

373 152

P.- 43.219



**Memoria descriptiva**

SECCION TECNICA	_____
CLASIFICACION I. P. C	_____
CLASE <u>C.02</u>	_____
SUBCLASE <u>B</u>	_____

para solicitar PATENTE DE INVENCION por VEINTI años

a nombre de ESKO ENSIO HUHTA-KOIVISTO y RISTO VAINO  
JUHANI SAARI

entidad / de nacionalidad finlandesa

con domicilio en Lumikintie 6 a 77, Helsinki y Luoma, Harju-  
la, respectivamente., ambos en Finlandia.

por:

" UN METODO DE PRODUCIR AGUA POTABLE DESTI-  
LANDO AGUA DE MAR CONTINUAMENTE "

(Clase Internacional C02b)



Esta invención se refiere a la destilación de agua de mar para producir agua dulce o potable, utilizando la energía del calor contenido en el mar.

5 Recientemente han sido desarrollados diversos métodos para producir agua dulce a partir de agua de mar. El más económico ha sido la destilación asociada a estaciones de energía, particularmente grandes instalaciones de energía nuclear. La desventaja de estos métodos es la elevada inversión en la instalación de energía y la  
10 dificultad de vender la energía eléctrica.

Por lo tanto han sido buscados otros manantiales de energía. Un vasto manantial de energía es el calor almacenado en las capas superficiales del mar. La mayor parte de esta energía está almacenada en una capa  
15 superficial de 100 a 200 metros de profundidad, por debajo de la cual yace el agua más fría, estable. Este termoclinal es especialmente constante en aguas tropicales, donde la diferencia de temperaturas entre el agua de la superficie y la que yace a 100-200 metros más abajo, es de  
20 10 a 14°C. La diferencia de temperaturas puede ser incrementada embalsando el agua superficial para formar un estanque en el cual pueden calentarla los rayos solares.

El método anteriormente conocido de explotar este manantial de energía del calor y diferencia de  
25 temperaturas, ha sido presentado en publicaciones anteriores, tales como las patentes de EE. UU. 3.138.546 y 3.248.307. No ha sido posible explotar económicamente los métodos enteriormente conocidos, evidentemente por las siguientes razones:

30 - Cuando el agua de mar es destilada simple



mente evaporando agua superficial caliente y condensando el vapor así producido, la diferencia de temperaturas natural es utilizada en tres etapas: la caída de temperatura del agua caliente en el evaporador, la diferencia de temperatura entre el vapor y el condensador, y la elevación de temperatura del agua de enfriamiento en el condensador. Cuando la diferencia de temperaturas es de 10°C, por ejemplo, pueden ser utilizados 3°C para evaporación, sin que el tamaño del condensador o la cantidad de agua de enfriamiento que hay en él resulten excesivamente grandes. Como el calor de evaporación del agua a temperatura tan baja es de casi 600 Kcal por kilogramo, puede ser evaporado el 0,5% del agua que fluye a través del evaporador. Así, la cantidad de agua que fluye a través del evaporador es 200 veces la del agua dulce producida.

- A la presión atmosférica, están disueltos unos 15 ml de gases no condensables del aire, en cada litro de agua de mar. A la presión del vapor de agua -digamos 0,03 atm. absolutas- estos gases no condensables son liberados cuando es evaporada el agua, de manera que ocupan un volumen de 0,5 litros por cada litro de agua. En otras palabras, cuando la cantidad de agua tratada en el evaporador es 200 veces la del agua dulce obtenida, el volumen de los gases no condensables es 100 veces el del agua producida. Si estos gases no son separados se acumulan en los espacios del vapor del evaporador y condensador, y su presión parcial eleva la presión por encima de la de vaporización, de manera que ya no es posible evaporar más agua en el evaporador. Por esta razón, el agua no puede ser evaporada efectivamente (conservada hirviendo) en un



vacio parcial creado por una diferencia de altura barométrica. A menos que sean separados los gases no condensables, es necesario un evaporador excesivamente grande.

5 En algunos métodos conocidos se intenta separar los gases no condensables bombeándolos fuera del espacio del vapor del evaporador o del espacio de vapor combinado del vaporador y condensador. Si es evaporado aproximadamente el 0,5% del agua que pasa a través del evaporador y el volumen específico del vapor es, aproximadamente, de 40.000 dm<sup>3</sup> por kg, son desprendidos 200 dm<sup>3</sup> de vapor y 0,5 dm<sup>3</sup> de gases no condensables, del agua que fluye a través del evaporador. En la eliminación de estos gases directamente del evaporador, sería imposible, por tanto, impedir la eliminación de 400 veces su cantidad de vapor, de manera que este método de desgasificación no es factible.

