



187812

MEMORIA DESCRIPTIVA
de una Patente de Invención por 20 años,
a nombre de
DAVID DALIN, Director y GUSTAV VILHELM
HAGBY, Ingeniero, residentes en Rönninge,
Stenkullen y Östertälje (Suecia), respec-
tivamente, por: "UNA GALDERA DE VAPOR O
SIMILAR CON SUPERFICIES EXTENDIDAS DE
TRANSFERENCIA DEL CALOR".

=====

El presente invento se refiere a cambiadores térmicos de superficie extensa, como los empleados en calderas de vapor y similares para efectuar la transferencia indirecta del calor entre dos medios con conductancias superficiales diferentes y se refiere a una estructura para este objeto, la cual ha de ser capaz de resistir el estar constantemente sometida a temperaturas gaseosas superiores a 1.200 grados centígrados. El invento es aplicable de modo especial a las superficies de convección de calderas de vapor. Utilizado de este modo da por resultado una reducción de más del noventa por ciento en la cantidad de tubería requerida para las superficies de convección y reduce el espacio requerido por estas superficies en un octavo del que se necesita en las calderas del tipo La Mont, que se considera como una de las calderas de mayor rendimiento actualmente en uso.

Nuestro invento hace también posible aumentar grandemente el rendimiento de las calderas y de los hornos u hoga-



187812

res hoy en servicio gracias a la sencilla medida de incorporar una unidad relativamente pequeña construida en conformidad con el invento en el conducto de los gases de humos que comunican la caldera con la chimenea; y gracias al pequeño espacio que necesitan, las calderas construidas en conformidad con el presente invento resultan ideales para aprovechar el calor en otro caso perdido procedente de los hornos de soplante o de otras fuentes industriales de calor.

Por esta misma característica resulta el invento de una importancia especial para las calderas de marina, donde su rendimiento aumentado permite una mayor producción proporcional de vapor y por consiguiente mayores velocidades, o recíprocamente a causa del menor consumo de combustible y del menor peso proporciona una mayor capacidad de crucero.

Nuestro invento supone también la mejora y reducción en el tamaño total de los precalentadores de aceite y aparatos similares, en los que frecuentemente se utiliza vapor de condensación como medio de caldeo, y en los que los proyectistas de los antiguos aparatos para este objeto no tienen en cuenta la diferencia de los coeficientes de conductancia del aceite y el vapor.

También hemos descubierto que el aprovechamiento del calor radiante, como el de los hornos u hogares de aire caliente, pueda mejorarse en alto grado gracias a la aplicación del presente invento.

Nuestro invento reconoce el hecho de que aumentando la superficie de intercambio del calor expuesta al medio de menor conductancia superficial y que proporcionándola y disponiéndola en concordancia con ciertas fórmulas, la cantidad de intercambio térmico del medio de menor conductancia superficial puede ponerse casi al nivel de la cantidad o proporción de intercambio térmico del medio de mayor conductancia superficial.

187812

= 3 =



Específicamente nuestro invento consiste en prever una superficie extendida en forma de elementos de intercambio térmico a modo de varillas unidos a los tubos que contienen el fluido de la caldera o a la pared divisora que separa los dos medios y que se extiende dentro y es esencialmente transversal a la zona que contiene el medio de menor conductancia superficial, de tal modo que se encuentre en relación de intercambio térmico directo en relación con la misma, mientras tenga una relación de intercambio indirecto del mismo calor por intermedio de la pared con el medio de mayor conductancia superficial. Los objetos del invento se logran gracias a la proporción debida y a la disposición de estos elementos de intercambio térmico.

Es sabido que se han hecho numerosos inventos hasta el presente para mejorar el intercambio térmico entre dos medios gracias a prever aletas, varillas y otros elementos sustentados por los tubos o por otras paredes divisoras que separan los medios y que se extienden dentro de uno de los dos medios, pero que tales como se les conoce no han demostrado, como, gracias al empleo de superficie extensa podrán reducirse las superficies de convección de una caldera de vapor, por ejemplo las del tipo La Mont, en tal grado que solo se requiera un octavo del espacio hasta ahora necesario. Por lo que nosotros hemos podido averiguar la selección de la forma, proporciones y disposición geométrica de las superficies extensas de transferencia del calor se han realizado siempre basándose en supuestos apriorísticos y estos experimentos empíricos han resultado muy costosos. Por lo contrario, nuestro invento se funda en el descubrimiento de ciertos hechos científicos demostrados relativos a estos factores y su significado proporciona, como mejor se verá después, instrucciones adecuadas para proyectar aparatos capaces de lograr los objetos del presente invento.



187812

En resumen los objetos de nuestro invento son:

- 85 (1) Proporcionar un intercambio térmico indirecto más eficaz entre dos medios de conductancias superficiales diferentes;
- (2) Proporcionar un aparato de intercambio térmico especialmente adecuado para emplearse como superficies de convección de una caldera de vapor y gracias al cual se reduzca la tubería necesaria a una décima de la hasta ahora requerida y que el espacio total necesitado para las superficies de convección se reduzca aproximadamente a un octavo del necesario hasta ahora.
- 95 (3) Proporcionar medios para aumentar el rendimiento de las calderas y hogares actualmente en servicio;
- (4) Reducir el tamaño y aumentar el rendimiento o eficacia de los precalentadores de aceite;
- (5) Mejorar el aprovechamiento del calor radiante.
- 100 Teniendo en cuenta los anteriores y otros objetos que aparecerán después por la descripción, nuestro invento se halla en los nuevos aparatos sustancialmente como después se describen y se especifican más particularmente en la nota final, debiéndose entender que dentro del fin de esta nota y del objeto del invento se deben comprender también los cambios que en su forma de ejecución a continuación descrita puedan introducirse.
- 105

Los adjuntos dibujos ilustran varios ejemplos completos de la forma de ejecución del invento construido según los métodos considerados mejores para la aplicación práctica de los principios del mismo invento, presentando

110

La figura 1 una vista esquemática que ilustra una caldera tipo La Mont con sus superficies de convección construidas en conformidad con el presente invento, habiéndose exagerado algo el dibujo de estas superficies para dar mayor claridad y por lo mismo no corresponden exactamente sus pro-

115

187812

== 5 ==



porciones al resto del aparato;

La figura 2 es una representación esquemática de una caldera tipo La Mont en que se ilustra como gran parte del espacio total se destina a la superficie de convección y además por comparación señala la gran reducción que se logra en este espacio gracias al presente invento;

La figura 3 es una vista en sección longitudinal y en escala aumentada por el paso de los gases de humos de la caldera ilustrada en la figura 1 y la cual presenta una sección de las superficies de convección;

La figura 4 es una vista en sección transversal por la figura 3 y por la línea 4-4;

La figura 5 es un detalle en vista en sección y en mayor escala por dos tubos de las superficies de convección ilustradas en la figura 3 con los elementos de intercambio térmico unidos a ellas;

La figura 6 es una vista en sección transversal por la línea 6-6 de la figura 5 y la cual ilustra la disposición de los elementos de intercambio térmico en su relación recíproca y la corriente gaseosa sobre los mismos;

La figura 7 es una vista parcialmente en alzada lateral y parcialmente en sección longitudinal, que ilustra la aplicación del presente invento a una instalación existente de calderas para aprovechar el calor ordinariamente perdido de los gases de escape y aumentar de este modo el rendimiento de las calderas;

La figura 8 es una vista en sección transversal por la línea 8-8 de la figura 7;

La figura 9 es un gráfico que ilustra el rendimiento relativo de las calderas a que se aplica el aparato de las figuras 7 y 8, antes y después de su aplicación;

La figura 10 es un gráfico que explica los símbolos utilizados aquí para señalar el rendimiento de la conducti-



150 vidad de los elementos individuales de intercambio o transporte del calor, que colectivamente comprenden la superficie extendida;

155 La figura 11 es un gráfico que presenta una serie de curvas trazadas para facilitar la determinación de la longitud máxima de los elementos individuales de intercambio térmico en conformidad con el presente invento;

160 La figura 12 es una vista en sección vertical por un horno u hogar de aire caliente y que ilustra la aplicación del presente invento para mejorar el aprovechamiento del calor radiante;

La figura 13 es una vista parcialmente en alzada lateral y parcialmente en sección longitudinal que ilustra la aplicación del presente invento a un precalentador de aceite; y

165 La figura 14 es una vista en sección transversal por la línea 14-14 de la figura 13.

Antes de examinar particularmente las diversas formas de ejecución del invento ilustradas en los adjuntos dibujos, es esencial que se entienda plenamente el término "conductancia superficial". Por este término se comprende la facultad de un medio de efectuar la transferencia o intercambio 170 térmico entre él mismo y una superficie de un sólido expuesto a él. Esto supone ciertas consideraciones como son las propiedades físicas peculiares del medio; las temperaturas del medio y las superficies envueltas; la velocidad del medio si está en corriente o en movimiento; la forma y las dimensiones de la superficie expuesta al medio; la disposición de la superficie en el medio con relación a la dirección o sentido de su corriente o movimiento; y su proximidad a 175 otras superficies u obstrucciones dentro del medio que pueden tener cierta acción sobre la forma en que el medio toca la superficie.

