

DESALACIÓN DE AGUA POR ARRASTRE CON AIRE Y ENFRIAMIENTO EVAPORATIVO. MODELIZACIÓN Y ASPECTOS BÁSICOS DEL PROCESO.

J. de Paz Balmaseda (1)

I. Martínez Herranz (2)

R. Faure Benito (3)

- (1) Dr. Ingeniero Naval. Profesor Titular de la E.T.S.I. Navales.
 (2) Dr. Ingeniero Aeronáutico. Catedrático de la E.T.S.I. Navales.
 (3) Dr. en Ciencias Físicas. Catedrático de la E.T.S.I. Navales.

RESUMEN

Se trata de estudiar la viabilidad teórica, el modelo matemático y la instrumentación de laboratorio aplicables a un método de desalación de agua marina por arrastre con aire y enfriamiento evaporativo, en contraposición a los métodos tradicionales por calentamiento o por ósmosis inversa.

En la primera fase, que es la que cubre éste trabajo, se va a plantear el estudio teórico de los procesos de transmisión de calor y masa con cambio de fase en la evaporación forzada de agua, para en una segunda fase hacer un estudio experimental a nivel de laboratorio de la condensación del aire húmedo saturado con pequeño gradiente térmico. La tercera parte del trabajo, en función del resultado de éstas dos, sería el estudio y eventual diseño del intercambiador para condensar el vapor saturado.

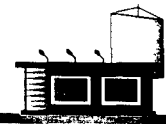
Dentro de los procesos que concurren en este método de desalación (nebulización y arrastre, separación de nieblas, condensación de aire húmedo, enfriamiento evaporativo), se va a centrar la investigación en el proceso de condensación de aire húmedo casi-saturado con pequeño gradiente térmico, que es donde parece que más se puede innovar, pues el resto de las tecnologías, aunque serán consideradas para estimaciones de viabilidad económica, parece que podrían ser obtenidas de desarrollos comerciales ya existentes.

SUMMARY

The goal is to analyse the theoretical feasibility, applicable models and laboratory instrumentation for a method of marine water desalination by air entrainment and evaporative cooling, instead of the classical methods of distillation or reverse osmosis.

Amongst the processes involved in this method of desalination (spraying and entrainment, spray separation, condensation of humid air, evaporative cooling), the emphasis is on the details of the condensation process with small thermal gradient, which is thought to be the best candidate for innovation, because the other technologies, although they are taken into account in the economic evaluation, seem to be accesible on the open market.

The problem will be dealt with from several points of view: theoretical study of the heat and mass transfer processes with phase change in the forced evaporation of water and humid air condensation and its numerical simulation. Experimental study of humid air condensation with small thermal gradient, and of water evaporation will be undertaken in a second phase at a laboratory-level plant.



INDICE

0. INTRODUCCIÓN.

1. TÉCNICAS FUNDAMENTALES DE DESALACIÓN.

- 1.1 Procesos con cambio de fase del agua.
 - 1.1.1 Destilación de simple efecto.
 - 1.1.2 Destilación multiefecto.
 - 1.1.3 Destilación flash.
 - 1.1.4 Destilación con compresión de vapor.

1.2 Procesos que utilizan membranas.

- 1.2.1 Ósmosis inversa.
- 1.2.2 Electrodialisis.

2. LA DESALACIÓN DE AGUA EN EL MUNDO.

- 2.1 Distribución por países.
- 2.2 Distribución por sistemas.
- 2.3 Aspectos energéticos.

3. DESALACIÓN POR ARRASTRE CON AIRE.

- 3.1 Descripción del proceso.
- 3.2 Formulación básica.
 - 3.2.1 Velocidad del aire.
 - 3.2.2 Relaciones psicrométricas.
- 3.3 Modelización del proceso.
 - 3.3.1 Modelo de evaporación natural.
 - 3.3.2 Modelo de evaporación convectiva.

4. INSTRUMENTACIÓN.

- 4.1 Medición de velocidad del aire.
- 4.2 Medición de la humedad relativa.

5. REFERENCIAS.

0. INTRODUCCIÓN

La práctica totalidad del agua del planeta (97%) es agua salada y sin embargo los sistemas vivos necesitan agua dulce (o al menos de baja salinidad). No sólo se necesita agua dulce en agricultura, ganadería y consumo humano directo (bebida y comida) e indirecto (agua sanitaria), sino en la mayoría de los procesos industriales, ya que el agua salada es altamente corrosiva y produce depósitos que obstruyen la circulación y reducen la transmitancia térmica.

Se puede considerar que el agua salada de los océanos tiene una media de 35.000 ppm (partes por millón en peso, es decir, 35 g/l o 35 kg/m³) de sales disueltas (suele usarse el acrónimo inglés TDS=sólidos disueltos totales), aunque en los mares tropicales puede llegar casi al doble mientras en los polares apenas llega a la mitad. El agua que llamamos en general dulce sólo tiene unas 300 ppm de sales disueltas. El límite máximo establecido por la OMS (Organización Sanitaria Mundial de la Salud de la ONU) para agua potable es de 500 mg/l TDS. Nótese que no sólo el agua desalada es un bien económico, sino que del mar se extraen al

año más de 40 millones de toneladas de sal común y unas 750.000 toneladas de magnesio (Ref. 4).

Otras veces no es el agua de mar la que se quiere desalar, sino la de manantiales y pozos salobres, cuya salinidad típica es de unas 3.000 ppm, bien sea para la producción de agua potable o de riego. La desalación también es importante en los procesos de reciclaje de aguas residuales de la actividad humana (industrial, doméstica y metabólica), pero globalmente, el 70% de toda la capacidad desaladora es para agua de mar.

Afortunadamente, el ciclo hidrológico movido por el calentamiento solar (no uniforme ni estacionario) del mar, destila el agua (el agua de lluvia sólo tiene unas 10 ppm de sales disueltas) y luego la precipita en las montañas donde adquiere los minerales adecuados que dan lugar al agua potable y a la de regadío. Pero no siempre se dispone en tiempo y lugar de agua potable (desiertos, zonas semidesérticas como el Sur de España, zonas costeras sin recursos hídricos, buques y artefactos flotantes para tráfico marítimo, plataformas marinas, etc.). Por esta razón los asentamientos humanos

han proliferado en las orillas de los ríos y lagos o cerca de manantiales y pozos subterráneos, y la posibilidad de viajar (nomadismo, comercio) ha estado siempre condicionada a la disponibilidad de agua potable. Debe sin embargo tenerse en cuenta que las necesidades medias de suministro de agua doméstica varían de unos 10 litros por persona y día en zona rural poco desarrollada a unos 300 litros por persona y día en zona urbana desarrollada. Ello provoca como primera consecuencia indeseable que lo que en determinadas zonas se puede calificar como escasez de agua sería sobreabundancia de ella en otro entorno socioeconómico.

Aunque fue en los viajes oceánicos de finales del siglo XV cuando surgió la imperiosa necesidad de potabilizar el agua de mar (el agua transportada acababa con el tiempo por no ser potable), la primera aplicación práctica parece que fue hecha por los españoles en 1566 para resistir en el asedio en la isla de Gelves (Túnez), siguiendo un procedimiento de alambicado (destilación) parecido al descrito por Leonardo da Vinci en 1490. Tratando aún más de imitar el ciclo hidrológico, cuando a finales del siglo XIX se comercializó

el vidrio plano, se construyó en Las Salinas (Chile) en 1872 una desaladora solar de 20 m³/día.

En algunas aplicaciones industriales (en particular en las turbinas de vapor) se necesita vapor de agua puro, con concentraciones de sólidos del orden de 1 ppm (la primera destilación suele arrastrar unas 10 ppm, por lo que se realizan varias destilaciones en cascada), exento de gases disueltos, de un pH neutro o ligeramente alcalino para evitar incrustaciones, etc., y se usan varios aditivos para conseguirlo. La salinidad es fácil de medir por conductometría eléctrica de la disolución, llegándose a resoluciones de 0,1 ppm.

Como veremos más adelante alrededor del 60% de la capacidad mundial de desalación de agua (que con datos de 1993 es de unos 18.106 m³/día) se encuentra instalada en la península arábiga, donde comenzó el desarrollo a gran escala de plantas potabilizadoras en los años 50 (ya por entonces se construyó una planta de 2.500 m³/día en la isla de Lanzarote). La desalación de agua de mar es un proceso energéticamente muy costoso y por eso sufrió una ralentización durante la crisis energética de los años 70 y 80.

1. TÉCNICAS FUNDAMENTALES DE DESALACIÓN.

El método general de desalación es conseguir un estado termodinámico segregado, es decir, un equilibrio entre dos fases con distinta concentración salina, como sólido y líquido (las sales emigran de la red cristalina del agua), líquido y vapor (las sales apenas se vaporizan), o líquido y líquido con separación semipermeable (p.e. membrana de acetato de celulosa que retenga los iones hidratados), y

forzar un desequilibrio termodinámico que haga que el proceso progrese en la dirección deseada (enfriando el agua para que congele, calentando el agua para que vaporice, aumentando la presión del agua para que fluya a través de la membrana semipermeable).

Podemos clasificar las tecnologías de desalación según el tipo de proceso que se aplique, en cuyo caso tendremos tecnologías con y sin cambio de fase. Las primeras incluyen la evaporación y la congelación, mientras las segundas engloban a las tecnologías de membranas (ósmosis inversa y electrodiálisis). Se podrían también ordenar los procesos teniendo en cuenta las diversas formas de energía utilizada en ellos (térmica, mecánica, eléctrica, química); esta forma de clasificarlos tiene interés en estudios económicos ya que el precio de la energía varía considerablemente según su origen, siendo (a los precios actuales de fuentes energéticas) la energía térmica la más barata y la energía química la más cara. La destilación se puede realizar con energía térmica o mecánica, la ósmosis inversa requiere energía mecánica, la electrodiálisis requiere energía eléctrica, y el intercambio iónico requiere energía química.