15 - Un método común - utilizando en instalaciones de energía, por ejemplo - es separar los gases no condensables del condensador después que hayan sido hechos pasar a través de él. Esto puede elevar la relación de gases no condensables al total eliminado, al 40%, siendo el 60% restante vapor de agua. El método ha sido también aplicado en ciertos procesos de destilación anteriormente conocidos. Ello es perfectamente posible técnicamente, pero el bombeo de tan gran cantidad de gases no condensables fuera del condensador, a una diferencia de presión de cerca de 1 atm, requiere tanta energía que el coste de este trabajo solo, en relación con la cantidad de agua dulce producida, es aproximadamente el mismo que el coste total del método de desalinización más económico conocido. Ade-

373452



76

más, la gran cantidad de gases no condensables en el vapor, reduce el coeficiente de cambio de calor del condensador, y aumenta el tamaño de éste.

En el método según la invención, un flujo  
5 continuo de agua de mar, más caliente que el agua de enfriamiento obtenida del mar, es alimentado hacia arriba desde un suministro del agua caliente, a través de una primera columna, a uno o más espacios de desgasificación situados a niveles diferentes, desde el más bajo al más  
10 elevado, consecutivamente, son establecidas en los espacios de desgasificación presiones parciales gradualmente decrecientes, sustancialmente más elevadas que la presión parcial del agua de mar caliente, para desprender, por etapas, la masa de gases no condensables disueltos en el  
15 agua de mar caliente, son separados los gases no condensables en el espacio o espacios de desgasificación de presiones parciales diferentes, el agua de mar caliente es elevada más, a través de la primera columna, a uno o más espacios de evaporación, el agua de mar caliente es hecha  
20 pasar a través de cada espacio de evaporación, por turno y presiones gradualmente decrecientes, correspondientes a la presión parcial gradualmente decreciente del vapor de agua que hay en ellos, son mantenidas en el espacio o espacios de evaporación para evaporar una pequeña parte  
25 del agua, el agua de mar residual procedente del último espacio de evaporación es alimentada hacia abajo, a través de una segunda columna, hasta el punto de descarga, a sustancialmente el mismo nivel que la entrada de la primera columna, los vapores procedentes de cada espacio de  
30 evaporación son conducidos hacia abajo separadamente, a



un espacio de condensación correspondiente, en el cual  
son condensados en forma de agua dulce por cambio de ca-  
lor indirecto, utilizando una corriente continua de agua  
de mar fría, obtenida del mar, los gases residuales no  
5 condensables, desprendidos en la vaporización del agua de  
mar caliente, son separados del espacio o espacios de con-  
densación, en los cuales han entrado, juntamente con el  
vapor, desde el espacio o espacios de evaporación, y el  
agua dulce condensada, es recogida del espacio o espacios  
10 de condensación.

Los gases no condensables procedentes de uno  
o más espacios de desgasificación, pueden ser separados y  
combinados con el agua residual que regresa del espacio o  
espacios de evaporación, al mar, a través de la segunda  
15 columna. Los espacios de condensación pueden ser enfria-  
dos, ya sea por corrientes continuas separadas de agua  
fría o por una corriente de agua de mar fría, alimentada  
a través de los espacios de condensación partiendo del es-  
pacio de condensación que tiene la presión de vapor más  
20 baja y terminando con el que tiene la presión de vapor más  
alta. Si son utilizadas corrientes de agua fría separadas,  
pueden ser traídas de diferentes profundidades para propor-  
cionar agua de enfriamiento de temperaturas diferentes,  
que son utilizadas para enfriar espacios de condensación  
25 diferentes, de tal manera que la corriente más fría es ali-  
mentada al espacio de condensación al cual es conducido el  
vapor de presión más baja. En una realización preferida,  
cada corriente de vapor es condensada en una serie de dos  
espacios de condensación, los gases residuales no conden-  
30 sables son retirados del segundo espacio de condensación,



y el área de flujo de los espacios de condensación es disminuída gradualmente en la dirección del flujo del vapor.