187812

= 7 =



mas detalladamente el término "conductancia superficial" tal como aquí se emplea (por toda la memoria y las notas) tiene el mismo significado que la designación "valor alfa" obtenido por las siguientes fórmulas y por la corrección que hemos encontrado ser necesaria; para la disposición sinuosa o decaída de los elementos de intercambio térmico que proporcionan la superficie extensa según se ilustra en la figura 6-6.

$$\alpha = \left[1.29 + \frac{0.1424}{\left(\frac{s_1}{d}\right)^2} + 0.124 \times \frac{s_0}{d} \right] \sqrt{T} \times \frac{v_0^{0.61}}{d^{0.39}} \text{ kcal/m}^2/\text{h}/^\circ\text{C}$$

Para una disposición en fila o hilera de los elementos de intercambio térmico, esto es, cuando éstos elementos se disponen uno tras otro en filas o hileras lado a lado

$$\alpha = \left[1.59 - \frac{0.97 \times \left(\frac{s_0}{d}\right)^{1.5}}{\left(\frac{s_1}{d}\right)^4} \right] \sqrt{T} \times \frac{v_0^{0.61}}{d^{0.39}} \text{ kcal/m}^2/\text{h}/^\circ\text{C}$$

en que

s_0 es la distancia de centro a centro entre elementos adyacentes de intercambio térmico en metros y medida perpendicularmente a la dirección de la corriente gaseosa.

s_1 es la distancia de centro a centro entre elementos adyacentes de intercambio térmico en metros y medida en dirección de la corriente gaseosa

T es la temperatura absoluta del gas = $t_g + 273^\circ\text{C}$

v_0 es la velocidad del gas en m/s a 0°C

d es el diámetro de los elementos de transporte térmico en metros.

Aunque estas fórmulas se han obtenido del libro "Der Industrielle Wärmeübergang" (edición 1.940), página 121, del doctor Ing. Alfred Shack, hemos descubierto que los valores así obtenidos son demasiado elevados en un 30 % (treinta por ciento) para la aplicación práctica en aparatos de la clase comprendida por el presente invento. El se-



tenta por ciento (70 %) de los valores obtenidos con la aplicación de las fórmulas precedentes son correctos. Por consiguiente cuando aquí utilizamos el término "conductancia superficial", debe entenderse que nos referimos al valor obtenido por las fórmulas dadas, corregido en una reducción de treinta por ciento (30 %).

Debe también advertirse de modo particular que para las condiciones que normalmente existen en una caldera de vapor, la conductancia superficial del vapor o del agua, este es del fluido de la caldera, es por lo menos cien veces mayor que la de los gases de la combustión, y que a cincuenta grados centígrados y a la misma velocidad, la conductancia superficial del aceite es solo el nueve por ciento (9 %) la del agua.

De esto se sigue que no se logra un objeto útil con aumentar únicamente el área superficial de la pared que separa el agua y los gases calientes de la combustión, por ejemplo, con igualdad a ambos lados de la pared, ya que por efecto de su mayor conductancia superficial la relación del intercambio térmico que se logra entre el agua y la superficie en contacto con ella es mayor que la proporción de intercambio térmico que puede lograrse entre los gases calientes y la misma pared.

También se sigue que si las superficies de intercambio térmico en la relación de transferencia del calor con los gases calientes se agrandan y estas superficies se proporcionan y disponen convenientemente con relación a la corriente gaseosa, es posible aumentar la proporción de intercambio térmico entre los gases y las superficies expuestas a ellos en el grado que dichas proporciones comienzan a equilibrar la proporción máxima obtenible de intercambio térmico entre el agua y el interior del tubo que la contiene. Por consiguiente, no ha de bastar el acumular sin orden

187812

= 9 =



aletas o nervios sobre la cara exterior de los tubos.

Debe también tenerse en cuenta que las dificultades que presenta el problema se ven todavía aumentadas por consideraciones prácticas, como, por ejemplo, las temperaturas excesivamente elevadas a que se ven sometidos los aparatos de esta clase, la necesidad de evacuar las acumulaciones de hollín y suciedades de las superficies y las condiciones rigurosas bajo el punto de vista mecánico.

Refiriéndonos ahora particularmente a los adjuntos dibujos y de modo especial a las figuras 1 a 6 inclusive, por el número 1 se designa la caja de fuego o zona de combustión de una caldera de tipo La Mont, cuyas paredes están equipadas de tubos 6, según es costumbre. Por estos tubos se hace circular agua desde un domo de vapor 7 por medio de una bomba de vapor 8. Los gases de la combustión abandonan la caja de fuego o zona de combustión por un conducto 9 de gases de humos el cual lleva a la chimenea (no ilustrada).

Dentro del conducto 9 de gases de humos se encuentran las superficies de convección 10 de la caldera, que comprenden una sección vaporizadora, una sección de sobrecalentador, un economizador y un calentador de aire, como se indica en la figura 1. La manera de conectar las diversas secciones de la superficie de convección en el sistema se atiene a la práctica convencional. Sin embargo como se ha dicho anteriormente conviene hacer resaltar que por motivos de claridad se ha exagerado algo la representación de las superficies de convección en la figura 1. En realidad ocuparán menos espacio que el ilustrado.

El ahorro de espacio que con nuestro invento se consigue en las calderas de tipo La Mont se ilustra gráficamente en la figura 2. En ésta se representa esquemáticamente una caldera típica sistema La Mont, con la parte de la misma que contiene las superficies de convección y el calentador

187812

== 10 ==

16



de aire sombreada transversalmente. En conformidad con la
280 práctica existente el conducto de gases de humos se ilustra
extendido hacia abajo a lo largo de la pared trasera 11 de
la zona de combustión habiéndose considerado esta disposi-
ción más práctica bajo el punto de vista de ahorrar espacio.

Aplicando el presente invento a la caldera tipo La
285 Mont, la gran reducción de espacio necesario para alojar
las superficies de convección permite que el conducto de
gases de humos se extienda directamente desde la parte su-
perior de la zona de combustión, como se ilustra en la figu-
ra 1.

290 Como se representa en las figuras 3 a 6, la cantidad
de tubos 12 empleados para las superficies de convección es
considerablemente menor que la necesaria hasta ahora. En
realidad la reducción alcanza al 90 % (noventa por ciento).
Este se sigue derecho de que las superficies de intercambio .
295 térmico primario no son paredes tubulares, sino que en lugar
de esto están constituidas por una superficie extendida pro-
vista de elementos 13 de intercambio térmico unidos conve-
nientemente a los tubos y en relación íntima con ellos para
la transferencia de calor.

300 Los elementos 13 poseen una sección transversal peque-
ña en comparación con su longitud. Particularmente el área
de la sección transversal de los elementos debe encontrarse
entre tres y 50 milímetros cuadrados y la forma de su sec-
ción transversal es con preferencia redonda, aunque puede
305 emplearse cualquier otra siempre que la dimensión mayor
transversal no sea superior en tres veces a la dimensión
transversal menor. Esto asegura una corriente turbulenta
conveniente.

La longitud mínima de los elementos, esto es, su tra-
310 yectoria de conductancia, no debe ser inferior a diez veces
la raíz cuadrada de su sección transversal, o para ser más



exactos, la longitud mínima de la trayectoria de conductan-
 cia (medida en milímetros o en cualquier otra unidad conve-
 niente de medida) no debe ser inferior a diez veces la raíz
 315 cuadrada del número que expresa el área de la sección trans-
 versal del elemento (en mm^2 o en cualquier otra unidad de
 medida empleada para expresar la longitud de la trayectoria).

La longitud máxima óptima de los elementos constituye
 una relación definida respecto a la temperatura a que los
 320 elementos están sometidos, el área de la sección transversal
 de los elementos, el coeficiente de conductividad de los
 mismos y la conductancia superficial del gas, y puede deter-
 minarse con exactitud relativa por medio de la siguiente
 fórmula en que el símbolo η_g significa la capacidad de in-
 325 tercambio térmico de los elementos:

$$\eta_g = \frac{1}{nI} \times \frac{e^{2nI} - 1}{e^{2nI} + 1} \quad \text{en que } n = \sqrt{\frac{\alpha + F}{\lambda \times r}}$$

y en que

α = la conductancia superficial (valor de alfa) del gas de-
 terminada por la fórmula adecuada con la corrección del
 330 % antes explicada

λ = la conductancia del metal de que están hechos los ele-
 mentos

e = logaritmo de base natural = 2,718

F = circunferencia del elemento en M

r = área de la sección transversal del elemento en M^2

335 I = longitud de la trayectoria de conductancia en M.

siguiendo la explicación del rendimiento o facultad
 de intercambio térmico η_g , nos referiremos al diagrama re-
 presentado en la figura 10. De este diagrama se deducirá
 que η_g representa la diferencia de temperatura entre la
 340 temperatura del gas y la temperatura media del elemento l3
 dividida por la diferencia de temperatura entre la tempera-
 tura del gas y la temperatura de la pared por el lado del
 gas en el tubo. En este diagrama la curva a-b representa el



345 gradiente de temperatura a lo largo de la longitud del elemento y las dos áreas sombreadas por encima y por debajo de la curva a-b, siendo iguales en área, establecen el punto de la temperatura media a lo largo de la curva a-b.

Como es esencial tener un concepto completo del significado del rendimiento de intercambio térmico η_g para 350 apreciar debidamente nuestro invento, conviene que lo expliquemos más. Expresado de otro modo, este simbolo significa la relación entre la cantidad de calor transmitida por un elemento en un aparato práctico, en que la temperatura del elemento aumenta por necesidad a lo largo de la longitud del 355 mismo y hacia su extremo exterior, y el calor transmitido por el mismo elemento en condiciones comparables si la temperatura a través de todo el elemento fuese constante e igual a la temperatura en la base del elemento, en la que va unido a la pared del tubo. Por lo demás esta última condición es 360 imposible de lograr en un aparato actual; pero este criterio de la eficacia o rendimiento (η_g) puede emplearse de hecho para establecer la longitud máxima optima de los elementos.

El mejor modo de emplear este criterio es el establecer una familia de curvas como la que se ilustra en la figura 11 mediante cálculos hechos con el empleo de la fórmula 365 anterior. Estas curvas deben trazarse para un número cualquiera de conductancias superficiales, valores de α , para un área cualquiera dada de la sección transversal de los elementos. En la figura 11 los cálculos utilizados en el trazado de las curvas se han hecho con relación al área de la sección transversal de un elemento de 3 mm. de diámetro y en 370 estos cálculos el rendimiento del intercambio térmico se determinó matemáticamente partiendo de la fórmula de η_g para cada valor supuesto de α a las longitudes supuestas de 375 las trayectorias de conductancias. Así, por ejemplo, para el

187812

= 13 =



valor de alfa de 75 y una longitud de .01 metros, el rendimiento de intercambio térmico es .989; para .02 metros el rendimiento de intercambio térmico es .963; para .03 metros es .916; para .04 metros es .863, etc.