Otros procesos menos significativos como extracción por disolventes, intercambio iónico, separación por congelación y separación de hidratos se han desarrollado menos y están limitados a casos muy especiales, por lo que no serán tenidos en cuenta en este trabajo.

1.1 PROCESOS POR CAMBIO DE FASE DEL AGUA

Son todos aquellos procesos que tienen en común el hecho de que el agua cambia de fase dos veces: primero se evapora y después se condensa (procesos de destilación) o primero se solidifica y luego se licúa (procesos de congelación). En ambos casos se requiere un gran aporte de energía para el cambio de fase, particularmente en el caso de la evaporación (casi siete veces más que en el de congelación). Por otro lado, todos estos procesos dan lugar a un agua producto de gran calidad, con contenidos salinos menores de 30 ppm, lo que les hace particularmente adecuados para plantas de producción de agua que no sólo sea para consumo humano, sino para usos industriales que requieran un alto grado de pureza (agua de alimentación de calderas, por ejemplo).

1.1.1 Destilación de simple efecto.

En la figura 1 se representa un esquema general muy simplificado de este tipo de plantas. Constan de dos intercambiadores de carcasa y tubos: un evaporador en el que se forma vapor a partir del agua de mar (AS) previamente calentada en el condensador y un condensador para condensar el vapor (V) producido. El vapor se forma en los tubos del evaporador, en el que el medio calefactor que circula por la carcasa es vapor (VC) procedente de una fuente exterior. El condensado (C) y la salmuera (S) se descargan al exterior.

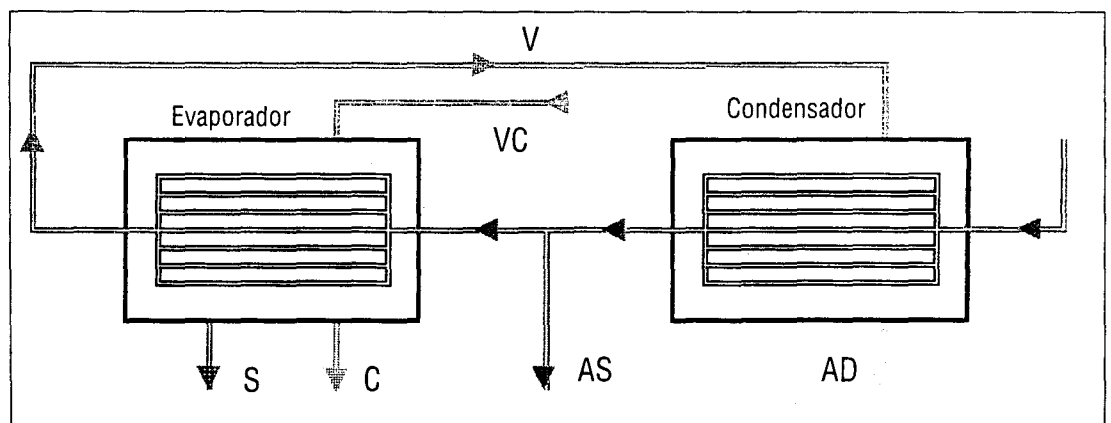
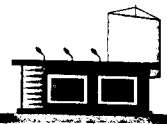


Figura 1.- Destilación de simple efecto.



El vapor producido sale del evaporador y entra al lado carcasa del condensador, donde se condensa en contacto con la superficie fría de los tubos del condensador, y se descarga (AD) como agua dulce. Por el interior de los tubos del condensador circula agua de alimentación (AS) para absorber el calor de la condensación, y por tanto este agua se calienta. Al salir del condensador, una parte del flujo va a los tubos del evaporador y el resto se bombea al exterior. El flujo que pasa al evaporador debe ser, evidentemente, igual a la suma del vapor producido para condensar y la salmuera producida. A su vez la cantidad de salmuera rechazada debe ser suficiente para que se eviten concentraciones excesivas de sales con el consiguiente riesgo de incrustaciones.

Para que efectivamente se transfiera calor desde el vapor que se condensa en el exterior de los tubos del evaporador al agua del interior, la temperatura del vapor exterior debe ser mayor que la temperatura de ebullición del agua dentro de los tubos. Como consecuencia la presión dentro de los tubos debe ser menor que en la carcasa, y el calor de evaporación del agua interior debe ser mayor que el calor de condensación del vapor exterior, que está a más temperatura y presión. Como consecuencia de esta diferencia en el calor de cambio de fase, la condensación de cada kg de vapor externo proporcionará menos de un kg de vapor.

1.1.2 Destilación multiefecto.

Si se disponen varios evaporadores en serie de acuerdo con lo expuesto antes, se puede aumentar la cantidad de vapor producida por una cantidad inicial de vapor exterior, siempre que la presión en los lados del evaporador de las cámaras sucesivas se mantenga decreciente para asegurar el flujo de calor. En la figura 2 se esquematiza una planta de destilación de triple efecto.

El primer evaporador, como en el simple efecto, recibe vapor (VC) de una fuente externa, a una temperatura mayor que la temperatura de ebullición del agua en los tubos del evaporador. El condensado (C) se descarga al exterior. El vapor producido (V) se condensa en el lado de carcasa del segundo evaporador, proporcionando de esa manera el calor para la evaporación de parte del agua que está en el interior de los tubos. Para que se produzca este flujo de calor es necesario que esta última agua esté más fría que el vapor, de forma que el vapor generado en este segundo efecto tendrá una temperatura y presión menor que los del primero. El vapor formado en el segundo efecto condensa sobre los tubos del tercero, produciéndose un tercer incremento de la cantidad de vapor que condensa sobre el lado de carcasa del condensador.

En tanto que la condensación de cada kg de vapor da como resultado ligeramen-

te menos de 1 kg de vapor, es claro que la condensación de 1 kg de vapor en el primer evaporador producirá algo menos de 3 kg de agua en la última condensación.

El diagrama muestra la conexión de la bomba de vacío que aspira del condensador, y que por una parte elimina aire y gases no condensables del sistema y por otra produce un gradiente de presión en la planta, de forma que el vapor y la salmuera pasen de un efecto a otro. El agua dulce (AD) se extrae del condensador, que asimismo recibe el agua de alimentación (AS). Una parte de ésta se descarga y el resto es la que va al primer evaporador. Esta multiplicación del efecto de condensación hace que se designen estas plantas como multiefecto.

1.1.3 Destilación flash.

Un método de particular relevancia a bordo de buques, aunque también usado en instalaciones terrestres, es el de destilación súbita o flash. Aunque las plantas de baja capacidad son de una sola etapa, nada se opone -como en los casos anteriores- a que se usen plantas multietapa basadas en este principio, siendo el proceso similar al que se describe a continuación.

En el caso de plantas de pequeña capacidad (<100 m³/día) para instalación en bu-

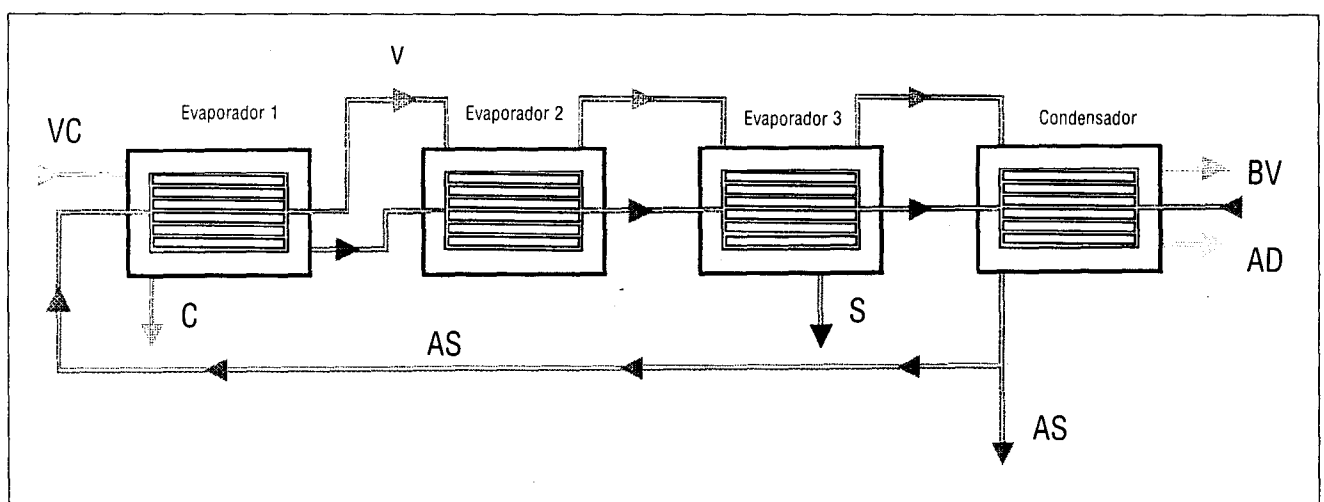


Figura 2.- Destilación Multiefecto



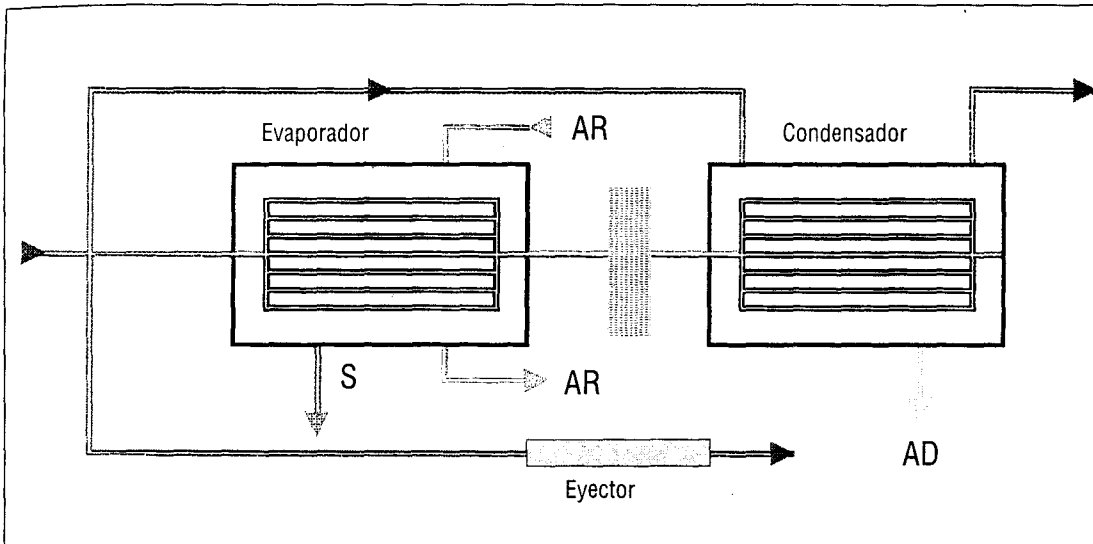


Figura 3.- Destilación flash

evaporador se comprime hasta una presión suficientemente alta para que su condensación suministre calor para la producción de vapor adicional. En la figura aparecen los tres pasos básicos de la destilación: evaporación, separación y condensación. Se dispone de un intercambiador auxiliar de calor para enfriar el destilado y la salmuera, precalentando con