Esta invención difiere del método anteriormente conocido de destilación de agua de mar, en dos aspectos esenciales:

5 En primer lugar, el agua de mar caliente es evaporada en varias etapas consecutivas, y el vapor producido en cada etapa es condensado por el agua fría en una etapa separada del condensador. Esto hace posible que sea  
10 utilizada más de la mitad de la diferencia de temperaturas disponible, para la evaporación del agua de la superficie caliente, y el agua de enfriamiento del condensador puede ser hecha regresar al mar más caliente que el agua que regresa del evaporador. Las cantidades de agua a tra  
15 tar y de gases no condensables a separar, son sustancialmente reducidas en relación con el agua dulce producida.

En segundo lugar, la masa de gases no condensables disuelta en el agua, es separada antes de que el agua entre en el evaporador, y es separada a presión mayor  
20 que la del vapor. Esto reduce sustancialmente la diferencia de presión a la cual son bombeados los gases e impide el bombeo de grandes cantidades de vapor con los gases. Puesto que la presión parcial de los gases no impide que el agua se evapore, los evaporadores pueden ser hechos pe  
25 queños. Ninguno de los gases no condensables impide el funcionamiento del condensador.

Por las razones anteriores, el método según la invención hace posible que sea obtenida agua dulce del agua de mar económicamente, utilizando las enormes reser  
30 vas de calor del mar como manantial de energía. Aproxima



damente el 99,5% de la energía precisada para la evaporación del agua es tomada del mar, y solamente un 0,5%, aproximadamente, es requerida para bombear el agua y los gases. La importancia de la invención es mejorada por el hecho de que puede ser aplicada utilizando equipo convencional de las industrias de tratamiento, como bombas, evaporadores y condensadores.

El método de destilación según la invención es descrito más abajo con referencia a dos realizaciones ilustradas en los dibujos adjuntos. En estas dos realizaciones, el agua de mar es evaporada en dos etapas. El método puede, por supuesto, ser aplicado a instalaciones de destilación en las cuales el agua de mar es destilada en una solamente o en más de dos etapas.

La figura 1 ilustra una realización del método de utilizar la energía calorífica del mar en una instalación de destilación de dos etapas, en la cual el vapor es condensado en condensadores separados. La figura 2 muestra un detalle del método de desgasificación de la figura 1. La figura 3 muestra una realización en la cual la misma agua de enfriamiento fluye a través de dos condensadores principales consecutivos, y en la cual es empleado un condensador auxiliar.

En la figura 1, es evaporada el agua de la superficie caliente del mar, en un evaporador 10, a una altura barométrica aproximadamente igual a la correspondiente al nivel del mar, y el vapor producido es condensado por los condensadores 27 y 28. El agua a evaporar es tomada del mar a través de la tubería 13, por medio de una bomba 14, y fluye a través de una tubería 15 a un des



gasificador 16, y desde aquí, a través de una tubería 17,  
a otro desgasificador 18. El nivel del agua en este últi  
mo es mayor que en el desgasificador 16, pero inferior que  
en el evaporador 10. Del desgasificador 18, el agua va a  
5 lo largo de una tubería 19, a la primera etapa 11 y a la  
segunda etapa 12 del evaporador 10, y de aquí, a través  
de una tubería 22, de nuevo al mar. Alternativamente, la  
bomba 14 puede estar conectada a la tubería 22. Las va-  
riaciones del nivel del mar pueden ser parcialmente con-  
10 trarrestadas conectando la bomba a la tubería 15 en el a-  
gua inferior, y a la tubería 22 en el agua superior.

En los desgasificadores 16 y 18 reinan pre-  
siones subatmosféricas proporcionales a las diferencias  
de altura, y, en cualquier caso, son mayores que la pre-  
15 sión del vapor de agua en el evaporador 10. Cantidades  
de gases no condensables proporcionales a estas presiones  
son desprendidas en ambos desgasificadores 16 y 18. Si,  
por ejemplo, el desgasificador 16 está a 5 metros por en-  
cima del nivel del mar, son desprendidos aproximadamente  
20 el 50% de los gases no condensables del agua de mar en él.  
Adicionalmente, cierta cantidad de vapor es desprendida  
junto con los gases no condensables, siendo esta cantidad  
proporcional a la relación entre la presión del vapor y  
las presiones parciales de los gases. Por ésta razón, los  
25 desgasificadores son colocados por debajo del evaporador,  
para impedir la separación de cantidades innecesarias de  
vapor con los gases. El desgasificador puede ser un reci-  
piente cerrado simple, en la parte superior del cual se  
acumulan los gases.