380 Si empleando esta fórmula de η_g se encuentra que el rendimiento de la conductividad de los elementos es por lo menos sesenta por ciento (60 %) del intercambio térmico teóricamente completo (100 por 100) entonces los factores dimensionales de intercambio térmico y la termoconductividad de
385 los elementos son satisfactorios para temperaturas inferiores a 600°C, pero cuando las temperaturas superan los 600°C, esta conductividad debe ser por lo menos el setenta y cinco por ciento (75 %). Con otras palabras, con temperaturas más altas deben emplearse elementos más cortos, pero para con-
390 seguir el rendimiento o eficacia máxima en los aparatos, los elementos deben ser tan largos como las condiciones lo permitan.

En relación con esto deberá advertirse que una pared imaginaria con pérdidas nulas de intercambio habrá de propor-
395 cionar un intercambio térmico completo y una eficacia o rendimiento de conductividad de cien por cien (100 por 100). Debe tenerse presente que en las anteriores referencias a la longitud de los elementos 13 suponemos que la longitud de la trayectoria de conductancia proporcionada por ellos se en-
400 cuentra lo más cerca posible de la superficie básica. Cuando los elementos tienen la forma de bucles o varillas salientes de la pared a que están unidos, la longitud de la trayectoria de conductancia es la distancia medida a lo largo del eje del elemento desde su punto final de contacto con la pa-
405 red básica hasta el punto más alejado de ella. Cuando los elementos conectan dos tubos, como se ilustra por ejemplo en las figuras 3, 4 y 5, la longitud de la trayectoria de conductancia es la mitad de la distancia (medida a lo largo

187812

= 14 =



del eje del elemento) entre los puntos de contacto final en-
410 tre los elementos y los tubos.

Los elementos 13 deberán ser de metal con un elevado
coeficiente de conductividad térmica, preferentemente al me-
nos de 90 Kcal/hora/m²/°C/m. El cobre es el ideal, aunque
también pueden emplearse otros materiales, como aluminio ni-
415 quel, bronce, cinc, acero, y diversas aleaciones.

La unión de cada elemento 13 con su superficie básica,
determinadamente la pared del tubo a que está asegurado, de-
be ser por lo menos tan grande como el área de la sección
transversal del elemento. Las uniones deben efectuarse por
420 soldadura autógena, soldadura al latón, o por otro cualquier
medio que asegure una buena unión para el intercambio tér-
mico.

Aunque la disposición específica de los tubos y de los
elementos de intercambio térmico sobre ellos puede variarse,
425 la ilustrada en las figuras 3 a 6 inclusive ha dado resulta-
dos especialmente satisfactorios. Como aquí se ilustra, cada
sección de las superficies de convección está constituida
por una multitud de bancos o estratos 14 de tubos con ele-
mentos de intercambio térmico montados en ellos y con los
430 tubos dispuestos en forma de serpentín y todos ellos forma-
dos por un trozo continuo de tubería. Los serpentines tubu-
lares comprendidos en cada banco están divididos en tres
sectores o juegos, cada uno de los cuales posee sus elemen-
tos propios 13 de intercambio térmico. Cada juego de serpen-
435 tines con sus elementos de intercambio térmico dispuestos
sobre él puede así considerarse como un "ramal" 15 de absor-
ción del calor y colectivamente estos ramales constituyen
un mamparo de absorción térmica que se extiende transversal-
mente por completo en el conducto de los gases de humos.

440 Los elementos 13 de cada ramal son con preferencia un
trozo o longitud continua de alambre de un tamaño situado

187812

= 15 =



entre los límites prescritos de 5 y 50 mm² y escogidos teniendo en cuenta ciertas consideraciones como la resistencia mecánica necesaria, las temperaturas del gas y la previsión conveniente
445 para eliminar el hollín y suciedades de los elementos. Sin embargo en ningún caso el área de la sección transversal de los elementos debe ser superior a 50 mm², ya que los alambres o varillas mayores de esto no habrán de poseer las suficientes ventajas (en el intercambio térmico) sobre los tubos de diámetro menor utilizados en las calderas de circulación forzada,
450 por ejemplo en las del tipo La Mont.

Hemos descubierto que el volumen combinado de todos los elementos, esto es el volumen total de la superficie extendida, debe encontrarse entre 5 % y 25 % del volumen de la zona o
455 conducto en que están alojados, y que el área total de la superficie extendida proporcionada por los elementos y expuesta a los gases, no deberá ser inferior a 50 m² ni tampoco superior a 200 m² por metro cúbico de la porción de la zona o conducto que contiene los elementos.

460 También hemos descubierto que el área total expuesta de los elementos de intercambio térmico no debe ser inferior a tres (3) ni superior a diez y seis (16) y con preferencia no debe ser inferior a cinco (5) ni superior a diez (10) veces al área proyectada de la porción parietal (exterior de los tubos)
465 adyacente a la parte de la zona o conducto que contiene los elementos. Debe entenderse que el área proyectada en el caso de un tubo es el diámetro del tubo por la longitud del mismo, y que el área proyectada de este modo considerada debe circundar las uniones de todos los elementos a la pared y extenderse
470 más allá de las uniones más exteriores o marginales una distancia la mitad del espacio entre las uniones adyacentes, ya que para esta área la transmisión del calor por todos los elementos a la pared debe ser la misma.

En la aplicación de los elementos 13 de intercambio tér-

187812

== 16 ==



475 mico a los tubos, el alambre de que están formados los elemen-
tos se enrolla alrededor de los pies de los serpentines tubu-
lares en bucles alargados y luego uno de los lados de cada se-
gundo bucle se remete o deforma hacia el plano medio que con-
tiene el eje de los tubos y sobre los mismos tubos, y al mis-
480 mo tiempo los bucles remanentes poseen sus otros lados remeti-
dos o deformados de modo similar para obtener la disposición
ondulada de los elementos ilustrada en las figuras 5 y 6, con
toda la superficie extendida proporcionada por los elementos
en dirección transversal o normal a la dirección de la corrien-
485 te gaseosa. La extensión de los remetidos de los lados de los
bucles es tal que la distancia entre los lados rectos no de-
formados de los bucles queda dividida igualmente por las por-
ciones deformadas.

Para ilustrar más claramente la aplicación de nuestro
490 invento a una caldera de vapor, se ponen a continuación las
dimensiones esenciales y las características de una instala-
ción típica. El ejemplo se refiere a las superficies de con-
vección de una caldera tipo La Mont, aunque no es necesario
que sea la ilustrada en las figuras 1, 3 y 4 y supone la dis-
495 posición espiral o decalada de los elementos de intercambio
térmico análoga a la ilustrada en las figuras 3 a 6 inclusive.

Los datos y dimensiones importantes de la instalación
escogida para ilustrar el invento son los siguientes:

Volumen del gas a 0° C = 4350 m³/h a presión normal

500 Temperatura del gas entrante en las superficies de con-
vección = 1000° C.

Temperatura del gas que abandona las superficies de con-
vección = 450° C.

Temperatura media absoluta del gas = $\frac{1000 + 450}{2} + 273$
505 = 998° C.

Presión del vapor = 25 atm. en la caldera.

Temperatura de vapor (t_g) = 225° C.

187812

= 17 =

16



V_0 (velocidad del gas) a 0°C , $= 2,1 \text{ m/seg.}$

Los tubos están formados por tuberías de acero normal
 510 para calderas y poseen un diámetro interior de 12 mm. y un
 diámetro exterior de 16 mm. El tamaño y cantidad de la tubería
 se determina teniendo en cuenta las temperaturas y la descar-
 ga de calor supuesta y debe ser tal que los tubos contengan
 en todo tiempo agua suficiente para mantener las caracterís-
 515 ticas requeridas en la corriente. El agua debe exceder al
 vapor producido cuando más en cuatro a diez veces (en peso).
 Esta relación asegura tubos limpios y generalmente buenos
 resultados.

Los elementos individuales de intercambio térmico son
 520 de cobre y poseen un diámetro de 3 mm. Su distancia de centro
 a centro perpendicularmente a la dirección de la corriente
 gaseosa (el valor S_1 de la conductancia superficial según la
 fórmula anterior) es de 12 mm.

La conductancia superficial del gas, empleando la fór-
 525 mula apropiada antes dada (la primera para la disposición
 decajada de los elementos) es

$$\alpha = \left[1.29 + \frac{0.424}{\left(\frac{6.3}{3}\right)^2} + 0.124 \times \frac{12}{3} \right] \sqrt{998} \times \frac{2.1^{0.61}}{0.003^{0.39}} = 161$$

70 % de esto es $113 \text{ Kgcál/m}^2/\text{seg/h.}$

El valor 6,3 es la dimensión S_1 de la fórmula y se ob-
 530 tiene como sigue: el diámetro del tubo, 16 mm. más un diáme-
 tre de los elementos, por ejemplo 3 mm., proporciona una dis-
 tancia de centro a centro de 19 mm. entre los lados rectos no
 deformados de los bucles formados por los elementos de in-
 tercambio térmico. Remetiendo los lados opuestos de los bu-
 535 cles en la forma descrita se divide esta distancia de 19 mm.
 por 3, lo que nos da para S_1 la distancia 6,3 mm. Los 998°C
 son la temperatura media absoluta del gas, como antes se ha
 indicado.

Empleando la familia de curvas ilustrada en la figura
 540 11 para determinar la longitud de los elementos, esto es,

187812 = 18 =



las trayectorias de conductancia proporcionadas por ellos, y un rendimiento térmico supuesto de 88 % y un valor alfa de 113 Kcal/m²/°C/h se encontrará que la longitud de las trayectorias de conductancia proporcionada por los elementos

545 13 arrollados será aproximadamente de 30 mm.

