nombre se ha colocado en la Fig. 9 al lado del flujo de calor. Por ejemplo, el flujo de calor qfe2 corresponde a la condensación del vapor emitido por el agua salada que pasa encima del vidrio inferior. El programa obtiene este valor a partir del flujo de masa Pfd3 de vapor correspondiente, la que en el modelo de Tsingirilis es el flujo de masa mw de la fórmula 15. Una vez que esta masa se condensa en el nodo 3, sale como agua líquida destilada mediante el flujo de masa Pfd3 transportando el flujo de calor qfd3 que se ve en las Fig. 8 y 9.

Los balances de los flujos de masa en cada nodo se calculan directamente en los cuadros de la simulación. Por ejemplo, el flujo de masa que provee agua salada al equipo se llama Pfs4. Este flujo tiene asociado un flujo de calor que aparece en la Fig. 9 con el nombre qf43. Ese flujo de masa corre por encima del vidrio superior, se calienta y evapora un flujo de masa llamado Pfd3 que se calcula en el programa con la ecuación 15. En ese caso el flujo de masa que entró disminuye de masa y pasa a ser el flujo de masa Pfs3 que transporta flujo de calor qf32 saliendo del nodo 31 (vidrio superior) y pasa al nodo inferior (21, vidrio inferior) donde volverá a perder agua a través del proceso de evaporación. Estos balances se aprecian en el esquema físico de la Fig. 8.

Este modelo de simulación no dispone de ningún parámetro de ajuste que permita algún ajuste por comparación con los valores experimentales del modelo físico. Por otro lado existen dos parámetros que representan flujos que se eligen al poner en marcha el equipo. Ellos son el flujo de calor qf1 entregado por el vapor de agua que calienta el equipo y el flujo de agua salada entrante, Pfs1. Estos valores son ajustados mediante llaves al poner en funcionamiento el equipo. En el caso que se ilustra en este trabajo se seleccionó el flujo de calor entrante como igual a 400 W y el flujo de agua salada entrante como igual a 0,0009 kg/s o sea 3,24 kg/hora. La selección de estos valores corresponden a criterios

de funcionamiento del equipo. El usar 400 W de potencia permite que el equipo alcance como temperatura máxima unos 85°C en la masa de agua salada del depósito inferior. Para la selección del agua de entrada se debe tener en cuenta que esa agua deberá repartirse entre el agua destilada más el agua salada de salida que transporta toda la sal que entró. Habitualmente se procura que este flujo sea aproximadamente igual al de agua destilada producida para evitar que precipite sal en el interior del equipo, como se aprecia comparando PMDT y Pmas en la Figura 5. Otros parámetros a indicar son las temperaturas iniciales de los nodos de las 4 etapas y el tiempo de cálculo deseado. En los resultados que se muestran se eligió un tiempo de cálculo de 8 horas. Las temperaturas iniciales elegidas se aprecian en la figura 10.

## 6. RESULTADOS OBTENIDOS

A continuación se muestran, en las Fig 10 y 11, los resultados básicos de una simulación. Ellos son la evolución en el tiempo de las temperaturas de cada una de las etapas y los flujos de agua destilada de cada etapa así como el total (PMDT). Las curvas que se encuentran cerca una de otra son las temperaturas a ambos lados de las láminas de vidrio. En el Simusol se pueden solicitar los valores de cualquier otra variable que pueda interesar.

Como se aprecia, se han elegido temperaturas iniciales menores que las que se alcanzan en estado estacionario.

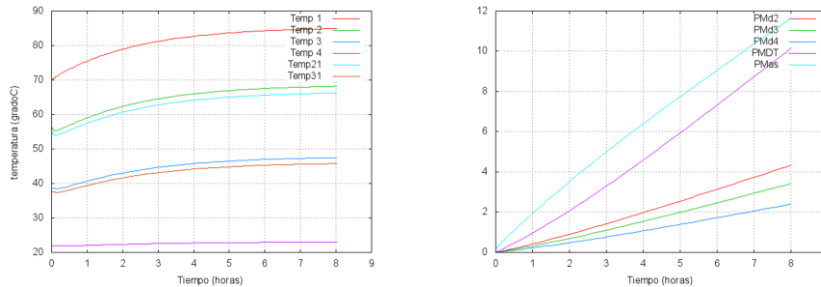


Figura10 y 11- Muestran las temperaturas obtenidas en cada etapa y el flujo de agua destilada obtenida. PMDT es la suma de los tres flujos parciales de agua destilada. Pmas es el agua salada sobrante que sale del equipo. En este caso se han pedido las temperaturas de todos los nodos.