30 La figura 1 muestra dos formas diferentes de



separar gases no condensables de un desgasificador. Del  
desgasificador 18 son separados por una bomba 21, a lo lar  
go de una tubería 20 hasta el aire exterior. Si existen  
varias etapas de desgasificación, como sería económico en  
5 una instalación grande, los gases no condensables pueden  
ser separados de los desgasificadores por medio de una bom  
ba de múltiples etapas, en la cual las presiones de aspi  
ración de las diferentes etapas correspondan a las presio  
nes en los desgasificadores. Del desgasificador 16 los ga  
10 ses son separados conduciéndolos, a través de una tubería  
23, a una tubería 22, a lo largo de la cual avanzan junta  
mente con el agua residual que regresa del evaporador al  
mar. Como esta agua no contiene ninguno de los gases no  
condensables y está más fría que el agua que entra en el  
15 desgasificador 16, los gases no condensables se redisuel  
ven en ella. Para promover este proceso, la tubería 23  
puede entrar en la tubería 22 en la forma 24 mostrada en  
la figura 2, de manera que el agua que fluye a lo largo  
de la tubería 22 aspira los gases juntamente con ella.

20 Cuando el agua fluye a través de la primera  
etapa 11 del evaporador, parte de ella (por ejemplo, el  
0,35%) es evaporada extrayendo calor de ella, y el agua  
se hace 20C más fría. El agua enfriada fluye a la etapa  
12, en la cual la presión es menor, correspondiendo a la  
25 temperatura inferior del agua. Una cantidad correspondien  
te de agua se evapora aquí también, y aproximadamente el  
99,3% de la cantidad original del agua regresa al mar, en  
friada en 40C. El vapor producido en la etapa 11 fluye a  
lo largo de una tubería 25 al condensador 27, y el produ  
30 cido en la etapa 12 a lo largo de una tubería 26, al con



densador 28. Los condensadores 27 y 28 son enfriados por  
agua más fría llevada a ellos desde las profundidades del mar,  
a través de una tubería 29, bomba 30 y tuberías 31 y 32.  
El agua que regresa de ellos entra en el mar a través de  
5 las tuberías 33, 34 y 35.

Los condensadores 27 y 28 están situados de  
bajo del evaporador 10, cerca del nivel del mar, para evi-  
tar que el aire disuelto en el agua de enfriamiento sea  
desprendido e impedir que el agua de enfriamiento fluya a  
10 través de los condensadores 27 y 28. Si fluye la misma  
cantidad de agua a través de los condensadores que a tra-  
vés del evaporador, el agua de enfriamiento es calentada  
en 4°C por término medio. Si el agua de enfriamiento es-  
15 tá 10°C más fría que el agua a vaporizar, por ejemplo, y  
está dividida igualmente entre los dos condensadores, la  
diferencia de temperatura media es de 6°C en el condensa-  
dor 27 y de 4°C en el condensador 28. El agua dulce es  
llevada desde los condensadores, a lo largo de tuberías  
41 y 42 y por medio de una bomba 43, a un tanque de agua  
20 dulce 44.

Como la presión que reina en los desgasifi-  
cadores 16 y 18 es mayor que la del vapor del agua, sola-  
mente es desprendida en el evaporador 10 mismo una peque-  
ña parte de los gases no condensables disueltos en el agua.  
25 Estos gases, cuya cantidad es insignificante comparada con  
la del vapor, fluyen con el vapor a los condensadores 27 y  
28 y, después que el vapor se ha condensado, los gases son  
separados por una bomba 40 de los condensadores, a lo lar-  
go de tuberías 36 y 37. Válvulas 38 y 39, en las tuberías  
30 36 y 37, controlan respectivamente el flujo de estos gases



y la diferencia de presión entre los condensadores 27 y 28.

Los condensadores para las diferentes etapas de evaporación pueden también estar dispuestos de manera que la misma agua de enfriamiento fluya a través de más de uno consecutivamente. La figura 3 muestra un ejemplo de esta realización, en la que el espacio de vapor de un condensador 48 está dividido por un tabique 51 en dos compartimientos 49 y 50. El agua de enfriamiento, traída desde las profundidades del mar a través de una tubería 52, bomba 53 y tubería 54, al condensador 48, entra primeramente en el compartimiento 50, donde se calienta más.