La exactitud con que la curva se expresa en la anterior determinación de la longitud de las trayectorias de conductancia, puede confrontarse y verificarse por la fórmula como sigue:

550
$$\eta_g = \frac{1}{n l} \times \frac{e^{2nl} - 1}{e^{2nl} + 1} \quad \text{en que} \quad n = \sqrt{\frac{\alpha x l}{\lambda x l}}$$

$$n = \sqrt{\frac{113 \times 0.0094}{325 \times 7.1 \times 10^{-6}}} = 21.5$$

$$\eta_g = \frac{1}{21.5 \times 0.03} \times \frac{2.718^{2 \times 21.5 \times 0.03} - 1}{2.718^{2 \times 21.5 \times 0.03} + 1} = 0.88$$

Como las trayectorias de conductancia proporcionadas por los extremos en bucle de los elementos son de la misma
555 longitud que las trayectorias proporcionadas por las porciones rectas de los mismos elementos desde cada tubo al punto medio del bucle, la dimensión exterior general de los bucles alargados formados por los elementos es aproximadamente de 115 mm.

560 La longitud óptima de las trayectorias de conductancia determina por lo demás también la distancia de centro a centro entre los tubos, que en el ejemplo ilustrado es de 60 mm.

Computando el área superficial de los elementos en bucle y deduciendo once por ciento (11 %) para su área aproxima
565 da abrazada por las uniones soldadas de los bucles a los tubos, se verá que se obtiene una superficie extensa de calentamiento de 117 m² por m³ de volumen. Esto se encuentra dentro del orden antes prescrito, a saber de 50 m² a 200 m² por m³.

Las dimensiones en sección transversal del conducto de
570 humos son 600 x 1600 mm. y los ramales, cada uno de 1600 mm.

187812

= 19 =



de largo, están dispuestos en plano borde contra borde, de manera que se dispongan cinco ramales en cada banco a través del conducto de humos. Diez bancos de ramales comprenden las superficies totales de convección con la distancia vertical de centro a centro entre bancos adyacentes, de 25, 2 mm.

La altura total de todo el conjunto de ramales es así de $9 \times 25,2 + 22 \text{ mm.}$ (el grosor de un ramal) = 249 mm.

El volumen del paso o conducto de gas requerido para todo el conjunto de ramales (la superficie total de caldeo) es $0,6 \times 1,6 \times 0,249 = 0,239 \text{ m}^3$.

El área de la superficie de caldeo contenida dentro de este volumen es $117 \times 0,239 = 27,9 \text{ m}^2$.

Las dimensiones y datos así obtenidos no convienen bien al lado del gas de la pared que separa los dos medios, esto es, el exterior de los tubos. Para el lado del agua sirve la siguiente consideración.

La superficie efectiva de caldeo (interior de los tubos en contacto con el agua) es $6,0 \text{ m}^2$. Como los tubos contienen una emulsión de vapor y agua, la conductancia superficial es por lo menos de $10,000 \text{ Kcal/m}^2/\text{° C/h}$.

La caída de temperatura media entre la emulsión de vapor y agua y la pared de tubo es de $15,3^\circ \text{ C}$, determinada como sigue:

$4,350 (1000 \times 0,364 - 450 \times 0,340) = 916,000 \text{ Kcal/h}$, en que $0,364$ es el calor específico medio del gas entre 0° y 1000° C y $0,340$ es el calor específico medio del gas entre 0° y 450° C

$$\frac{916,000}{10,000 \times 6,0} = 15,3^\circ \text{ C.}$$

La caída media de temperatura en la pared del tubo es

$$= 916,000 \times \frac{0,002}{45} \times \frac{1}{6,0} = 6,8^\circ \text{ C.}$$

La caída media total de temperatura a través de la pared del tubo es así de $22,1^\circ \text{ C}$.

La diferencia de temperatura entre el gas y la emul-



sión de vapor y agua en el punto en que el gas entra en las superficies de convección es

605 1000°C (temperatura del gas en el extremo caliente)

$$\frac{-225^{\circ} \text{C}}{775^{\circ} \text{C}} \text{ (temperatura del vapor)}$$

La diferencia de temperatura entre el gas y la emulsión de vapor y agua en el punto en que el gas abandona la superficie de convección es

610 450°C (temperatura del gas en el extremo frío)

$$\frac{-225^{\circ} \text{C}}{225^{\circ} \text{C}} \text{ (temperatura del vapor)}$$

La diferencia media de temperatura entre el gas y la emulsión de vapor y agua es así

$$\frac{775 + 225}{2} = 500^{\circ} \text{C}$$

615 La diferencia correspondiente en el punto en que el gas entra en la superficie de convección será por consiguiente

$$\frac{775}{500} \times 22.1 = 34^{\circ} \text{C}$$

y para el punto en que el gas abandona las superficies de convección será

620 $\frac{225}{500} \times 22.1 = 10^{\circ} \text{C}$

La temperatura de la pared del tubo por el lado del gas por el punto en que este penetra en las superficies de convección es por tanto

$$225 + 34 = 259^{\circ} \text{C}$$

625 y por el punto en que abandona el gas la superficie de convección

$$225 + 10 = 235^{\circ} \text{C}$$

La diferencia de temperatura entre el gas y los elementos por el extremo de entrada del gas caliente de las superficies de convección es:

630 $0.88 (1000 - 259) = 652^{\circ} \text{C}$

y por el extremo de descarga del refrigerante

$$0.88 (450 - 235) = 189^{\circ} \text{C}$$

187812

= 21 =

16



siendo $\eta_g = 0.88$ (rendimiento del intercambio térmico).

635 La diferencia logarítmica de la temperatura media entre el gas y los elementos = 374°C , la cual se ha calculado como sigue:

$$\frac{1652 - 189}{\log_e \times \frac{652}{189}} = \frac{463}{\log_e \times 3.45} = 374^\circ \text{C}$$

Para calcular la superficie de caldeo requerida, esto es
640 la superficie efectiva de los elementos de intercambio térmico tendremos

$$\frac{916,000}{113 \times 374} = 21.7 \text{ m}^2 \text{ que es inferior a la empleada, o sea a } 27.9 \text{ m}^2.$$

En la explicación dada se verá que la proporción del in-
645 tercambio térmico por el lado del gas (exterior de los tubos) llega bastante aproximadamente al valor máximo obtenible de intercambio térmico por el lado del agua (interior de los tubos), evidenciándose ésto por una comparación de los productos de la conductancia superficial por el área de intercambio tér-
650 mico en los lados opuestos de la pared:

$$10000 \times 6.0 = 60,000$$

$$113 \times 27.9 = 3,153$$

$$\frac{60000}{3153} = 19$$

655 El producto de la conductancia superficial en el lado del agua por el área de caldeo es así diez y nueve veces mayor que el producto por el lado del gas.

El significado de esta conclusión se verá si se tiene en cuenta que cuando solo se empleasen tubos, la conductancia superficial (valor de alfa) por el lado del gas se disminuiría
660 en próximamente 67. Este valor, multiplicado por el área total superficial del exterior de los tubos, daría por resultado un producto de 535,5; y esto comparado con el producto 60.000 haría el producto por el lado del agua ciento doce veces mayor que por el lado del gas.

187812

= 22 =



665 En las figuras 7 y 8 hemos ilustrado la aplicación del
presente invento a una instalación calculada para recuperar
el calor perdido ordinariamente y para mejorar así el rendi-
miento de una caldera existente que se ha indicado y designa-
do únicamente por el número 16. En esta forma de ejecución
670 del invento se acopla una unidad 17 entre la salida de los
gases de humos de la caldera y la chimenea 18. Para hacer po-
sible este acoplamiento se sustituyó un conducto 19 en forma
de T por el acoplamiento directo entre la caldera y la chime-
nea y se conectó una sección en codo 20 con la parte superior
675 de la chimenea.

La unidad 17 va montada entre las secciones 19 y 20 del
conducto y comprende un paso 21 para los gases de humos de-
terminado por dos conductos de agua 22 separados y unidos por
dos placas laterales 23. Los conductos de agua 22 llevan un
680 colector de admisión 24 unido a los extremos superiores de
los mismos en 25 y un colector similar de salida (no ilustra-
do) unido a los extremos inferiores de los mismos en 26. Dentro
del paso de gases de humos 21 y extendido entre las paredes
interiores 27 de los conductos de agua se encuentran elemen-
685 tos 28 de intercambio térmico. Estos elementos se extienden
transversalmente a la dirección de la corriente gaseosa y es-
tán constituidos por trozos largos de alambre de cobre de un
diámetro comprendido entre dos y ocho milímetros, arrollados
a las varillas colectoras 30..

690 Los elementos van asegurados a las varillas 30 y a las
paredes interiores 27 de los conductos de agua en condiciones
buenas de transferencia térmica respecto a los mismos, median-
te soldadura autógena, soldadura al latón o de otro modo, y
el volumen combinado de los elementos 28 de intercambio tér-
695 mico viene a ser entre 5 y 25 % (cinco y veinticinco por cien-
to) del volumen total del paso 21 de los gases de humos. La
experiencia ha demostrado que esta relación es la mejor para



lograr los fines del presente invento teniendo en cuenta todos los factores, como son la accesibilidad para la limpieza, el
700 mantenimiento de la conveniente corriente gaseosa etc., los cuales regulan la cantidad de elementos calentadores que pueden incorporarse a un paso de gas de volumen dado. Naturalmente que la relación deberá ser tan grande como sea posible atendiendo a estos factores.

705 El área combinada de los elementos expuestos a los gases es de tres a diez y seis veces mayor que el área proyectada de las paredes 27 servidas por los elementos, y con preferencia entre cinco y diez veces dicha área proyectada de las paredes 27, determinándose esta relación por las mismas consi-
710 deraciones empleadas en la selección de la relación volumétrica antes indicada.

Con objeto de facilitar el acceso a los elementos de intercambio térmico para su limpieza, se han previsto tapas desmontables 31 en las secciones 19 y 20 en forma de T y en
715 el conducto acodado respectivamente. Quitando estas tapas pueden emplearse cepillos de limpieza, soplantes para eliminar el hollín u otros medios convenientes para eliminar el hollín y suciedades acumuladas en los elementos 28.