De esa manera se puede apreciar el tiempo que necesita el equipo para llegar al estado de régimen, que es del orden de 4 horas. Esto se puede acelerar si en las primeras horas se alimenta una potencia mayor. El tiempo de cálculo en una computadora con un procesador Intel I7 es de unos pocos segundos.

Una variable de referencia en cuanto a la productividad es la cantidad de litros que se produce por m<sup>2</sup> y por día. En el cálculo mostrado se ha logrado unos 10 litros con un área de 0.4 m<sup>2</sup>. Si el equipo se prepara para que arranque a temperaturas cercanas a la de estado estacionario, se hace funcionar unas 9 horas y se usan 4 etapas en vez de 2 se pueden alcanzar producciones en el orden de los 15 litros, que significan unos 37 litros por día y m<sup>2</sup>. Esta es una cifra interesante en comparación de lo que da un destilador de batea de 1 m<sup>2</sup> de área. La potencia constante que se debe entregar para llegar a ese valor es del orden de 1000 W. Esto se puede obtener de un colector pequeño, del orden de 1,3 m<sup>2</sup> de área normal al haz, que gira siguiendo al sol.

## 7. COMPARACIÓN ENTRE LOS MODELOS DE DUNKLE Y DE TSILINGIRIS

El simulador desarrollado trabaja con el modelo propuesto por Tsilingiris (2013). Es muy sencillo cambiar las ecuaciones por las de Dunkle (1961) y comparar los resultados obtenidos por ambos. Se han simulado 4 situaciones en que se varía la potencia de entrada al equipo tomando los valores de 300, 400, 500 y 600 vatios. Se han probado cada situación y se ajustado el flujo de agua de entrada de manera que el agua salada residual sea en cada caso aproximadamente igual a la producción de destilado. Además se han elegido las temperaturas iniciales de las 4 etapas para que cada corrida se encuentre en estado estacionario durante todo el cálculo. De esta forma las corridas que se hagan con ambos modelos estarán en las mismas condiciones y se podrán comparar los resultados de producción de agua destilada y la temperatura más alta obtenida en la etapa 1. Los resultados se muestran a continuación en las Fig. 12 y 13 comparando la producción de destilado y la temperatura más alta para los dos modelos. Como se aprecia los resultados son bastantes diferentes, sobre todo en las temperaturas alcanzadas. La elección de cual modelo da mejores resultados dependerá de la comparación con los resultados experimentales que se obtengan.



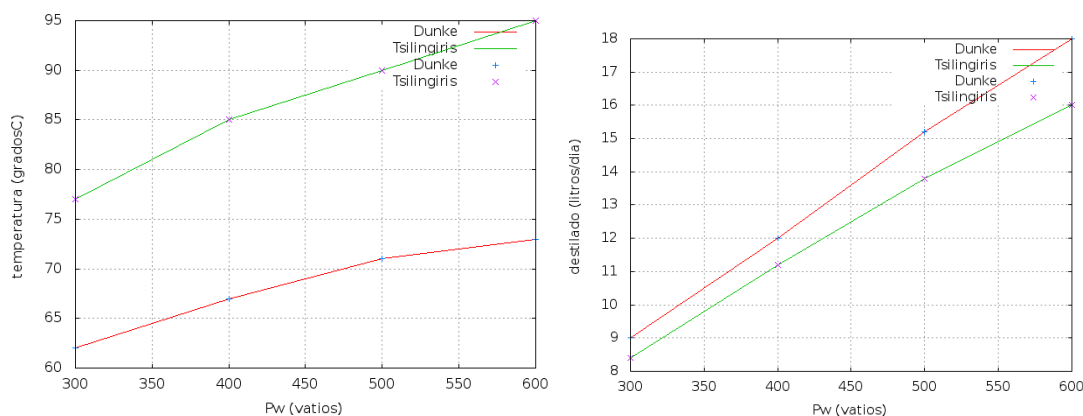


Figura 12 y 13 - Cálculo de la temperatura de la etapa 1 y de la producción de destilado usando los modelos de Dunkle (1961) y de Tsilingiris (2013). Muestran que la producción de Dunkle es algo mayor y la temperatura es mucho más baja.