Desde allí pasa al compartimiento 49, resulta todavía más calentada y, finalmente, regresa al mar a través de una tubería 55. El vapor, procedente de la etapa 11 del evaporador a temperatura más alta, fluye a través de una tubería 46 al compartimiento 49, en el cual el agua de enfriamiento está más caliente que la del compartimiento 50. Análogamente, el vapor procedente de la etapa 12 más fría del evaporador, pasa a través de una tubería 47 a la etapa más fría del condensador. De este modo, puede ser conseguida la misma diferencia de temperatura entre el vapor y el agua de enfriamiento, en ambas etapas del condensador.

Esta disposición hace posible que más de la mitad de la diferencia de temperaturas entre el agua profunda y el agua superficial sea utilizada para evaporar esta última. Si la diferencia de temperatura es de 10°C, por ejemplo, y el agua superficial es enfriada en 3°C en cada etapa del evaporador (6°C en ambas), de manera que sea evaporada aproximadamente el 1% de ella, y si el agua



de enfriamiento resulta  $3^{\circ}\text{C}$  más caliente en cada etapa del condensador ( $6^{\circ}\text{C}$  en ambas), entonces es utilizado el 60% de la diferencia de temperatura total para la evaporación, y el agua de enfriamiento regresa al mar  $2^{\circ}\text{C}$  más caliente que el agua que regresa del evaporador 10. En este caso, la diferencia de temperaturas entre el vapor y el agua de enfriamiento en los condensadores tiene un valor medio de  $2,5^{\circ}\text{C}$ . Esta diferencia de temperaturas puede ser incrementada utilizando varias etapas de destilación. Si existen seis de tales etapas, la diferencia de temperaturas en un aparato del tipo descrito aquí es de  $3,5^{\circ}\text{C}$ .

La figura 3 muestra también un ejemplo de como puede ser facilitada la separación de gases no condensables del condensador y mejorado el coeficiente de cambio de calor del condensador, condensando vapor procedente de la misma etapa de evaporación, en más de un condensador consecutivos. El espacio de vapor del condensador auxiliar 58, como el del condensador principal 48, está dividido en dos compartimientos 59 y 60 por un tabique 61. El agua de enfriamiento, más fría que la del condensador principal que es traída de una profundidad mayor, pasa al condensador auxiliar 58 a través de una tubería 67, bomba 68 y tubería 69. Pasa primeramente a través del compartimiento 60, después a través del compartimiento 59 y a continuación regresa al mar a través de una tubería 70. Alternativamente, dependiendo de la temperatura, puede ser alimentada a la tubería de entrada 54 del condensador principal 48. Algo del vapor del compartimiento 49 del condensador principal, juntamente con gases no condensables, fluye a lo largo de una tubería 56 al compartimiento 59 del conden



sador auxiliar 58, en el cual es condensado por el agua de  
enfriamiento más fría, y crece la proporción de gases no  
condensables en la mezcla. Análogamente, algo del vapor  
procedente del compartimiento 50 del condensador principal  
5 48 fluye al compartimiento 60 del condensador auxiliar, a  
través de la tubería 57. Los gases no condensables son as-  
pirados fuera del condensador auxiliar por medio de las tu-  
berías 71, 72 y 75, a dentro de un eyector de chorro de a-  
gua 77, de donde regresan al mar por una tubería 79. El  
10 agua es alimentada desde la tubería de entrada 69 del agua  
de enfriamiento al eyector por medio de una bomba 76, a  
través de las tuberías 78 y 80. El flujo de gases dentro  
del eyector 77 es regulado por válvulas 73 y 74 en tuberías  
71 y 72, respectivamente. El agua dulce es aspirada desde  
15 los condensadores 48, 58 por una bomba 62, a través de las  
tuberías 63, 64, 65 y 66, a un tanque de agua dulce 44.

Pueden existir también más de un condensador  
auxiliar, consecutivos, enfriados de alguna otra forma an-  
teriormente conocida, por ejemplo, por maquinaria de refri-  
20 geración. El vapor puede ser impulsado desde el condensa-  
dor principal al auxiliar por medio de una bomba conectada  
a las tuberías 56 y 57. Los gases no condensables pueden  
ser separados por alguna otra bomba anteriormente conocida,  
tal como un eyector, a través del cual fluye el agua dulce.  
25 Pueden ser utilizados condensadores auxiliares para dismi-  
nuir la proporción del vapor en la mezcla de gases y redu-  
cir la energía de bombeo requerida, independientemente del  
tipo de bomba empleado. Pueden ser también utilizados para  
mejorar el cambio de calor en los condensadores principales,  
30 conservando el flujo de vapor a una velocidad adecuada, de



manera que los gases no condensables no se acumulen en los condensadores e impidan la condensación.