ellos el agua de mar de alimentación. El vapor producido (V) se hace pasar por un separador de gotas (de malla metálica o similar) y se pasa al segundo intercambiador en el que se condensa usándose como medio refrigerante agua de mar. El condensado resultante se bombea al exterior del recipiente para su almacenamiento a bordo.

El agua de mar se bombea del pozo de succión a la planta, se pretrata con una pequeña dosis de aditivo de polielectrolito para prevenir incrustaciones y se pasa a través de un intercambiador (generalmente de placas) donde se recupera el calor de la salmuera y del producto que se descargan de la unidad. Las placas del intercambiador son de titanio, material totalmente inmune a la corrosión por agua de mar. La alimentación pasa entonces de los intercambiadores a un condensador eliminador de aire, que descarga la alimentación

ellos el agua de mar de alimentación.

El agua de mar se bombea del pozo de succión a la planta, se pretrata con una pequeña dosis de aditivo de polielectrolito para prevenir incrustaciones y se pasa a través de un intercambiador (generalmente de placas) donde se recupera el calor de la salmuera y del producto que se descargan de la unidad. Las placas del intercambiador son de titanio, material totalmente inmune a la corrosión por agua de mar. La alimentación pasa entonces de los intercambiadores a un condensador eliminador de aire, que descarga la alimentación

La figura 3 muestra las características esenciales de una planta de destilación flash monoetapa de pequeña capacidad, típica para instalación en buques. El agua de mar (AS) se bombea a tres diferentes servicios: alimentación del evaporador, alimentación del condensador y (en los casos que no haya bomba de vacío independiente) alimentación del eyector que produce y mantiene el vacío en el recipiente principal. El evaporador es un intercambiador (tubular o de placas) con materiales adecuados al agua de mar (titanio o aleaciones de aluminio) en el que por un lado circula el agua de mar y por el otro el medio de aporte energético (AR) que se esté usando (agua de refrigeración del motor principal en buques y vapor en tierra son las opciones más usuales). Una parte del agua de alimentación (en torno al 15% de la de entrada al evaporador es una cifra típica) se evapora al producirse el intercambio de calor y el resto (S) cae al fondo y se bombea al exterior.

1.1.4 Destilación por compresión de vapor.

Este proceso aparece esquematizado en la figura 4. El vapor producido (V) en el

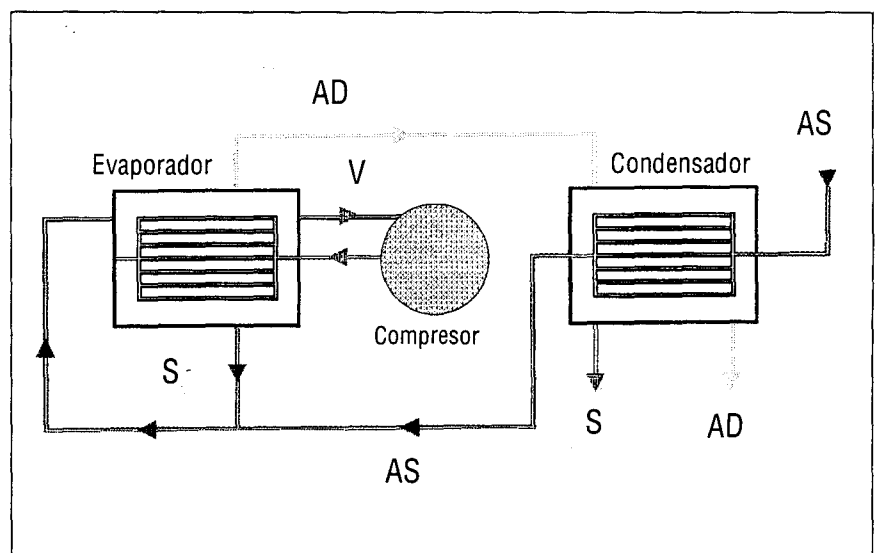
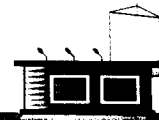


Figura 4.- Destilación con Compresión de Vapor



a la vez que elimina el aire del condensador principal.

El agua de mar se mezcla con la salmuera recirculada, y mediante la bomba de recirculación se rocía sobre los tubos del evaporador y cae en forma de spray sobre la superficie externa de los tubos en cantidad suficiente para asegurar una película delgada y continua. El compresor causa, debido a la succión, una depresión que provoca la evaporación de una parte del agua salada. El vapor formado, después de pasar por un separador de gotas, es absorbido por el compresor rotatorio, comprimido y descargado en el interior de los tubos del efecto donde se condensa, suministrando su calor latente al agua de mar que se encuentra en el exterior de los tubos.

El resto de agua de mar o salmuera se va acumulando en la parte inferior de la cámara; una parte de la salmuera se combina con nueva agua de mar y cae de nuevo en spray sobre los tubos de la cámara. El condensado (agua dulce) y el exceso de salmuera, se bombean fuera de la unidad después de pasar por los intercambiadores de calor con la alimentación del agua de mar. Los gases no condensables son extraídos continuamente del sistema con una bomba de vacío que está conectada al condensador eliminador de aire y que también sirve para crear el vacío inicial.

La caída del agua de mar en película sobre los tubos hace que se obtengan coeficientes de transmisión de calor muy altos; como además las superficies de transferencia de calor suelen estar sobredimensionadas se reducen el salto térmico específico y la energía requerida por el compresor. Además, la recirculación de salmuera es muy inferior a la necesaria en procesos de circulación forzada, lo cual representa un ahorro considerable de energía de bombeo.

La temperatura del agua de mar en la planta no suele sobrepasar 65 °C, por lo que en comparación con los otros sistemas, que pueden alcanzar 100 °C, la car-

ga térmica que debe mover el intercambiador de agua de mar de entrada es mucho menor, por lo que el propio intercambiador es pequeño y compacto. Además, debido a esta baja temperatura, su superficie se ve menos afectada por las incrustaciones, requiriéndose por lo tanto limpieza en muy raras ocasiones. La economía de este proceso es favorable, debido al uso regenerativo de calor, como se ha descrito.

No hay cambios significativos de producción ante variaciones de salinidad, siendo la capacidad prácticamente constante desde aguas salobres de baja salinidad hasta aguas marinas muy saladas (4,5% en el Mar Rojo).

1.2 PROCESOS QUE UTILIZAN MEMBRANAS.

Los procesos anteriores realizan la separación del agua dulce a partir de agua salada por cambios de fase del agua, es decir que se separa agua en forma sólida o de vapor. La energía de separación es en esos procesos prácticamente proporcional a la cantidad de agua producida, pero es casi independiente de la salinidad de la alimentación. Existen procesos en los que las sales no deseadas o el agua se separan de la solución por medio de membranas selectivas. Son especialmente aplicables a aguas de poca salinidad donde la energía necesaria para producir una cantidad dada de agua dulce es menor que la necesaria mediante un cambio de fase, en destilación o en congelación.

La calidad del agua obtenida en desalación por membranas no es tan alta como en los procesos de destilación, pero es en cualquier caso suficiente para uso humano, riego y uso industrial general, aunque no valdría para alimentación de calderas, por ejemplo.

1.2.1 Ósmosis inversa.

Ósmosis es el proceso de transferencia de agua a través de una membrana que separa dos soluciones, produciéndose la

transferencia desde la solución menos concentrada hacia la más concentrada. La desalación de agua por ósmosis inversa toma su nombre del hecho de que el agua pasa de la solución más concentrada a la menos concentrada, proceso inverso al de ósmosis normal. El mecanismo para conseguirlo es someter al agua a una presión mayor que la presión osmótica de la solución salina.

Las membranas sintéticas de ósmosis se empezaron a utilizar en desalación en los años 70. Hay referencias anteriores a nivel de laboratorio, pero sólo pudo empezar su uso masivo industrial cuando se resolvieron adecuadamente los problemas de su resistencia mecánica y la transmisividad de agua necesaria para acometer un proceso de desalación a un coste razonable.

Las membranas son de acetato de celulosa o polímeros orgánicos como las poliamidas y se fabrican por moldeo a temperatura controlada en formas planas, tubulares o de fibra hueca, con espesores pequeños, del orden de décimas de milímetro. La disposición más simple es de tipo carcasa y tubos, con el agua salada circulando por el interior de los tubos a alta presión, del orden de 3 MPa para aguas salobres y bastante superior (en torno a 7 MPa) para agua de mar. Debe tenerse en cuenta que en los procesos de ósmosis inversa la energía necesaria es proporcional a la presión osmótica de la solución, que a su vez aumenta con la salinidad. Ello hace que en la actualidad se aproveche para mover una pequeña turbina el efluente de las membranas, ya que de otro modo el rendimiento energético del sistema empeora innecesariamente.