También se prevén preferentemente válvulas 32 en las
720 salidas de las secciones 19 y 20 del conducto, mediante las cuales puede la corriente gaseosa dirigirse a través de la unidad 17 o cortarla.

Los resultados de los ensayos realizados con una unidad como la ilustrada en las figuras 7 y 8 y prolongados du-
725 rante un período de cuatro meses se han representado en el gráfico de la figura 9. De este gráfico se deduce que sin la unidad del presente invento, la caldera a que estaba aplicado presentaba un rendimiento decreciente al aumentar la carga, como se ilustra por la curva "A". Con la carga más general
730 durante el período de los cuatro meses, indicada por la li-

187812

= 24 =



nea B-B, esta caldera dió un rendimiento inferior a cincuenta por ciento (50 %). Durante el mismo periodo y en condiciones idénticas el rendimiento de la misma caldera con la unidad 17 acoplada a ella y en funcionamiento fué de ochenta por ciento 735 (80 %) como se indica por la curva "C". Esto representa un ahorro de combustible de cuarenta por ciento (40 %) en las condiciones predominantes, como se indica por la curva "D", siendo por lo demás independientes entre sí las curvas "C" y "D".

La temperatura media de los gases de humos entrantes en la 740 unidad 17 durante estos ensayos fué de 400° C, mientras que la temperatura de los gases salientes de la unidad y entrantes en la chimenea fué solo de 120° C.

Como se ilustra en la figura 12, el invento mejora también el aprovechamiento del calor radiante en un horno. Para este fin el invento se funda en el conocimiento de la diferencia 745 relativamente grande en la conductancia superficial existente por los lados opuestos de una pared sometida por un lado a los rayos directos del calor radiante emanado del lecho de combustible ardiendo, y por otro lado al aire que se ha de calentar 750 y que se mueve sobre ella.

En esta forma de ejecución del invento se somete una pared metálica 33 a los rayos directos del calor radiante emanado de una zona de combustión 34. Esta pared coopera con una pantalla exterior 35 y con paredes extremas adecuadas 36 (de las 755 que solo se ha indicado una) para determinar un paso o conducto de aire, en el que el aire ^{que} se ha de calentar se suministra por una admisión 37 y desde el cual el aire calentado se descarga por una salida 38. Con preferencia la pantalla 35 está, equipada de una camisa aisladora 39.

760 Dentro del paso, de aire así determinado se encuentran filas de elementos 40 de intercambio térmico en serpentín unidos a la pared 33 en relación de intercambio térmico con ella, mediante soldadura autógena o soldadura al latón o de otro modo,

187812

= 25 =



pero sin tener contacto con la pantalla exterior 35.

765 Proporcionando y separando convenientemente estos elementos 40 de intercambio térmico, puede aumentarse la relación de este intercambio entre el aire que se calienta y las superficies calentadoras, en un grado que se aproxima a la relación máxima obtenible de intercambio térmico entre los rayos del calor radiante y la pared 33. En este caso los rayos caloríficos son el medio de elevada conductancia superficial, mientras el aire que se ha de calentar es el medio de pequeña conductancia superficial. Se ha tenido en cuenta el hecho de que el estado aquí existente no es el mismo que aquel en que la pared separa 770 medios de conductancia superficial esencialmente igual.

Las figuras 13 y 14 ilustran la aplicación de nuestro invento a un precalentador de aceite. En este caso el aceite es el medio de poca conductancia superficial y el medio calentador es el vapor condensante que penetra en el aparato por el 780 conducto central 41, corre a lo largo del mismo para desembocar en un paso o conducto anular 42 determinado por la pared del conducto 41 y por un tubo 43. Ambos extremos de este tubo están cerrados y un conducto de descarga 44 conduce desde su porción extrema por la que el condensado abandona el aparato.

785 La unidad calentadora, constituida por el conducto 41 y el tubo 43 ensamblados como se ha descrito, penetra por un extremo dentro de una envolvente cilíndrica 45 a través de una de sus paredes extremas 46, estando el extremo opuesto de la envolvente 45 cerrado por una placa 47.

790 El espacio anular entre el tubo 43 y la envolvente 45 sirve para el paso del aceite que se ha de calentar y que penetra por una admisión 48 y sale por un escape 49. Los elementos de intercambio térmico 50 van dispuestos dentro de este espacio anular, fijándose al conducto 43 en relación de inter- 795 cambio térmico con él, pero separados de la envolvente 45.

187812

= 26 =



1949

Estos elementos 50 son con preferencia serpentines de alambre pesado dispuestos esencialmente en sentido radial alrededor del conducto 43, como se indica en la figura 14. En virtud de la forma curvada de los elementos 50, como se ve en la figura 14, el espacio entre ellos es esencialmente uniforme en toda su longitud. Esta disposición facilita también la limpieza de los elementos, que por lo demás requiere la expulsión del grupo calentador quitando la placa extrema 46.

Hemos hallado también fórmulas sencillas que a los entendidos en la materia e incluso a los menos entendidos les habrá de facilitar el determinar con exactitud aceptable los límites, dentro de los cuales la conductancia superficial (valor de alfa) del medio de conductancia superficial menor y el área total de los elementos de intercambio térmico expuestos a él, se deberán encontrar para tener la seguridad de disponer de un aparato eficaz de la clase descrita.

Uno de los factores de cada una de estas fórmulas es la diferencia entre los productos de la conductancia superficial (valor de alfa) por el área por un lado de la pared y el producto correspondiente por el otro lado de la pared. Este factor se señala en las fórmulas por Y. Para cada fórmula hemos determinado los límites entre los que se encuentra el valor óptimo de este factor Y. La conductancia superficial del medio con valor menor de alfa se ha señalado por α_1 y el área de la superficie de intercambio térmico en contacto con él, por A_1 ; para el medio con mayor conductancia superficial las designaciones correspondientes α_2 y A_2 . El producto de estos dos últimos valores dividido por el factor variable Y nos dará el producto $\alpha_1 \times A_1$ para el medio de menor conductancia superficial, y con el factor Y, si tres de los otros factores en la fórmula $\alpha_1 \times A_1 = \frac{\alpha_2 \times A_2}{Y}$ son conocidos, podrá determinarse fácilmente el valor del quinto factor.

187812

== 27 ==



Los aparatos calculados y construidos en conformidad con estas fórmulas, aunque no habrán de ser perfectos, habrán de ser muy eficaces y exigirán poco espacio como se pretende por nuestro invento.

La más importante de estas fórmulas es la siguiente:

Para las superficies de convección de una caldera de vapor en que los tubos contienen emulsión de vapor y agua

$\alpha_2 =$ aproximadamente 10.000 Kgal/m²/° C/h, y el factor Y variará entre 10 y 40 y preferentemente entre 16 y 24.

Para agua en movimiento como en los tubos de un economizador de una caldera de vapor, $\alpha_2 =$ aproximadamente 5.000 Kgal/m²/° C/h y el factor Y variará entre 10 y 50 y preferentemente entre 20 y 30.

En aquellas aplicaciones del invento como en el caldeo previo de aceite en que como fuente de calor se emplea vapor condensante, $\alpha_2 =$ aproximadamente 10.000 Kgal/m²/° C/h, y el factor Y variará entre 8 y 24 y preferentemente entre 10 y 15.

Con la información aquí dada, los que conozcan bien la materia encontrarán poca dificultad en determinar los valores actuales aplicables en cada caso particular y en hacer las correcciones necesarias para conseguir un rendimiento mayor. Por ejemplo, en el caso de agua en movimiento, en que el valor aproximado de alfa se ha fijado en 5.000, si se ha encontrado ser 6.000 el valor actual de dicha alfa, el coeficiente de corrección para el factor Y podrá determinarse como sigue:

$$Y_a = \frac{\alpha_2}{5000} \times Y \quad (\text{escogido arbitrariamente como 20 del orden o serie dada en la fórmula})$$

y sustituyendo

$$Y_a \text{ (el factor buscado de corrección)} = \frac{6000}{5000} \times 20 = 24.$$

Sin embargo, siempre que los valores de Y se encuentren

187812

= 29 =



890 $\eta_g = \frac{\pi}{n l} \times \left(\frac{e^{2nl} - 1}{e^{2nl} + 1} \right)$ en que $n = \sqrt{\frac{\alpha \cdot r \cdot F}{\lambda \cdot r}}$

y en que

α = la conductancia superficial (valor de alfa) de los gases que corren sobre los elementos

λ = la conductancia de los elementos

895 e = logaritmo de base natural = 2,718

F = circunferencia del elemento en M

r = área de la sección transversal del elemento en M²

l = longitud de la trayectoria de conductancia en M,

es menor que el 75 % del intercambio térmico teóricamente

900 completo, para situaciones en que la temperatura a que los elementos están sometidos, es de 600° C o superior, y menor

que el 60 % del intercambio térmico teóricamente completo

para temperaturas inferiores a 600° C, siendo la distribu-

ción del indicado intercambio o transferencia térmica de los

905 elementos esencialmente uniforme a través de todo el paso de

los gases de humos, y siendo el área de la superficie combi-

nada de los elementos tres a diez y seis veces tan grande

como el área proyectada de la longitud de los tubos, sobre

que van montados los elementos, de suerte que estos elemen-

910 tos constituyen las superficies primarias de intercambio

térmico del cambiador térmico en contacto con los gases de

humos.

2.- Una caldera de vapor o aparato según lo reivindicado en el punto 1, caracterizado porque la longitud de los

915 elementos de intercambio térmico es tal que el producto de

la conductancia superficial de los gases de humos por el

área de la superficie total de todos los elementos expues-

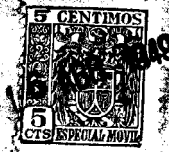
tos a los gases de humos, es igual al cociente derivado de

una división por un factor situado entre 16 y 24, del pro-

920 ducto de la conductancia superficial del fluido de la cal-

dera, por el área de la superficie interior de la longitud

187812 = 30 =



de los tubos sobre que van montados los elementos.