Las anteriores son unas pocas realizaciones de la invención. Por razones de claridad de los dibujos, han sido limitadas a dos etapas en la desgasificación, eva  
 5 poración y condensación. El método puede ser efectuado de manera óptima en una o más formas en cada caso, dependiendo de circunstancias tales como el tamaño de la inst  
 10 lación, las temperaturas del agua, la posibilidad de embalsar un estanque, las distancias del agua de enfriamiento  
 to a bombear, la cantidad de gases disueltos en el agua y el precio del equipo y de la energía. Los parámetros para esta realización óptima son el número de etapas de evapo  
 15 ración la proporción de agua caliente a evaporar, el número de condensadores, las cantidades y temperaturas del agua de enfriamiento que fluye a través de los condensadores, el número de etapas de desgasificación y la presión que reina en ella, y la técnica utilizada para bombear fuera los gases no condensables.

20 Esta solicitud, que corresponde a la presen  
 tada en Finlandia, el 5 de Noviembre de 1968, bajo los nú  
 meros 3153/68 y 3154/68 y 10 de Febrero de 1969, número 412/69, se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.



Los puntos de invención propia y nueva que se presentan para que sean objeto de esta Patente de Invención en España, por VEINTE años, son los siguientes:

- 5                    1.- Un método de producir agua potable des-  
tilando agua de mar continuamente, caracterizado porque  
un flujo continuo de agua de mar, más caliente que el a-  
gua de enfriamiento obtenida del mar, es alimentado hacia  
arriba desde un suministro de agua caliente, a través de  
10 una primera columna, a uno o más espacios de desgasifica-  
ción que están situados a diferentes niveles, desde el  
más bajo al más alto, consecutivamente, son establecidas  
en los espacios de desgasificación presiones parciales  
gradualmente decrecientes, sustancialmente más altas que  
15 la presión parcial del agua de mar caliente, para despren-  
der por etapas, la masa de gases no condensables, disueltos  
en el agua de mar caliente, son eliminados los gases no  
condensables en el espacio o espacios de desgasificación  
de diferentes presiones parciales, el agua de mar calien-  
20 te es elevada más a través de la primera columna, hasta uno  
o más espacios de evaporación, el agua de mar caliente es  
hecha pasar a través de cada espacio de evaporación, por  
turno, y presiones gradualmente decrecientes, correspon-  
dientes a la presión parcial gradualmente decreciente del  
25 vapor de agua que hay en ellos, son mantenidas en el espa-  
cio o espacios de evaporación para evaporar una pequeña  
parte del agua, el agua de mar residual procedente del úl-  
timo espacio de evaporación es alimentada hacia abajo, a



través de una segunda columna, hasta un punto de descarga a sustancialmente el mismo nivel que la entrada de la primera columna, los vapores de cada uno de los espacios de evaporación son conducidos hacia abajo separadamente, a un espacio de condensación correspondiente, en el cual son condensados en agua potable por cambio de calor indirecto, utilizando una corriente continua de agua de mar fría obtenida del mar, los gases residuales, no condensables, desprendidos en la vaporización del agua de mar caliente, son eliminados del espacio o espacios de condensación, en los cuales han entrado, juntamente con el vapor, desde el espacio o espacios de evaporación, y el agua potable condensada es recogida del espacio o espacios de condensación.

2.- El método según la reivindicación 1, caracterizado porque los gases no condensables, procedentes al menos de un espacio de desgasificación, son retirados y combinados con el agua residual que regresa del espacio o espacios de evaporación, al mar, a través de la segunda columna.

3.- El método según las reivindicaciones 1 ó 2, caracterizado porque los espacios de condensación son enfriados por corrientes continuas separadas de agua fría.

4.- El método según la reivindicación 3, caracterizado porque las corrientes de agua de mar fría son tomadas de diferentes profundidades, para originar agua de enfriamiento de temperaturas diferentes, y las corrientes de agua de mar fría, de temperaturas diferentes, son utilizadas para enfriar espacios de condensación diferentes, de tal manera que la corriente más fría es alimentada al espacio de condensación al cual es conducido el vapor

373152



de presión más baja.

5                    5.- El método según las reivindicaciones 1  
ó 2, caracterizado porque la corriente de agua de mar fría  
es alimentada a través de una pluralidad de espacios de  
condensación que parten del espacio de condensación que  
tiene la presión de vapor más baja y que terminan con el  
que tiene la presión de vapor más alta.