La ósmosis inversa, como veremos más adelante, está ya establecida como uno de los métodos más comunes de desalación, particularmente en los casos en que no haya requerimientos muy estrictos de salinidad del producto. Se puede obtener sin dificultad agua con 300 ppm de sales (muy por debajo de los límites establecidos por la OMS) a un coste energético francamente razonable (en torno a

40 MJ/m³). Por otra parte, al estar disponibles en el mercado las membranas y ser necesario tan sólo el proyecto de montaje el método de ósmosis inversa está técnicamente al alcance de casi cualquier ingeniería por modesta que sea. Ello hace que los procesos de ósmosis inversa ocupen el segundo lugar mundial en capacidad total instalada y tengan una tendencia clara a seguir mejorando posiciones.

1.2.2. Electrodialisis.

Diálisis es la difusión a través de la membrana de las sales disueltas, difusión que transfiere iones desde la solución más concentrada a la menos concentrada. El grado en que tienen lugar estas transferencias y difusiones varía de una membrana a otra, pero en conjunto las membranas de ósmosis inversa transfieren relativamente pocos iones disueltos y las membranas de diálisis permiten la transferencia de sólo una pequeña cantidad de agua. En electrodialisis, la energía necesaria es proporcional a la cantidad de iones eliminados (no a la salinidad de la alimentación), y puede ser relativamente baja si la salinidad inicial es de menos de 5 000 ppm TDS.

En la electrodialisis el agua salada se divide en dos corrientes y los iones no deseados se separan de una de ellas, que pasa a ser la corriente de producto, y se añaden a la otra, que es la de salmuera o concentrado. El movimiento de iones de una corriente a la otra se consigue mediante un potencial eléctrico de corriente continua, transversal al flujo de agua que hace que los iones emigren a través de la corriente y de las membranas. Estas membranas selectivas se instalan por pares, en los que una de ellas permite el paso de los iones positivos y rechaza los negativos, mientras la otra permite el paso de los negativos y rechaza a los positivos

Una pila de electrodialisis consiste en pares de membranas colocados paralelamente unos a otros, con cada par de membranas adyacentes separadas por

espaciadores de poco más de 1 mm entre los que circula el agua salada. La corriente eléctrica fluye en horizontal entre las dos placas de electrodo situadas a los dos extremos de la pila, y distribuyen la corriente por toda la superficie de las membranas. Los flujos de agua entre cada dos membranas en canales alternos se agrupan siendo uno de ellos el agua producto y el otro el concentrado.

El proceso de electrodialisis no puede eliminar totalmente los iones de la corriente de agua ya que ello requeriría un alto voltaje para vencer la resistencia en el agua muy pura. Desde un punto de vista práctico, se puede equiparar el resultado medio en el producto con el que se obtiene en ósmosis inversa (300 a 500 ppm). Puede estimarse en la práctica que el paso de agua salada a través de una pila produce un agua producto con la mitad de la salinidad de entrada. Cuando una separación del 50% no es suficiente para la calidad de producto deseada, es necesario operar diversas pilas en serie, para ir aumentando la calidad del efluente. Ello significa que con agua de mar de unas 35.000 ppm, se requerirían siete etapas para reducir el producto a 500 ppm. El coste del equipo aumenta naturalmente con el número de pilas, y la cantidad de energía (intensidad de corriente) necesaria aumenta también. Por todo ello la electrodialisis es de uso más frecuente que la destilación para aguas no muy salinas, hasta 5.000 ppm. pero es más cara que aquélla para aguas muy salobres o de mar.

2. LA DESALACIÓN DE AGUA EN EL MUNDO.

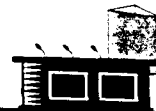
Actualmente en el mundo, excluyendo las de los barcos, hay unas 8000 plantas de desalación mayores de 100 m³/día, aunque sólo el 30% de ellas desalan agua de mar. La capacidad de producción de agua desalada en diciembre de 1993 asciende a 17.106 m³/día, con un 70% proviniente del mar. La distribución por países de esa capacidad se da en el gráfico 1 y en la tabla siguiente:

2.1 DISTRIBUCION POR PAISES

País	Capacidad (m ³ /día)
Arabia Saudí	5.020.324
Estados Unidos	2.749.816
Emiratos Arabes	2.081.091
Kuwait	1.523.210
Libia	677.750
Japón	665.872
Quatar	562.074
Irán	429.973
España	412.348
Italia	407.483
Ex URSS	393.971
Iraq	333.093
Banrein	315.197
Alemania	224.090
Argelia	204.312
Antillas Holandesas	196.738
Hong Kong	183.694
Corea	174.628
Omán	162.096
Malta	146.654

Se observa que las zonas del mundo con una mayor capacidad son los países árabes en general, además de Estados Unidos y Japón. En España se encuentra instalada una capacidad de 412.348 m³/día, lo cual supone un porcentaje significativo de la capacidad total mundial, del orden del 2,4 %. Un notable porcentaje del total español está instalado en las islas Canarias.

En cuanto a la distribución por procesos, es la que aparece en la tabla siguiente y en el gráfico 2, donde se aprecia como algo más de la mitad (51,5 %) de la capacidad total corresponde a plantas MSF y un 32,7 % a plantas de ósmosis inversa, que son los dos métodos de uso masivo (obsérvese que entre los dos cubren casi el 85% de la capacidad mundial total). Se dan asimismo los consumos energéticos medios de los tipos principales, que comentaremos más adelante. Es importante observar que en los últimos años se está alterando la distribución en favor de los procesos de compresión de vapor y ósmosis inversa.



2.2 DISTRIBUCION DE SISTEMAS.

Ver Tabla adjunta

2.3 ASPECTOS ENERGETICOS.

Si se parte del hecho de que en general se dispone libremente de agua de mar, el coste energético mínimo de separación del agua será la diferencia de potenciales químicos $\Delta\mu$ entre el agua salada y la dulce, que puede estimarse como $\Delta\mu = R T \ln(1-x) \approx -xRT$, donde $R = 8,3$ J/(mol.K) es la constante de los gases, $T = 288$ K es la temperatura ambiente (15 °C) y x la fracción molar de soluto, que al poder considerar totalmente disociada la sal será el doble de la de la sal.

Por tanto, para una fracción másica media del mar de 35.000 ppm y teniendo en cuenta las masas molares respectivas (0,058 kg/mol para el NaCl y 0,018 para el H₂O), resulta ser $\Delta\mu = 2,8$ MJ/m³, que a 3 Pta/MJ_{eléctrico} son 8,5 Pta/m³, mientras que en realidad el coste total a pie de planta (inversión más operación y mantenimiento, siendo preponderante el coste energético) es actualmente mayor de 150 MJ_{térmico}/m³, que a 1 Pta/MJ_{térmico} son 150 Pta/m³.

Es interesante notar que si se llegase a desalar agua a menos de 25 Pta/m³ se ampliaría enormemente la demanda, pues a esos precios puede resultar rentable su utilización agrícola para regadío por goteo. Nótese que estos precios son a pie de planta y sin tasas; el usuario doméstico en Madrid (donde se toma el agua de los ríos de montaña a 50 km, sin apenas tratamiento) ya la paga a 100 Pta/m³. Resulta entonces que el problema de la desalación de aguas no es de disponibilidad, ni de tecnología, ni siquiera de límites teóricos termodinámicos, sino del alto coste energético de funcionamiento real de las plantas desaladoras, razón por la cual la desalación ha prosperado principalmente en países energéticamente ricos (países del Golfo y USA).

Salvo la ósmosis inversa, todos los métodos de desalación técnicamente ma-

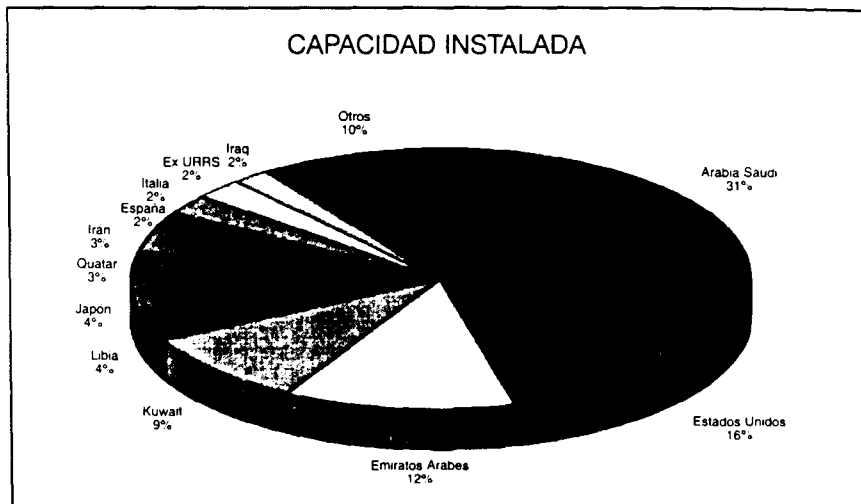


Grafico 1

Tipo de Proceso	Capacidad m ³ / día	%	Consumo medio
Multietapa flash (MSF)	9.633.347	51,5	100 MJ/m ³
Ósmosis Inversa (OI)	6.109.244	32,7	70 MJ/m ³
Electrodialisis (ED)	1.070.005	5,7	150 MJ/m ³
Multiefecto (ME)	765.143	4,1	80 MJ/m ³
Compresión de Vapor (CV)	686.418	3,7	150 MJ/m ³
Membranas (MS)	341.299	1,8	
Otros	49.798	0,3	
Híbrido	46.765	0,2	
Ultrafiltración (UF)	8.038	0,0	
Congelación	210	0,0	
TOTAL	18.678.000	100,0	

Distribución de Sistemas

duros (MSF, RO, MED) tienen en común el calentamiento y la vaporización del agua salada en vacío. Aunque se han ensayado en el pasado métodos de desalación por arrastre de aire (Ref. 7), también se

basaban en el calentamiento del agua de aporte.