3.- Una caldera o estructura según lo reivindicado en el punto 1, caracterizada porque el volumen combinado de la
925 superficie extendida proporcionada por los indicados elementos de intercambio térmico, se encuentra entre cinco y veinticinco por ciento del volumen total de la porción del paso de los gases de humos que contiene dichos elementos.

4.- Una caldera o aparato según lo reivindicado en
930 el punto 1, caracterizado porque el área superficial total de la superficie extendida proporcionada por los elementos de intercambio térmico expuestos a los gases no es inferior a 50 metros cuadrados ni mayor que 200 metros cuadrados por metro cúbico de la porción del paso de gases que contiene
935 los elementos.

5.- Una caldera o medio para efectuar el intercambio térmico entre dos medios en corriente, que comprende: medios para determinar un paso por el que corre uno de los medios; una multitud de conductos dispuestos en un grupo
940 dentro de dicho paso y a través de los cuales corre el otro medio; y elementos de intercambio térmico unidos íntimamente a la superficie exterior de los conductos y que desde ellos se extienden en dirección transversal de la corriente a través de dicho paso, poseyendo los indicados elementos
945 una conductividad no inferior a 90 kcal por hora, por metro cuadrado por metro de espesor, por diferencia en grados centígrados de temperatura, estando las uniones de los dichos elementos con los conductos separadas de modo esencialmente uniforme a lo largo de los conductos en el indicado
950 grupo y siendo cada uno de los elementos de una sección transversal aproximadamente redonda y poseyendo una sección transversal esencialmente uniforme en toda su longitud, entre 3 y 50 milímetros cuadrados, y teniendo la porción ex-

1.87812

= 31 =



tendida de los mismos una longitud no inferior a 10 veces
 955 la raíz cuadrada del área de la sección transversal y no superior a aquella, a que el rendimiento de su conductividad, determinado por la fórmula

$$\eta_g = \frac{1}{nl} \times \frac{e^{2nl} - 1}{e^{2nl} + 1} \quad \text{en que } n = \frac{\sqrt{\alpha \lambda \pi}}{\lambda \times f}$$

y en que

960 α = la conductancia superficial (valor de alfa) de los gases que corren sobre los elementos

λ = la conductancia de los elementos

e = logaritmo de base natural = 2,718

π = circunferencia de elemento en M

965 f = área de la sección transversal del elemento en M²

l = longitud de la trayectoria de conductancia en M

es inferior a sesenta por ciento del intercambio térmico teóricamente completo.

6.- una caldera o estructura según lo reivindicado en
 970 el punto 5, caracterizada porque la longitud de los elementos de intercambio térmico es tal que el producto de la conductancia superficial del medio que corre por el paso, por la superficie del área total de las porciones extendidas de los elementos, es igual al producto de la conductancia superficial del medio que corre por los conductos, por el área de las paredes interiores de los conductos en dicho grupo, después que este último producto se divide por un factor situado entre 8 y 40.

7.- una caldera o medios para efectuar el intercambio
 980 térmico indirecto entre dos medios confinados en zonas separadas por una pared, a través de la cual tiene lugar algún transporte térmico, caracterizada por preverse: elementos de intercambio térmico íntimamente unidos a la indicada pared en una relación de intercambio térmico con ella y que
 985 se extienden desde la misma, gracias a lo cual los indica-

187812

= 32 =



dos elementos se encuentran en relación de intercambio térmico directo con el medio en el indicado lado de la pared, y en relación de intercambio térmico indirecto con el medio por el otro lado de la pared, haciéndose dichos elementos de un material con una conductividad no inferior a 90 kcal por hora por metro cuadrado por espesor en metros por diferencia en grados centígrados de temperatura, y poseyendo la porción extendida de cada uno de los citados elementos de intercambio térmico una sección transversal aproximadamente redonda y esencialmente uniforme por toda su longitud, de 3 y 50 milímetros cuadrados, y poseyendo una longitud no inferior a diez veces la raíz cuadrada del área de su sección transversal y no mayor a aquella a que el rendimiento de su conductividad, determinada por la fórmula

14000
$$\eta_g = \frac{1}{nl} \times \frac{e^{2nl} - 1}{e^{2nl} + 1} \quad \text{en que } n = \sqrt{\frac{\alpha_x \cdot F}{\lambda \cdot f}}$$

y en que

α_x = la conductancia superficial (valor de alfa) de los gases que corren sobre los elementos

λ = la conductancia del elemento

14005 e = logaritmo de base natural = 2,718

F = circunferencia del elemento en M

f = área de la sección transversal del elemento en M²

l = longitud de la trayectoria de conductancia en M

es inferior a sesenta por ciento del intercambio térmico

14010 teóricamente completo, estando los indicados elementos separados de modo esencialmente uniforme sobre la pared y estando sus uniones con la pared separadas una de otra en todas sus direcciones, siendo el área combinada de todas las uniones, medida en la superficie de la pared, por lo menos

14015 el diez por ciento del área total de la pared, siendo el volumen combinado de las porciones extendidas de los elementos entre cinco y veinticinco por ciento del volumen de

187812

= 33 =



la zona en que están situados, y siendo su longitud tal, que el producto de la conductancia superficial del medio en contacto directo con los indicados elementos por el área de la superficie total de las porciones extendidas de los mismos elementos, es igual al producto de la conductancia superficial del otro medio por el área de la superficie de intercambio térmico expuesta al mismo, después de que dicho último producto se ha dividido por un factor situado entre 10 y 30.

8.- Una caldera o unidad de intercambio térmico que se habrá de utilizar en calderas de vapor y similares, la cual comprende: un par de tubos separados, conductores de agua, esencialmente paralelos; y elementos de intercambio térmico montados sobre los tubos y conectados con ellos, comprendiendo dichos elementos una serie de bucles alargados de alambre que abrazan y están en contacto con los dos tubos y separados a lo largo de su longitud, alternando uno de los lados del bucle por ambos lados del plano medio que contiene los ejes de los tubos y siendo el eje mayor de cada bucle esencialmente recto entre sus puntos de tangencia con las superficies curvadas de los tubos, teniendo los lados restantes del bucle sus porciones en contacto con los tubos, arrolladas parcialmente alrededor de las superficies curvadas de los mismos tubos y estando separadas por dentro de los lados primeramente indicados del bucle y sustancialmente paralelas a ellos, siendo tal la extensión de la indicada disposición interior de los segundos lados indicados del bucle que esencialmente divide con igualdad la distancia de centro a centro entre los lados del bucle primeramente citados medida perpendicularmente a dicho plano medio y medios para asegurar los bucles a los tubos en una relación con ellos de intercambio térmico íntimo y perfecto.

9.- Una caldera o estructura según lo reivindicado en



el punto 8, caracterizada porque el alambre de que se forman los indicados bucles tiene una sección transversal esencialmente redonda con un área en la sección transversal entre 3 y 50 milímetros cuadrados y una conductividad de por lo menos 90 kcal por hora por metro cuadrado por metro de espesor, por diferencia en grados centígrados de temperatura.

10.- Una caldera o cambiador térmico que comprende: medios que determinan dos pasos adyacentes de fluido separados por una pared común; y una multitud de elementos de intercambio térmico unidos a dicha pared en relación íntima con ella para dicho intercambio y que se extienden desde la misma dentro y esencialmente a través por completo del paso por el lado de la pared, siendo todos los indicados elementos de intercambio térmico de sección igual esencialmente uniforme entre tres y cincuenta milímetros cuadrados en toda su longitud y de tal forma en su sección transversal que la dimensión transversal mayor no ha de exceder tres veces a la dimensión transversal menor, y proporcionando los indicados elementos trayectorias o pasos de conductividad, cada una de las cuales es de una longitud no inferior a diez veces la raíz cuadrada del área de la sección transversal de los elementos ni mayor que aquella, a que el rendimiento de su conductividad, determinada por la fórmula

$$\eta_g = \frac{1}{nl} \times \frac{e^{2nl} - 1}{e^{2nl} + 1} \quad \text{en que} \quad n = \sqrt{\frac{\alpha \lambda f}{\lambda x f}}$$

1075 y en que

α = la conductancia superficial (valor de alfa) de los gases que corren sobre los elementos

λ = la conductancia del elemento

e = logaritmo de base natural = 2,718

1080 f = circunferencia del elemento en M

x = área de la sección transversal del elemento en M²

l = longitud de la trayectoria de conductancia en M

187812

= 35 =



es inferior al sesenta por ciento del intercambio térmico teóricamente completo, y estando los indicados elementos de intercambio térmico separados en cantidad sustancialmente igual entre sí por toda su longitud y distribuidos uniformemente a través del paso en que van alojados, y siendo el área de la superficie combinada de los elementos tres a diez y seis veces mayor que el área proyectada de la parte de la pared, a que van unidos.