10                   6.- El método según las reivindicaciones 1  
a 5, caracterizado porque cada corriente de vapor es con-  
densada en una serie de dos espacios de condensación, los  
gases residuales no condensables son retirados del segundo  
espacio de condensación, y el área de flujo de los espacios  
de condensación es disminuida gradualmente en la dirección  
del flujo del vapor.

15                   7.- UN METODO DE PRODUCIR AGUA POTABLE  
DESTILANDO AGUA DE MAR CONTINUAMENTE.

Tal y como se ha descrito en la Memoria que  
antecede, representado en los dibujos que se acompañan, y  
con los fines que se han especificado.

20                   Esta Memoria consta de dieciocho hojas es-  
critas por una sola de sus caras.

Madrid, 16 Dic 1969

P.A.

ALBERTO ESTEBAN  
Per Fedat

373152

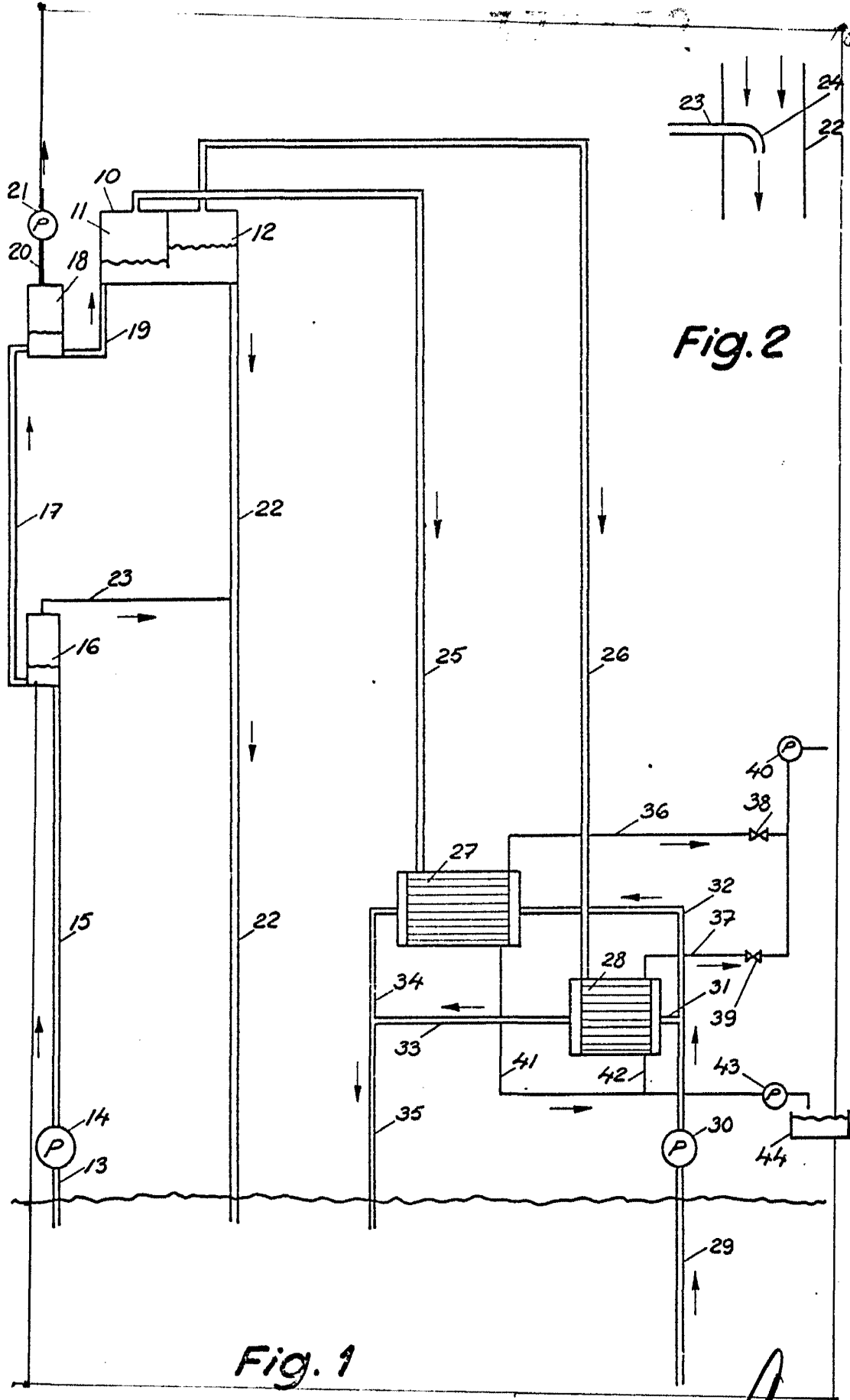


Fig. 1

Fig. 2

Alber...  
Per Fede...