Hoy día, se puede obtener agua con un consumo de energía de unos 33 MJ/m³ (9

Componente	Potencia Requerida (kW)	Potencia Instalada (kW)
Compresor de Vapor	210,5	275,0
Bomba de recirculación	10,5	15,0
Bomba de salmuera	6,2	7,5
Bomba de producto	7,1	11,0
Bomba de vacío	4,9	5,5
Bomba de aceite	0,15	0,25
Bomba de dosificación	0,23	0,33
Potencia Total (kW)	239,58	314,58

Tabla de Potencias Requeridas.

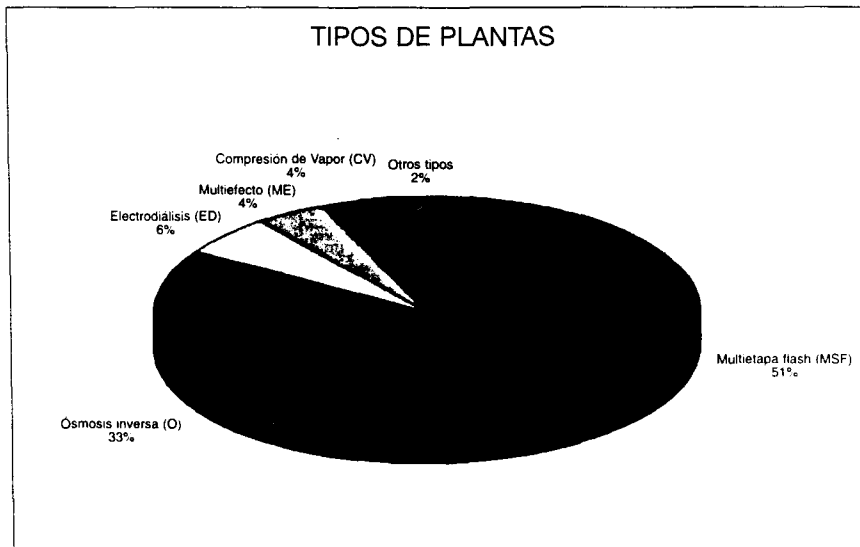


Gráfico 2

kWh/m³), lo que puede representar un coste energético de unas 90 pesetas/m³. Como ejemplo, las potencias requeridas en una planta de 500 m³/día del tipo CV son:

Las cifras anteriores, tomadas de un caso real, dan un consumo específico de energía de 41,4 MJ/m³ (11,5 kWh/m³), normal en plantas de este tipo. El consumo energético garantizado en las ofertas suele ser de 43,2 MJ/m³ (12 kWh/m³).

Aunque a partir de los años 70 se están construyendo plantas comerciales para desalar el agua de mar por ósmosis inversa y a pesar de que la mayoría de las plantas recientes de desalación de aguas de pozo salobres y algunas plantas móviles sí que utilizan la ósmosis inversa (e incluso la electrodialisis si la concentración en sales es pequeña), las mayores plantas comerciales (con más del 70% de la producción mundial) son térmicas (como la propuesta para Mallorca y Gran Canaria, de unos 40.000 m³/día cada una), siendo las de mayor rendimiento las de tipo MED con bomba de calor de absorción.

La situación actual puede resumirse en términos muy generales en la siguiente forma:

- Para pequeñas capacidades (<200 m³/día) y montaje a bordo de barcos las

plantas de generación de agua dulce son de evaporación bajo vacío y utilizan el calor residual del agua de refrigeración del motor principal y/o auxiliares. El consumo energético en estas plantas queda fuertemente distorsionado en su aspecto económico al utilizar una energía residual de coste incierto, pero en todo caso bajo.

- Para capacidades medias y generación de agua potable y de riego se usan unidades de ósmosis inversa (y de electrodialisis si el agua de entrada no tiene mucha sal). Las unidades térmicas tienen la misma eficiencia tanto si se parte de agua de mar o de pozo y si se desea agua potable o destilada.
- Para capacidades altas (>500 m³/día) y requerimientos duros de salinidad en el agua producida se usan plantas de compresión de vapor que son muy sencillas, fáciles de construir y con poco gasto de mantenimiento, pero que requieren un aporte apreciable de energía mecánica. Aún así son en este momento las más comunes en zonas turísticas insulares escasas de agua.
- En el caso específico de que exista una planta de generación de potencia eléctrica se usan los tipos MED y MSF, que pueden funcionar con el calor residual de la planta, necesitando muy poca po-

tencia mecánica (para las bombas de líquido), por lo que la combinación de central eléctrica y planta desalinizadora (cogeneración) ha sido bastante frecuente. El estudio económico de estas plantas se presta a distorsiones al no ser fácil evaluar el coste real de la energía de la planta eléctrica que consume la desaladora. No es cierto, al menos en muchos casos, que la energía sea enteramente residual, sobre todo cuando haya que modificar la última etapa de la turbina para obtener un vapor de características suficientes para usarse en la planta de desalación. La tendencia actual parece ser un discreto distanciamiento de la cogeneración, independizándose en lo posible la planta eléctrica de la de desalación.

En cuanto al estado actual de la investigación sobre este tema en España, hay que reconocer que las grandes plantas desaladoras diseñadas y construidas por empresas españolas usan tecnología extranjera, y que la I+D se encuentra en los centros públicos, principalmente en el CIEMAT, donde se han desarrollado varios prototipos y una planta experimental (en la Plataforma Solar de Almería) de aprovechamiento de la energía solar para la desalación (Ref. 3), en la que ha colaborado la E.T.S.I.I. de Sevilla. También se han realizado estudios de membranas para ósmosis inversa en la Universidad de Granada.

3. DESALACIÓN POR ARRASTRE POR AIRE.

El método cuya viabilidad teórica se va a investigar no es de calentamiento, sino de enfriamiento, pudiendo decirse que en lugar de destilar directamente el agua de mar, lo que en realidad se intenta hacer es deshumidificar el aire casi-saturado procedente de una niebla salina. Para ello se va a utilizar un aporte externo mínimo de energía, ya que se va a usar la capacidad de enfriamiento por evaporación de la propia agua de mar con aire no saturado. Debe observarse que si se considera libremente disponible un ambiente sin equilibrio termodinámico, compues-





to de agua de mar y aire no saturado, el coste energético de desalación puede en estricta teoría hacerse nulo: se pone en un recipiente agua salada y aire, se deja que se evapore el agua hasta que sature el aire, se tira el agua salada y se condensa el agua dulce por enfriamiento evaporativo de otra parte de agua de mar. Obviamente, en la realidad habrá que consumir alguna energía para mover los fluidos, y previsiblemente el rendimiento energético de una instalación de laboratorio será mucho peor que el de las plantas de desalación comerciales, lo cual no resta interés al estudio del sistema.

3.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La idea básica de la instalación que se piensa construir puede verse esquemáticamente en la figura 5. El aire seco (1) (supongamos que a 25 °C y 50% de humedad relativa) entra al evaporador adiabático, en el que hay una capa (2) de agua salada con una concentración de sales de 35.000 ppm. El aire sale (3) presumiblemente saturado y a la temperatura que corresponda según las condiciones ambientales y del proceso. Una parte de este aire saturado entra al evaporador isotermo del que sale nuevamente a 25

°C, mientras el resto pasa directamente al condensador, en el que actúa de medio refrigerante. El aire saturado procedente del evaporador isotermo se condensa dando origen al agua dulce (8).

En el diagrama entalpía-humedad (h-w) la evolución basada en el esquema anterior es primero una saturación adiabática del aire seguida de una evaporación isoterma y una condensación (deshumidificación).

Para una pequeña instalación de laboratorio, de sobremesa, se puede estimar que si se alimenta con una corriente de aire de 0,010 m³/s y se procesa sólo el 20%, usando el otro 80% para la refrigeración (produciendo casi 50 W de frío), es posible obtener del orden de 1 cm³ de agua destilada por minuto.

3.2 FORMULACIÓN BÁSICA

3.2.1 Velocidad del aire.

Se ha construido un evaporador de laboratorio cuyas dimensiones son 1500 mm de longitud (L), 300 mm de anchura (a) y 50 mm de altura (z). Lleva una tapa estanca con dos aberturas en los extremos,

por una de las cuales se aspira aire mediante una batería de miniventiladores extractores. Evidentemente, la velocidad de circulación del aire dentro del evaporador dependerá de cuántos extractores se hagan funcionar si dentro del evaporador no hay agua.

En el caso de que queramos variar la velocidad del aire de forma continua y controlable, sin necesidad de variar el número o la potencia de los extractores, basta con llenar parcialmente el evaporador con una cantidad definida de agua, que da origen a una capa de agua de espesor *h*. La sección inicial de paso de aire es *A*. Si suponemos conocida la velocidad *v*₀ del aire a lo largo del evaporador sin agua, por haber sido medida previamente, al alcanzar el agua una altura *h* tendremos, al ser el gasto másico constante:

$$\rho \cdot v_0 \cdot A = \rho \cdot v_1 \cdot (A - h \cdot a)$$

$$v_1 = \frac{v_0 \cdot A}{A - h \cdot a}$$

con lo que la nueva velocidad *v*₁ se determina a partir de *v*₀, previamente medida con el anemómetro que se describe en el apartado de instrumentación. Su valor debe corregirse en función de la temperatura y presión ambientales, como luego veremos.