II.- Una caldera de vapor con paso para gases de humos, con tubos conductores del fluido de la caldera dentro de dicho paso de gases y un cambiador térmico dentro del mismo paso y que encierra dichos tubos, caracterizada por preverse: elementos de intercambio térmico análogos a alambres, de metal de alta conductividad, unidos a los tubos en relación íntima de intercambio térmico con ellos y que se extienden desde los mismos, con todos los elementos separados de manera esencialmente uniforme a través de la corriente gaseosa y entre sí en toda su longitud y distribuidos también uniformemente a través del paso de los gases de humos, poseyendo todos los indicados elementos una sección transversal esencialmente uniforme en toda su longitud, entre 3 y 50 milímetros cuadrados, y siendo la longitud de la porción extendida de cada elemento tal que la trayectoria de conductancia proporcionada por ella respecto a la pared del tubo a que conduce dicha trayectoria, no es menor que diez veces la raíz cuadrada del área de su sección transversal, ni mayor que aquella a que el rendimiento de su conductividad, determinado por la fórmula

$$\eta_g = \frac{1}{n l} \times \frac{e^{2nl} - 1}{e^{2nl} + 1} \quad \text{y que } n = \sqrt{\frac{\alpha x l}{\lambda x l}}$$

y en que

α = la conductancia superficial (valor de alfa) de los gases que corren sobre los elementos

187812

= 36 =



- 1.115 λ = la conductancia del elemento
 e = logaritmo de base natural = 2,718
 P = circunferencia del elemento en M
 f = área de la sección transversal del elemento en M²
 l = longitud de la trayectoria de conductancia en M
- 1.120 es inferior a sesenta por ciento (60 %) del intercambio térmico teóricamente completo, y el área de la superficie combinada de las porciones extendidas de todos los elementos es entre tres y diez y seis veces mayor que el área proyectada de la longitud de los tubos sobre que van montados los elementos.
- 1.125 de manera que los indicados elementos de intercambio térmico constituyen la superficie primaria del mismo intercambio del cambiador térmico en contacto con los gases de humos.
- 12.- Una caldera de vapor según lo reivindicado en el punto III, caracterizada porque cada uno de los elementos indicados de intercambio térmico es esencialmente redondo en su sección transversal.
- 13.- Una caldera de vapor con paso para gases de humos, con tubos conductores del fluido de la caldera dentro de dicho paso y con un cambiador térmico dentro del mismo paso de gases y que encierra los indicados tubos, caracterizada por preverse: elementos a modo de alambres para intercambio térmico, de metal de alta conductividad, unidos a los tubos en relación íntima de intercambio térmico con ellos y que se extienden desde los mismos, con todos los elementos transversales a la corriente gaseosa y separados entre sí de modo esencialmente uniforme en toda su longitud y distribuidos también uniformemente a través del paso de los gases de humos, poseyendo todos los indicados elementos una sección transversal esencialmente uniforme en toda su longitud, entre 3 y 50 milímetros cuadrados, y siendo la longitud de la
- 1.130
- 1.135
- 1.140
- 1.145



porción extendida de cada elemento tal, que la trayectoria de conductancia proporcionada por ella respecto a la pared del tubo a que conduce dicha trayectoria, no es inferior a

- 1.150 diez veces la raíz cuadrada del área de su sección transversal, ni mayor que aquella, a que el rendimiento de conductividad determinado por la fórmula

$$\eta_g = \frac{1}{n l} \times \frac{e^{2nl} - 1}{e^{2nl} + 1} \quad \text{y que} \quad n = \sqrt{\frac{\alpha \times F}{\lambda \times f}}$$

y en que

- 1.155 α = la conductancia superficial (valor de alfa) de los gases que corren sobre los elementos.

λ = la conductancia del elemento

e = logaritmos de bases natural = 2,718

F = circunferencia del elemento en M

- 1.160 f = área de la sección transversal del elemento en M^2

l = longitud de la trayectoria de conductancia en M

es inferior a sesenta por ciento (60 %) del intercambio térmico teóricamente completo, siendo el área superficial combinada de las porciones extendidas de todos los elementos

- 1.165 entre tres y diez y seis veces mayor que el área proyectada de la longitud de los tubos sobre que van montados los elementos, de suerte que los indicados elementos de intercambio térmico constituyen la superficie primaria de intercambio del cambiador térmico en contacto con los gases de humos, y siendo la longitud de los elementos de intercambio

- 1.170 térmico tal que el producto de la conductancia superficial de los gases de humos por el área de la superficie total de todos los elementos expuestos a los gases de humos, es igual al cociente derivado de la división, por un factor situado

- 1.175 entre diez y seis y veinticuatro, del producto de la conductancia superficial del fluido de la caldera por el área de la superficie interior de la longitud de los tubos sobre que van montados los elementos.

187812

= 38 =



Esta patente recae sobre "UNA CALDERA DE VAPOR O SIMILAR CON SUPERFICIES EXTENDIDAS DE TRANSFERENCIA DEL CALOR", como queda descrito en la presente Memoria, caracterizado en la anterior Nota y representado en los adjuntos dibujos.

Madrid, 16 de Abril de 1949.

J. Aranda

1878 12



Fig. 3.

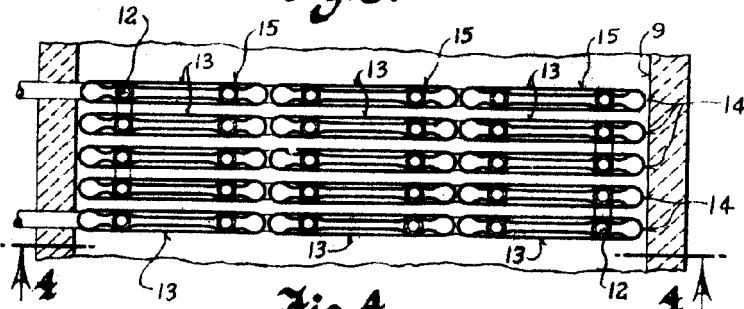


Fig. 4.

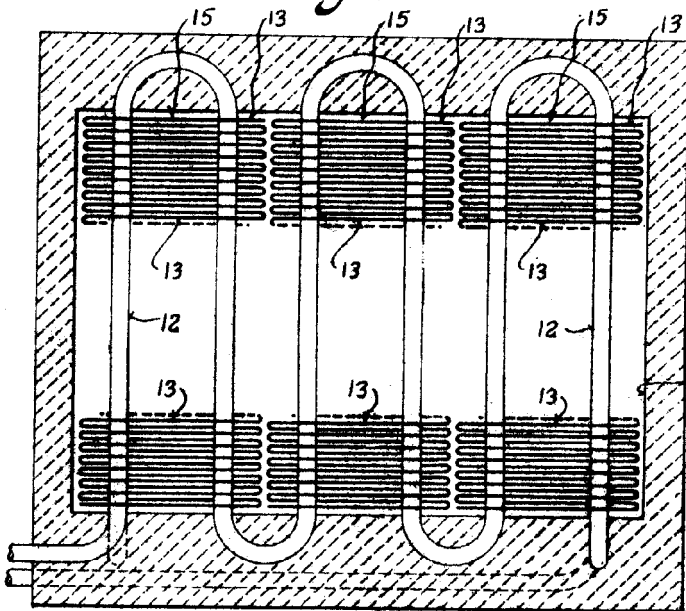


Fig. 6.

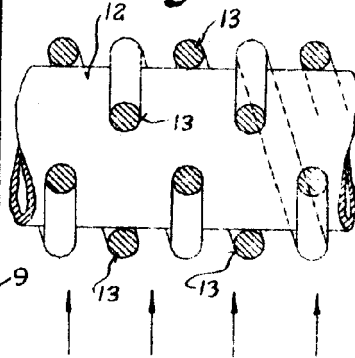


Fig. 5.



For: DAVID GAIN, Director of
Bureau of Invention, U.S. Patent Office.

Garwick

1878 12



Fig. 7.

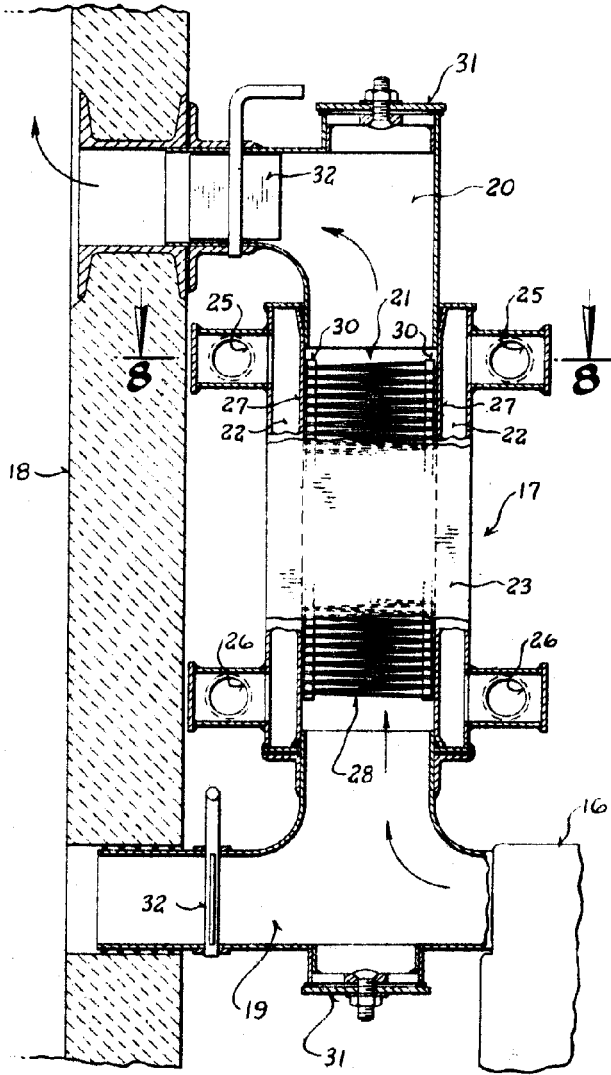
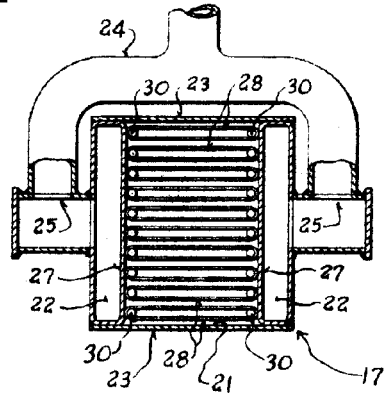


Fig. 8.