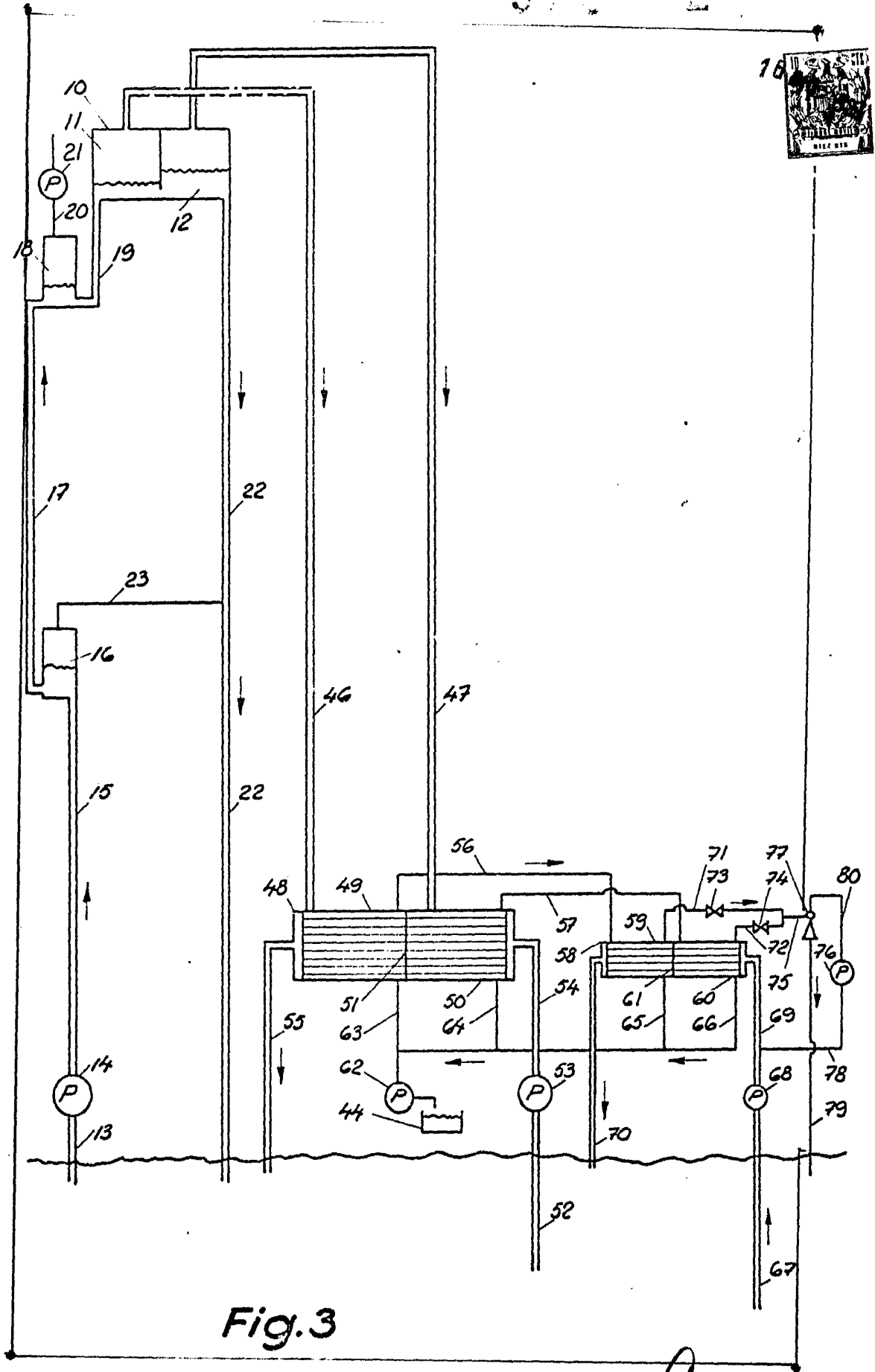


Fig. 3

Patent Office  
 For patent

*Eric*