3.2.2 Relaciones psicrométricas.

Para la formulación de los dos modelos que se detallan más adelante se utilizan las fórmulas básicas de interrelación entre humedad, presión y temperatura. La fórmula básica de relación entre la presión *p*^{*} (T) y la

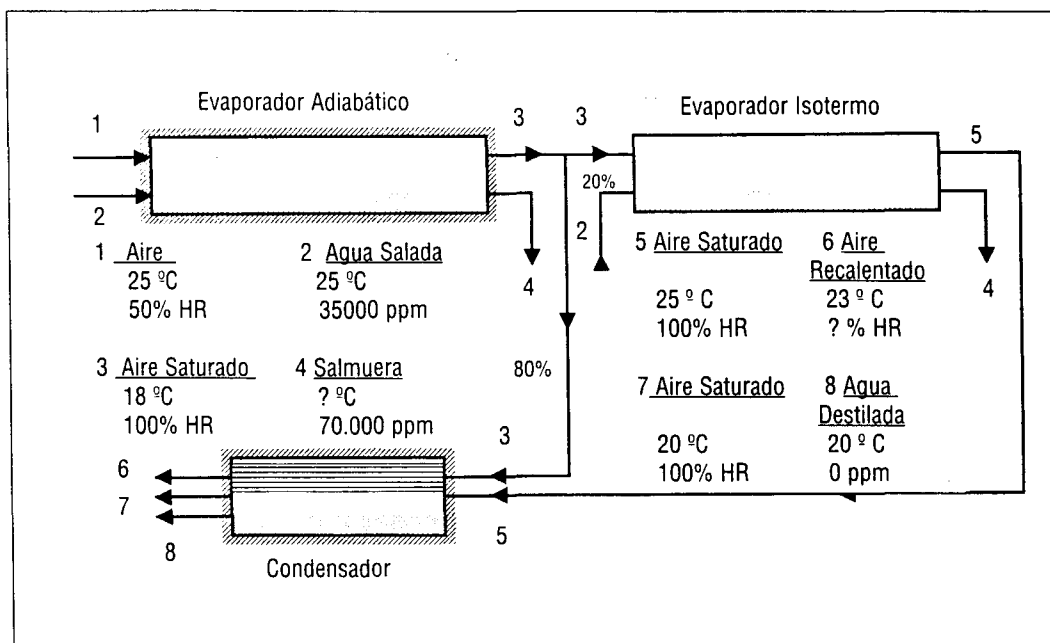


Figura 5.- Esquema Básico

PONENCIA

temperatura T de equilibrio bifásico del agua pura es:

$$\ln \frac{p^*(T)}{p^*(T^*)} = \frac{-h_{N^*} \cdot M_v}{R_U} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T^*} \right)$$

con los siguientes valores de referencia:

T* = 298 K;

p*(T*) = 3,17 kPa;

$$\frac{h_{N^*} \cdot M_v}{R_U} = 5300 \text{ K.}$$

donde h_N es la entalpía de cambio de fase del agua (2,5 MJ/kg), M_v la masa molar del vapor de agua (0,018 kg/mol) y R_U la constante universal de los gases (8,314 J/(molK)).

Despejando el valor de p*(T) y utilizando los valores anteriores queda:

$$p^*(T) = p^*(T^*) \cdot \exp\left(\frac{-h_{N^*} \cdot M_v}{R_U} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T^*}\right)\right)$$

$$= 3,17 \exp\left(\frac{5300}{298} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298}\right)\right)$$

donde debe expresarse T en K para obtener p*(T) en kPa.

La relación entre la humedad absoluta w y la relativa F del aire para cada presión p y temperatura T ambientes se obtienen con la siguiente ecuación:

$$w = \frac{\frac{\Phi}{\rho} p^*(T) M_{va}}{1 - \frac{\Phi}{\rho} p^*(T)}$$

donde w es la humedad absoluta (m_{agua}/m_{aire}), Φ la humedad relativa correspondiente, p*(T) la presión de equilibrio en kPa calculada antes, ρ la presión ambiente que introducimos en cada caso expresada asimismo en kPa y M_{va} es la relación entre las masas molares del

vapor y el aire (0,018/0,029=0,622). Sustituyendo y despejando Φ queda:

$$\Phi = \frac{w \rho}{0,622 + w} \frac{1 - \frac{\Phi}{\rho} p^*(T)}{p^*(T)}$$

Si se usa para expresar w la relación de masas g_{agua}/g_{aire} en vez de g_{agua}/g_{aire} habría que multiplicar w por mil y las fórmulas anteriores quedan:

$$\Phi = \frac{wp}{622 + w} \frac{1 - \frac{\Phi}{\rho} p^*(T)}{p^*(T)}$$

3.3 MODELIZACIÓN DEL PROCESO.

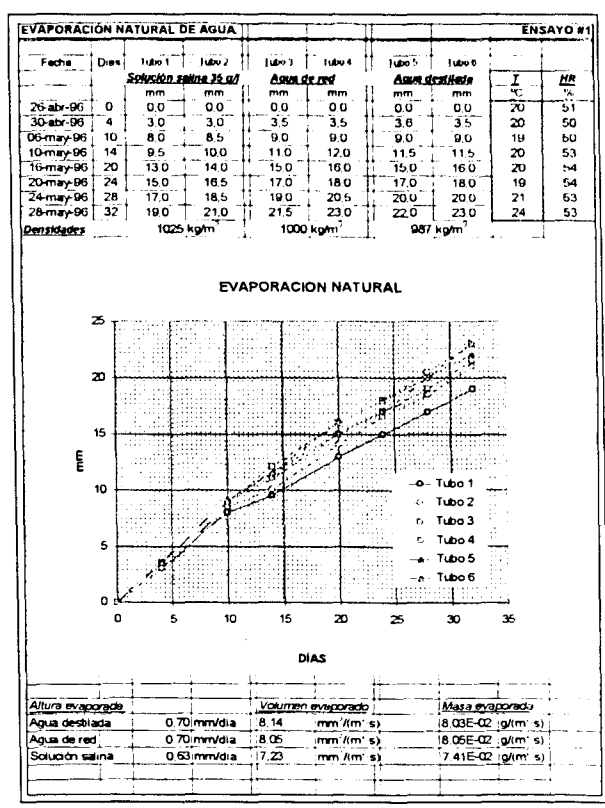
3.3.1 Modelo de evaporación natural.

Si se supone en primera aproximación que la evaporación de agua de la superficie libre dentro del evaporador se produce en forma natural, con independencia de la velocidad del aire, se requiere previamente realizar unas mediciones simples de laboratorio.

Se han utilizado tubos de ensayo con una disolución salina de 35 g/l (tubos 1 y 2), con agua de red (tubos 3 y 4) y con agua destilada (tubos 5 y 6), para poder comprobar posibles diferencias en el ritmo de evaporación, aun cuando no son previsible. Se toma una referencia y se mide periódicamente el descenso de altura en cada uno de los tubos. El resumen de los resultados se da en la tabla de datos de ensayo.

De la observación de las cifras se deduce que, a expensas de confirmar la experiencia con otras mediciones, la estimación de la velocidad media de evaporación desde los tubos de ensayo en un ambiente con una humedad relativa media del 51 % y una temperatura media de 21°C es 0,70 mm/día para agua destilada y agua de red y de 0,63 mm/día para la solución salina utilizada. Suponiendo que las cifras sean aplicables al evaporador cuyas dimensiones exactas interiores son 1495 mm de longitud y 280 mm de anchura, tendremos unas expectativas de evaporación total en él de 305,6 cm³/día en agua destilada y agua de red y 276,3 cm³/día en agua salada.

Con estas cifras, una vez medidas la temperatura, presión y humedad relativa del aire a la entrada y calculando el aire que circula por el evaporador en función de su velocidad y sección de paso, se puede predecir la humedad relativa del aire a la salida aumentando la humedad absoluta de entrada en la cantidad previsiblemente evaporada de agua, cifra de la que



Datos Ensayo Evaporación Natural



MODELIZACIÓN DEL EVAPORADOR ADIABÁTICO.				MODELO #1	
EVAPORACIÓN NATURAL					
EVAPORADOR ADIABÁTICO					
Condiciones ambientales.			Datos de aire y agua.		
T_{ambiente}	22 °C		ρ_{aire}	1,181 kg/m ³	
p_{ambiente}	96,8 kPa		w_{entrada}	6,9 g/kg	
ϕ_{ambiente}	40%		ρ_{agua}	997,9 kg/m ³	
			m_{agua}	0,034375 g/s	
Predicción del modelo:					
V_n	$V_{\text{correctado}}$	m_{aire}	w_{salida}	ϕ_{salida}	
m/s	m/s	kg/s	g/kg	%	
0,00	0,00	0,0000		100%	
0,20	0,23	0,0038	18,03	92%	
0,40	0,46	0,0075	11,45	86%	
0,60	0,69	0,0113	9,93	57%	
0,80	0,92	0,0150	9,16	53%	
1,00	1,15	0,0188	8,71	50%	
1,20	1,38	0,0225	8,40	48%	
1,40	1,61	0,0263	8,18	47%	
1,60	1,85	0,0300	8,02	46%	
1,80	2,08	0,0338	7,89	46%	
2,00	2,31	0,0375	7,79	45%	
2,20	2,54	0,0413	7,71	44%	
2,40	2,77	0,0450	7,64	44%	
2,60	3,00	0,0488	7,58	44%	
2,80	3,23	0,0526	7,53	43%	
3,00	3,46	0,0563	7,48	43%	
m_{agua}	Masa de agua evaporada. $m_{\text{agua}} = \rho_{\text{agua}} \cdot V_r \cdot (z - h)$				
V_n	Velocidad del aire sin agua				
$V_{\text{correctado}}$	Velocidad del aire corregida				
m_{aire}	Masa de aire en movimiento				
w_{salida}	Humedad absoluta del aire a la salida. $p^*(T) = 3,17 \exp \left[5300 \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{T} \right) \right]$				
ϕ_{salida}	Humedad relativa del aire a la salida.				
T_{salida}	Temperatura de salida				
	$w = \frac{622 \frac{\phi}{p} p^*(T)}{1 - \frac{\phi}{p} p^*(T)}$		$\phi = \frac{wp}{(622 + w)p^*(T)}$		

3.3.2 Modelo de evaporación forzada.

Se supone en éste modelo, algo más realista que el anterior, que la evaporación de agua de la superficie la produce la convección del aire que fluye sobre ella. La formulación empírica del coeficiente convectivo se hará con la correlación de régimen laminar o mixto, aunque con el campo de velocidad previsto es posible que en ningún momento se llegue a régimen turbulento. La determinación de la fórmula a usar para el número de Nusselt la hace la propia hoja de cálculo en función del valor del número de Reynolds.