## 8. CONCLUSIONES

El equipo construido permite la desalinización del agua produciendo agua destilada, en esta primer etapa se probó su funcionamiento y se ajustaron los detalles constructivos para asegurar una buena producción. Se compararon los valores medidos con el modelo computacional y se encontró que el modelo predice las temperaturas con bastante aproximación.

A partir de ahora se continuara experimentando incorporando la bomba de vacío, para disminuir la presión en el interior del destilador y observar cuanto aumenta la producción. La bibliografía consultada considera un aumento en la cantidad de agua destilada de hasta un 90 %.

El modelo computacional actualmente desarrollado no incorpora con mucho detalle el cambio de presión ya que los coeficientes de transferencia de calor involucrados corresponden a una mezcla de aire y vapor de agua a presión atmosférica y no se registra una gran diferencia con las variaciones cuando disminuye la presión. La experiencia nos ayudará a verificar estos coeficientes y adecuarlos a los cambios en la presión del interior del prototipo.

Se ha desarrollado un simulador capaz de predecir la producción de los destiladores de múltiples etapas desarrollados en el INENCO utilizando un modelo capaz de trabajar a temperaturas altas con buenos resultados. Esta es una herramienta eficaz para el diseño de dichos destilador y para usar de base de investigaciones destinadas a introducir varias mejoras en los futuros destiladores.

Con este programa se han comparado los modelos de Dunkle (1961) y de Tsilingiris (2010) habiéndose comprobado que el modelo de Dunkle predice resultados diferentes que deberán compararse con resultados experimentales para decidir cuál modelo da mejores resultados. Algunos estudios publicados indican que el modelo de Dunkle implica un mayor desacuerdo con los experimentos a alta temperatura (Kumar et al., 2012)

Este programa servirá de ayuda para analizar diferentes mejoras que se pueden agregar a los destiladores actuales, tales como una mejora de la productividad por el uso de un intercambiador que caliente el agua salada que entra al equipo con el agua salada caliente que sale del mismo. También será posible estudiar el efecto que pueda tener en la productividad la disminución de la presión del aire que entra en el equipo, tema que se encuentra en discusión en este momento a nivel internacional.

### Agradecimientos

*Este trabajo está financiado por el proyecto PIP – CONICET 0708 - Desarrollo de Tecnología Solar de Desalinización de Agua con Alta Producción para la Mejora de Condiciones de Vida y Sistemas Productivos.*

### REFERENCIAS

- Alarcón, D., Blanco, J., Lozano, A., Malato, S., Maldonado, M., Fernández, P., "EXPERIMENTAL RESULTS OF AQUASOL PROJECT: DEVELOPMENT OF AN ADVANCED HYBRID SOLAR-GAS MULTI-EFFECT DISTILLATION SYSTEM, Environmental Applications of Solar Energy and Characterization of Solar Radiation.
- James E. Miller, "REVIEW OF WATER RESOURCES AND DESALINATION TECHNOLOGIES" Materials Chemistry Department, Sandia National Laboratories, Printed March 2003
- M. Gea, L. Saravia, C. Placco, M. Altamirano, M. Hongn, C. Fernández, R. Caso, F. Tilca, H. Bárcena, H. Suligoy "DISEÑO Y ESTADO DE AVANCE DE LA CONSTRUCCIÓN DE UN CONCENTRADOR FRESNEL LINEAL DE 270 m<sup>2</sup>", ASADES, Avances en Energías Renovables y Medio Ambiente, Vol. 16, 03.79-86, 2012. Impreso en la Argentina. ISSN 0329-5184
- K.S. Reddy, K. Ravi Kumar, Tadhg S. O'Donovan, T.K. Mallick, "PERFORMANCE ANALYSIS OF AN EVACUATED MULTI-STAGE SOLAR WATER DESALINATION SYSTEM" Desalination 288 (2012) 80–92, Elsevier