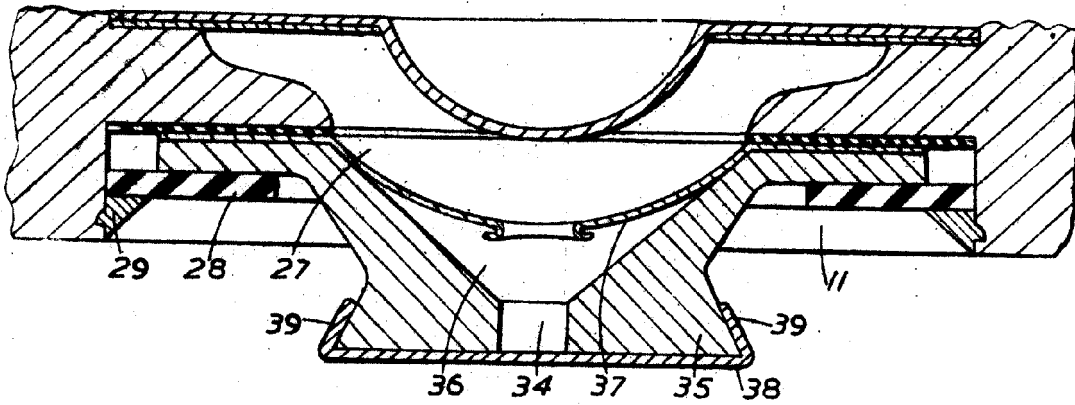
FOR: DAVID D. LAM, DIRECTOR
MEXICO S. P. CO., MEXICO.

Mojm n° 2

187838



FIG. 2.



M. Rojas

1878 12



Fig. 9.

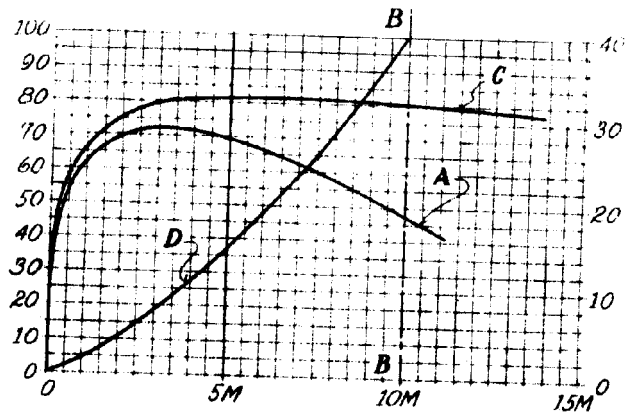
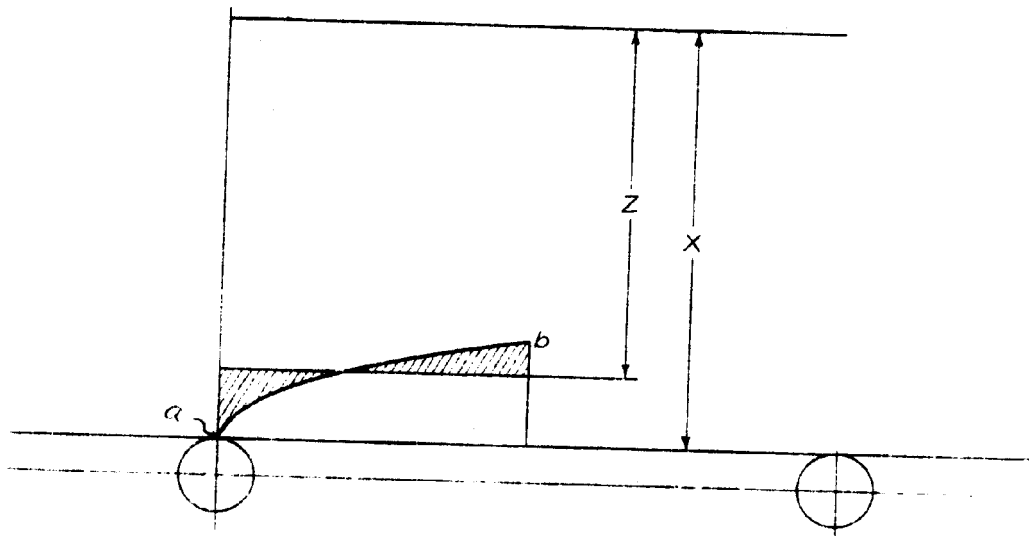


Fig. 10.



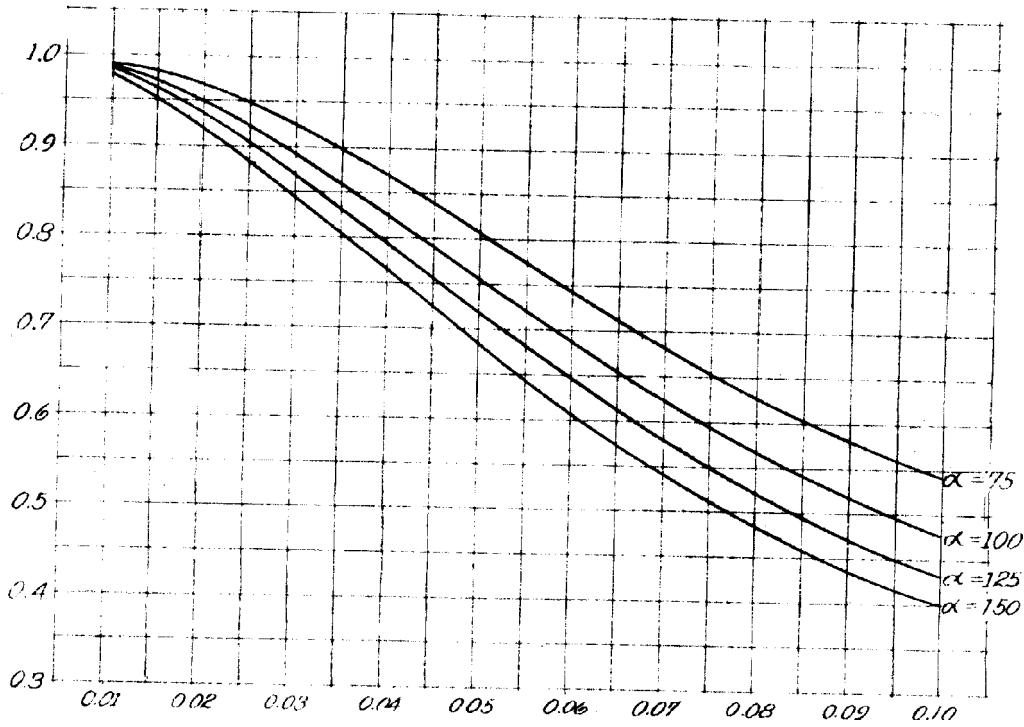
pour servir.
par: David Iselin, directeur
de la ville de Paris, le 10 Mars 1878.

David

187812



Fig. 11.



Copyright 1912.
by: J. V. L. Smith, Director of
Bureau of Standards, Division of Physics.

1878 12



Fig. 12.

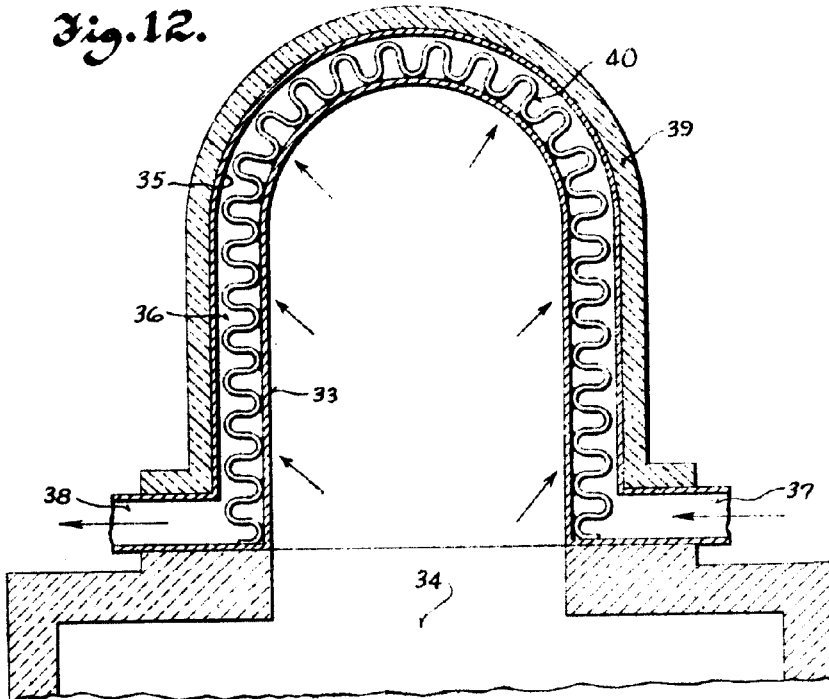


Fig. 13.

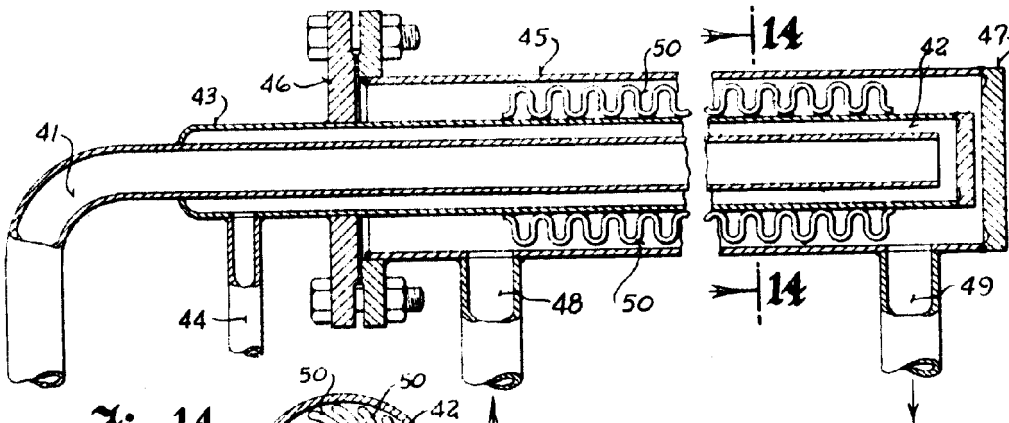
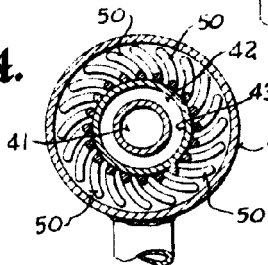


Fig. 14.



David L. Verrillle.
per: David L. Verrillle, Engineer
Gustav Wilhelm Larby, Engineer