Ahora sí es posible variar la velocidad del aire en forma continua mediante la variación de la cantidad de agua del evaporador, por lo que la tabulación de resultados se hace precisamente en función de dicha cantidad de agua. Cada valor de m_{agua} hace variar la altura de capa líquida h , la velocidad del aire y en consecuencia el número de Reynolds, el de Nusselt y el coeficiente de convección. Las predicciones para un rango de masas de agua entre 0 (evaporador en seco) y 10000 g (evaporador casi lleno) están detalladas en la hoja de cálculo adjunta y representadas gráficamente en función de la velocidad del aire.

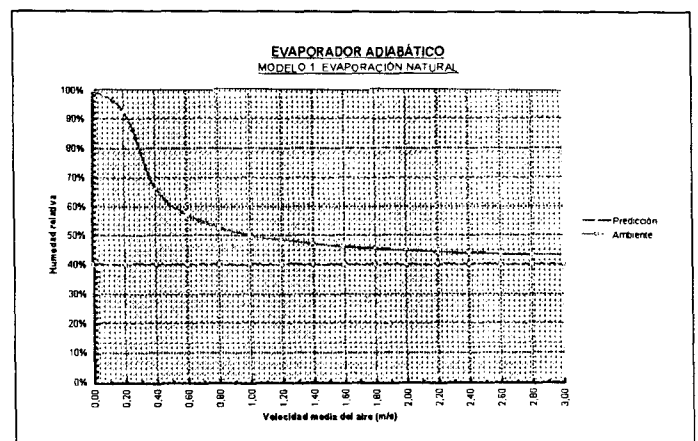
4. INSTRUMENTACION.

La investigación, en su fase actual, es tan sólo una pequeña instalación de laboratorio destinada a obtener medidas expe-

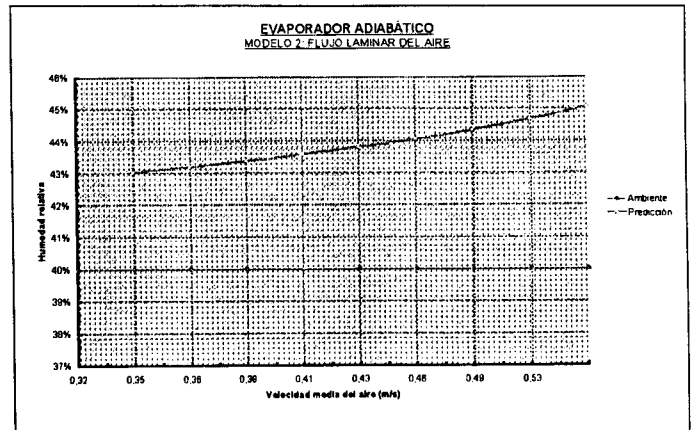
finalmente deduciremos con las formulaciones anteriores la humedad relativa de salida.

Este modelo, tan sencillo como probablemente inexacto, obliga a variar la velocidad del aire en el evaporador a base de conectar más o menos extractores. Si quisiésemos variar la velocidad añadiendo agua disminuiríamos la sección de paso en la misma medida que aumentaríamos la velocidad, al ser el flujo másico de aire prácticamente constante para una capacidad de extracción dada (haya o no agua en el evaporador), con lo que el modelo daría una humedad relativa de salida constante para cualquier espesor de capa de agua.

Para un campo de velocidades de aire entre 0 y 3 m/s, que parece el adecuado para las capacidades de los miniextractores utilizados, la modelización daría los resultados detallados en la hoja de cálculo adjunta. La hoja de cálculo utilizada tiene acceso automático a una tabla de datos físicos del agua y el aire que no se detalla por no tener particular interés.



MODELIZACIÓN DEL EVAPORADOR ADIABÁTICO				MODELO #2				
EVAPORADOR ADIABÁTICO								
L	1500 mm	V ₀	0,3 m/s					
a	300 mm	m _{ase}	0,006 kg/s					
z	50 mm	Flujo laminar de aire						
Condiciones ambientales:		Datos del aire:		Datos del agua:				
T ambiente	22 °C	ρ _{aire}	1,191 kg/m ³	ρ _{agua}	997,9 kg/m ³			
p ambiente	96,6 kPa	ρ _{aire entrada}	6,9 g/g	T _{agua}	20,0 °C			
φ ambiente	40%	h _N	2257 kJ/kg					
Predicciones:								
m _{agua}	z	V _r	D _e	Re	h	m _{evaporada}	W salida	φ salida
0	0,00	0,32	0,066	1775	7,6	0,0E+00	6,87	
2000	4,45	0,36	0,079	1798	8,3	3,3E-03	7,46	43%
3000	6,68	0,36	0,078	1809	8,7	3,5E-03	7,49	43%
4000	8,91	0,38	0,072	1821	9,2	3,7E-03	7,52	43%
5000	11,13	0,41	0,069	1833	9,6	3,8E-03	7,56	44%
6000	13,36	0,43	0,065	1845	10,2	4,1E-03	7,60	44%
7000	15,59	0,46	0,062	1857	10,8	4,3E-03	7,64	44%
8000	17,82	0,49	0,058	1870	11,5	4,6E-03	7,69	44%
9000	20,04	0,53	0,054	1882	12,4	4,9E-03	7,75	45%
10000	22,27	0,57	0,051	1895	13,3	5,3E-03	7,82	45%
m _{agua}	Masa de agua en el evaporador							
z	Altura de agua							
V _r	Velocidad corregida del aire							
D _e	Diámetro equivalente							
Re	Número de Reynolds							
h	Coeficiente de convección							
m _{evaporada}	Masa de agua evaporada							
W salida	Humedad absoluta del aire a la salida							
φ salida	Humedad relativa del aire a la salida							



rimentales que sirvan de apoyo al estudio de la viabilidad del proceso de destilación por arrastre de aire y enfriamiento evaporativo, directamente relacionado con la desalación de aguas marinas. Otra utilidad del estudio puede resultar de obtener datos para construir y validar modelos de transmisión de calor y masa.

En la fase en que nos encontramos se trata de comprobar experimentalmente el evaporador adiabático descrito anteriormente. Las mediciones básicas, de acuerdo con todo lo expuesto, son el caudal y velocidad del aire, su grado de humedad relativa y su temperatura. Estos datos se miden en el aire que entra por un extremo del evaporador y se vuelven a medir a su salida por el extremo opuesto.

Para el instrumentista la dificultad reside, principalmente, en la pequeñez de las cantidades a medir y de sus variaciones relativas. Por otra parte habrá que evitar que las variaciones de aquellas magnitudes que puedan afectar a las medidas en curso magnitudes de influencia) perturben de manera sensible los

muestreo periódico, de forma que se puedan obtener los valores que corresponden a un régimen permanente.

4.1 MEDICIÓN DE LA VELOCIDAD DEL AIRE.

Se utiliza el modelo Velocicheck 8310/8315 de TSI Incorporated. Se trata de un equipo portátil que se alimenta por baterías. La técnica utilizada para medir la velocidad del aire es anemometría de hilo caliente a temperatura constante, en la cual el sensor se mantiene a una temperatura constante por intermedio de un circuito de control. Cuando aumenta la velocidad del aire que fluye a través del sensor, se requiere un mayor aporte de potencia eléctrica para mantener esta temperatura. Por tanto la potencia eléctrica suministrada al sensor se encuentra directamente relacionada a la velocidad del aire que circula alrededor del sensor.

Un aspecto importante es que la influencia de la temperatura ambiente se encuentra compensada automáticamente.

valores obtenidos, afectando con ello a las conclusiones que pueden extraerse del experimento.

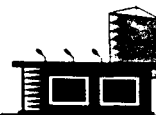
Por último, la toma de datos deberá efectuarse, dentro de lo que nos permitan las posibilidades económicas, con registro y

Esto significa que el efecto de las variaciones de la temperatura ambiente se elimina de manera automática.

La calibración del aparato ha sido realizada usando tecnología láser. Esto quiere decir que los túneles aerodinámicos que han servido para la calibración de los aparatos han sido verificados con velocimetría por efecto Doppler con rayo láser, lo cual garantiza la mejor precisión en todo el rango de medida del equipo. Según el fabricante este rango se extiende desde velocidades del aire de 0,13 hasta 10 m/s. A cada instrumento acompaña un certificado de trazabilidad del NIST (US National Institute of Standards and Technology).

Un esquema del dispositivo que utiliza el medidor puede verse en la figura 6. Como se aprecia en la misma, en realidad, se utilizan dos sensores: un sensor de velocidad y otro para compensar la variación de temperatura. Estos dos sensores constituyen dos de los brazos de un puente de Wheatstone, el cual obliga a que sean iguales las tensiones en los puntos A y B, gracias al amplificador operacional. El flujo de aire, a través del sensor de velocidad tiende a enfriarlo y con ello disminuye su resistencia óhmica. El amplificador operacional responde, a su vez, inmediatamente, suministrando más potencia al punto superior del puente, con el fin de mantener la igualdad de tensión en los referidos puntos A y B. Cuanto mayor sea el flujo de aire, mayor potencia habrá que suministrar, para mantener el equilibrio del puente. De esta forma resultan rela-





cionadas la potencia que se suministra a la parte superior del puente y la velocidad del aire que fluye a través del sensor.