- M.I. Ahmed, M. Hrairi, A.F. Ismail, "ON THE CHARACTERISTICS OF MULTISTAGE EVACUATED SOLAR DISTILLATION", *Renewable Energy* 34 (2009) 1471–1478, Elsevier.
- J. Franco y L. Saravia "A NEW DESIGN FOR A MULTISTAGE STILL". *Renewable Energy*, Vol. 4, No. 1, pp. 119-122, 1994, Pergamon Press. Great Britain.
- J. Franco, L. Saravia, R. Caso y C. Fernández. "DESARROLLO DE UN DESTILADOR MULTIEFECTO ATMOSFÉRICO DE SUPERFICIES INCLINADAS". *Revista de la Asociación Argentina de Energía Solar "Energías Renovables y Medio Ambiente"* Vol. 2, pp. 17,1997.
- J. Franco, S. Esteban and L. Saravia. "DESTILADOR MULTIEFECTO COMPACTO". *Energías Renovables y Medio Ambiente*, Vol. 5, 1998, Pág. 53.
- Saravia, L. , Franco , J., Esteban, S., Alia, Dolores Saravia Alia, D., "LA SIMULACIÓN NUMÉRICA DE UN DESTILADOR SOLAR MÚLTIPLE", en prensa
- R. V. Dunkle, *Solar Water "DISTILLATION: THE ROOF TYPE STILL AND A MULTIPLE EFFECT DIFUSIÓN STILL"*, ASME Proc. Int. Heat Transfer Conf., Univ. Of Colorado, Boulder, Colorado 1961.
- Diego Saravia y Graciela Lesino, "PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DEL AIRE HÚMEDO II: FENÓMENOS DE TRANSFERENCIA", *Avances en Energías Renovables y Medio Ambiente*, ISBN 0329-5184, pp 601 - 608, 1994.
- J.M. Coulson, J.F. Richardson, *Chemical Engineering*, fifth ed., vol. 1, Butterworth, Heineman, 1997
- Dolores Alía de Saravia; Luis Saravia y Diego Saravia. "AVANCES INTRODUCIDOS EN LA CAPACIDAD DEL SIMULADOR DE SISTEMAS SOLARES TÉRMICOS SIMUTERM (SIMUSOL)". *Avances en Energías Renovables y Medio Ambiente*, ISBN 0329-5184, Vol. 6, N° 2., Pág. 08.31, 2002.
- D. Alia de Saravia, L. Saravia. "SIMULACIÓN DE DISTINTOS SISTEMAS FÍSICOS CON SIMUSOL". *Avances en Energías Renovables y Medio Ambiente*, ISBN 0329-5184, Vol. 7, N° 2, Pág.08.85, 2003.
- L. Saravia y D. Alía Aponte. "SIMUSOL: UN SIMULADOR NUMÉRICO DE SISTEMAS SOLARES". *Energías Renovables y Medio Ambiente*. Vol. 13, Págs. 45-52, 2003
- P.T. Tsilingiris, *THE INFLUENCE OF BINARY MIXTURE THERMOPHYSICAL PROPERTIES IN THE ANALYSIS OF HEAT AND MASS TRANSFER PROCESSES IN SOLAR DISTILLATION SYSTEMS*, *Solar Energy* 81,pp.1482a1491. (2007)
- P.T. Tsilingiris, *MODELLING HEAT AND MASS TRANSPORT PHENOMENA AT HIGHER TEMPERATURES IN SOLAR DISTILLATION SYSTEMS E THE CHILTON-COLBURN ANALOGY*, *Solar Energy* 84, pp.308a317. (2010)
- P.T. Tsilingiris, *THE APPLICATION AND EXPERIMENTAL VALIDATION OF A HEAT AND MASS TRANSFER ANALOGY MODEL FOR THE PREDICTION OF MASS TRANSFER IN SOLAR DISTILLATION SYSTEMS*, Elsevier, *Applied Thermal Engineering* 50, 422a 428,(2013)
- P. Kumar, A.Kumar Kaviti, O. Prakash y K. Reddy, *OPTIMIZACION OF DESIGN AND OPERATING PARAMETERS ON THE YEAR ROUND PERFORMANCE OF A MULTI-STAGE EVACUATION SOLAR DESALINATION SYSTEM USING TRANSIENT MATHEMATICAL ANALYSIS*, *International Journal of Energy and Environment*, Vol. 3, Issue 3, pp.409-434, 2012

### SUBATMOSFERIC MULTISTAGE SOLAR STILL

**Abstract.** This paper presents the design and first experimental results of a multistage distiller to be operated at low pressure. The distiller consists of several stages which overlap vertically. The salt water is delivered at the upper stage and passes successively from stage to stage. The thermal source heats the lower stage, and the others are heated by successive evaporations-condensation. Base area is 0.5 x 0.8 m<sup>2</sup>. The perimeter of each stage was constructed with reinforced square pipes to allow internal pressure lowering so the production can increase. It is shown the constructive details and preliminary experimental results.

**Key words:** *desalination, multistage still, simulation, Solar Energy.*