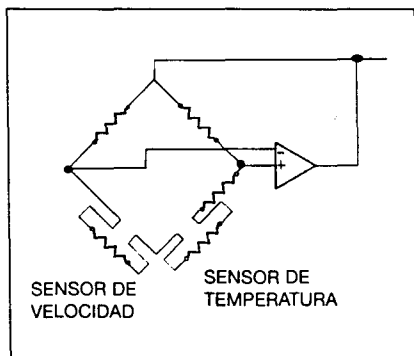


Figura 6.- Dispositivo del Medidor

Este modo de funcionamiento es lo que caracteriza a todos los anemómetros denominados "térmicos" y de temperatura constante. Y, precisamente, la presencia del segundo sensor de temperatura, es lo que consigue la compensación de la posible variación de temperatura, dentro de un amplio margen. El valor normalizado de la temperatura, al que se supone medida la velocidad es 21,1°C.

Para completar este análisis nos hace falta tener en cuenta que los sensores térmicos son sensibles también a la densidad del aire. El efecto de la variación de la temperatura acabamos de ver como se compensa, llevando la medida a la temperatura standard de 21,1°C. También la presión, que condiciona la densidad del aire, se ha normalizado tomando como referencia una presión de 101,4 kPa. Según esto la velocidad del aire quedaría normalizada a la que tendría ese mismo flujo de aire cuando las condiciones de presión y temperatura son las normalizadas. Esta medida, referida a condiciones normales suele ser la más útil porque nos sirve para definir la capacidad del aire para transportar una cierta cantidad de calor. Debe advertirse, no obstante, que otros fabricantes pueden adoptar otros valores normales.

Frente al concepto de velocidad "standard" suele manejarse también el de velocidad "actual" que podía definirse como

la velocidad de una partícula microscópica de polvo que viaja con la corriente de aire. Debido a que la densidad del aire rara vez coincide con la que hemos llamado "normal" (101,4 kPa), la velocidad "actual" difiere, en la mayoría de los casos, de la velocidad "standard". Y como en algunos casos nos puede interesar conocer la velocidad "actual" más que la standard deberemos efectuar la oportuna corrección para pasar de una a otra. La fórmula de paso si se utilizan unidades métricas es, como se vió anteriormente, la siguiente:

$$V_{\text{corregida}} = V_0 \frac{T}{293,1} \frac{101,4}{p}$$

donde T se expresa en °C y p en kPa.

Por último, el conjunto de características del equipo empleado en las medidas es el siguiente:

Presentación (display) Analógica, dos rangos: 0-1 m/s y 0,5-10 m/s.

Temperatura de trabajo de 0°C a 60°C.

Campo medible de velocidades 0,13 a 10 m/s. Precisión 5% de la lectura ó 0,03 m/s. (el valor mayor de los dos)

Resolución de 0 a 0,2 m/s	0,05 m/s
de 0,2 a 0,5 m/s	0,02 m/s
de 0,5 a 1 m/s	0,05 m/s
de 1 a 2 m/s	0,10 m/s
de 2 a 5 m/s	0,20 m/s
de 5 a 10 m/s	0,50 m/s

4.2 MEDICIÓN DE LA HUMEDAD RELATIVA DEL AIRE.

Se utiliza un equipo RH-200 y RH-201, de la firma americana OMEGA, que mide la humedad relativa (RH) y la temperatura, dándonos una lectura digital en un mismo instrumento. La denominación doble proviene de que el 200 corresponde a esta salida digital, mientras que el 201 se refiere a una salida opcional que nos da una tensión analógica para utili-

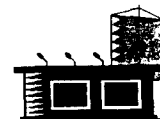
zar combinada con equipos de registro. El modelo adquirido dispone de las dos opciones. El kit dispone de una sonda independiente y de la unidad manual para el display digital. La sonda contiene un sensor capacitivo de película fina y de un termopar tipo K para la medida de la temperatura.

La precisión en la determinación de la RH es del ± 2%, con una resolución del 1%. El rango de medida es de 0% a 97% de Rh. El rango de medida de temperaturas se extiende de 0 a 70°C., con una precisión de 1°C. La salida de tensión analógica suministra 1 mV por cada % de RH.

Es sabido que todo sensor está sujeto a cambios, en largos periodos de tiempo. Se hace preciso, por tanto, efectuar una recalibración de tiempo en tiempo, especialmente si se ha encontrado expuesto a agentes contaminantes externos. El fabricante ofrece un kit, para efectuar esta recalibración. El principio de la misma está en disponer de dos cámaras de RH controlado. En nuestro caso una de ellas contiene elementos desecantes que absorben cualquier tipo de humedad presente, de forma que la cámara permanece seca con error menor de un 0,5%. En cuanto a la cámara de 75% de RH se basa en el método clásico de una solución salada acuosa, saturada y diseñada de tal forma que nos dé una respuesta rápida, con un coeficiente bajo de temperatura y libre de mantenimiento. Si la apertura de la tapa se efectúa con presteza después de utilización, resulta posible efectuar cientos de calibraciones antes de tener que sustituirla.

Como magnitudes que afectan a la medida cabe señalar las siguientes:

— **Temperatura.** Las diferencias de temperatura que puedan existir de un punto a otro donde efectuamos la medida pueden tener bastante influencia. A título orientativo la RH puede variar un 0,5% para una variación de temperatura de una décima de grado Celsius.



- **Velocidad del aire.** Resulta conveniente una cierta velocidad del aire para obtener resultados precisos y una respuesta rápida.

- **Presión atmosférica.** Suele despreciarse el efecto debido a las variaciones de presión. Sin embargo pueden provocar variaciones importantes. Por ejemplo, una RH del 70%, medida a 1050 mB (milibares) puede pasar al 77% a 950 mB, lo cual es bastante significativo.

- **Condensación.** Puede presentarse cuando la RH es alta y la sonda trabaja por debajo del punto de rocío. Esta situación debe evitarse en lo posible.

Lo expuesto sobre la instrumentación que se está utilizando, los fundamentos de la técnica de medida utilizada, así como los aparatos que se han adquirido, esperamos permita valorar debidamente la complejidad que entraña cualquier medida que se desee que ofrezca la debida garantía de precisión y, por lo mismo, la minuciosidad con que debe de ser planteada, tanto en la obtención del valor como en su tratamiento ulterior, para tener en cuenta y corregir los valores leídos o registrados.

En una fase posterior de la investigación, cuando sea necesario comparar las predicciones con las medidas, podremos llegar a conclusiones más precisas sobre si la tecnología de medida utilizada ha sido adecuada al proceso, y obtener conclusiones sobre los requerimientos generales de la instrumentación de plantas de mayor tamaño.

5. REFERENCIAS.

- 1.- "Jornadas Técnicas: Desalinización de Aguas para la Agricultura". Consejería de Agricultura, Ganadería y Pesca de Murcia, 1993.
- 2.- Abelson, P.H. "Desalination of brackish and marine water", Science 251, p. 1289, 1991.

3.- Arjona, J.I. "Desalination with thermal solar systems: technology and perspectives", CIEMAT, 1992.

4.- Gleick, P.H. "Water in crisis", Oxford University Press, 1993.

5.- Howe, E.D. "Fundamentals of water desalination", Marcel Dekker, 1974.

6.- Splieger, K.S., Laird, A.D.K. "Principles of desalination". Academic Press, 1980.

7.- Veza, J.M., "Desalación de aguas" Universidad de Las Palmas de Gran Canaria, 1994.

8.- Wangnick, K. "Worldwide desalting plant inventory", Wangnick Consulting (FRG), 1990.

AGRADECIMIENTOS.

Los autores desean hacer constar su agradecimiento al Colegio Oficial de Ingenieros Navales y a la Asociación de Ingenieros Navales de España por la subvención otorgada a la realización de la fase inicial de este proyecto. Asimismo quieren manifestar el apoyo recibido en todo momento de la dirección de la E.T.S.I.N. y de la de su Departamento de Sistemas Oceánicos y Navales.

DISCUSION

Amable López Piñero

1. ¿Se ha incluido en el modelo el cálculo de la pérdida energética de carga del aire dentro del conducto?
2. ¿Cuál es el principio de los sensores de temperatura y humedad ?

Autores

1. En la fase de estudio en la que estamos no se ha considerado todavía la pérdida de carga del aire ni su influencia en el proceso, sin perjuicio de que en fases posteriores haya

que tenerla en cuenta. De lo que se trata por el momento es tan sólo de modelizar las condiciones de saturación de una corriente de aire sobre una lámina líquida, estudiándose en primera instancia sólo las variables primarias del proceso, que son la humedad relativa del aire a lo largo del evaporador y su velocidad media.

Cierto es que ésta última variable, junto con la disposición geométrica del conduc-

to, es la que a la postre nos permitiría calcular la pérdida de carga, pero mientras no estén definidas con cierta precisión la forma y dimensiones más adecuadas del evaporador no creemos que vaya a resultar útil hacer estimaciones previas.

2. El sensor de temperatura es un RTD (Resistance Temperature Detector) o termistor, constituido por un simple elemento resistivo cuya resistencia eléctrica crece con la temperatura. Es esta propiedad la que se utiliza para utilizarlo como sensor de temperatura. Asimismo, la sonda contiene un sensor capacitivo de película fina, para la medida de la humedad relativa (RH) en %.

El fundamento de un higrómetro capacitivo, con un polímero como dieléctrico, consiste en utilizar una fina capa de polímero, de unos pocos micro-metros de espesor que absorbe moléculas de agua del aire ambiente, de manera que se establezca el equilibrio con este aire. Esto provoca una modificación de la constante dieléctrica de esta capa y de ahí resulta una modificación de la capacidad eléctrica del condensador que está utilizando este dieléctrico. La experiencia demuestra además que la variación de capacidad en función de la humedad relativa se ajusta bastante bien a una ley lineal y el coeficiente de proporcionalidad depende poco de la temperatura.

En el trabajo presentado se analizan las magnitudes que afectan a la medida y se describe someramente el kit que ofrece el fabricante para efectuar la recalibración periódica del equipo. ■

