

P-26.924

Nº 65.130
U.S. Serial Nº 302.107
apparatus

31 ABU 1964



300365

300365

MEMORIA DESCRIPTIVA

que se presenta para unir a la solicitud de

P A T E N T E D E I N V E N C I O N

formulada el 29 de mayo de 1.964, con el número 300.365

e n

E S P A Ñ A

por VEINTE años

a nombre de PAN AMERICAN PETROLEUM CORPORATION, entidad -
norteamericana, establecida en Tulsa 2, Oklahoma, Estados
Unidos de América, por:

"UN APARATO PARA AUMENTAR LA CONVERSION EN AZUFRE
LIBRE AL TRATAR UN GAS QUE CONTIENE SULFURO DE HI-
DROGENO".

La presente invención se refiere a un aparato -
original para recuperar azufre elemental de un gas que con-
tiene H_2S . Más particularmente, se refiere a un método
mejorado y medios para recuperar azufre de los gases que
5 contiene H_2S que son difíciles de quemar.

Actualmente, se emplean comercialmente dos proce-
dimientos para la recuperación de azufre libre de corrientes
gaseosas ácidas. En un tipo de operación, es decir, el pro-
cedimiento de flujo directo, toda la alimentación se intro-
duce en un horno-caldera junto con aire suficiente u otra
10



fuerza de oxígeno para oxidar una tercera parte del sulfuro de hidrógeno de la alimentación a dióxido de azufre.

5 Cuando los reactantes se mantienen por encima de una temperatura de 648° C durante tiempo suficiente, se obtiene una conversión sustancial a azufre libre sin la utilización de catalizador. Los productos de esta reacción se enfrían en una caldera o condensador donde se separa el azufre producido. La mezcla de reacción resultante se inyecta entonces a una zona de reacción llena de catalizador adecuado, donde se obtiene una conversión adicional de sulfuro de hidrógeno a azufre libre. Los productos gaseosos se pasan luego generalmente por un economizador o condensador, o se introducen en una unidad lavadora de azufre líquido. Los gases sin reaccionar separados por la línea superior del depurador, se ajustan entonces a una temperatura de aproximadamente 15 204 a 232° C y se pasan a una segunda zona de reacción. Los productos de este reactor se llevan luego a un segundo condensador depurador para recuperar de ahí el azufre libre.

El otro método principal de recuperación del azufre libre, comúnmente conocido con el procedimiento de flujo partido implica dividir en dos partes la corriente de alimentación y quemar por separado una tercera parte de la misma a dióxido de azufre, después de lo cual éste se combina con los dos tercios restantes del gas alimentador original para dar una mezcla aproximadamente equivalente a la que se produce cuando se pasa todo el gas por la caldera de la forma descrita en general más arriba. Con un procedimiento de esta clase que emplea dos convertidores, el método de tratar la corriente a lo largo del sistema y recuperar el azufre libre es sustancialmente el mismo que el requerido cuando se prepara la mezcla de reacción introduciendo todo el gas alimenta

30365

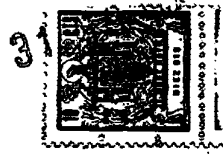


dor en un horno y quemando una tercera parte de dicho gas a dióxido de azufre.

De los dos métodos aquel en el que todo el gas pasa por el tubo de combustión de la caldera y una tercer parte se quema a SO_2 es el más conveniente, porque la mayor parte del calor de la reacción entre SO_2 y H_2S se libera en la caldera, donde se forma generalmente del 60 al 70 por ciento del azufre recuperado. Una ventaja principal de este hecho es que cuando el efluente de la caldera se traspasa posteriormente a un convertidor catalítico la elevación de la temperatura experimentada en el convertidor es generalmente menor de $79^\circ C$. Así, en tales casos la alimentación del primer convertidor entra a una temperatura de aproximadamente $232^\circ C$ y se separa a una temperatura de aproximadamente $321^\circ C$. A causa de esta temperatura máxima relativamente baja es posible utilizar materiales de construcción más baratos, v.g. acero al carbono, en la fabricación del convertidor o convertidores utilizados. También, como la reacción tiende a acercarse al equilibrio a estas temperaturas más bajas, se efectúan en el primer convertidor conversiones mayores a azufre libre.

Por otra parte, en el caso en que sólo se introduce una tercera parte de la alimentación gaseosa ácida en la caldera quemándose a SO_2 y combinándose después con los dos tercios restantes de la corriente de alimentación derivada, antes de entrar al primer convertidor, la mayor parte del calor de reacción, se libera en el primer convertidor, debido a la formación de azufre. No hay, por supuesto, tal liberación de calor en la caldera porque prácticamente todo el H_2S introducido en esa fase del proceso se quema a SO_2 .

300365



Por consiguiente, la mayor conversión a azufre libre, v.g. aproximadamente un 65 por ciento, ocurre en el primer convertidor y, como era de esperar, va acompañada de una liberación de calor mayor que la que ocurre en la fase correspondiente del procedimiento directo. De este modo, el gas alimentador precalentado a 232° C, que fluye al primer convertidor se retira del mismo a temperaturas del orden de 399° C. La generación de tales temperaturas no solo puede requerir aleaciones especiales para la construcción del convertidor, sino causar también una reducción en el rendimiento asegurado del azufre libre.

De estos hechos, se verá claramente que el procedimiento últimamente mencionado no es nunca el preferido para la recuperación de azufre de gas ácido, pero en el pasado se utilizó en algunos casos porque la composición del gas alimentador era tal que la combustión no podría sostenerse adecuadamente cuando toda la alimentación pasaba por el tubo de combustión de la caldera.

Otras dificultades con que se ha tropezado en los diseños actuales de instalaciones de recuperación de azufre, han sido relacionadas con la fructuación en las velocidades de caudal. Así, en instalaciones donde una porción del efluente del horno o caldera se extrae para precalentar el gas ácido alimentador a los convertidores, se encuentra dificultad en las operaciones, si las velocidades de caudal están por debajo de aproximadamente el 50 por ciento del cálculo, puesto que el área de refrigeración en los pasos primero y segundo de la caldera es constante y la liberación de calor es proporcional al caudal. Por lo tanto, a velocidades de tratamiento más bajas, temperaturas de recalentamiento ba-



jas originan una necesidad de un porcentaje mayor de vapores de recalentamiento para cada convertidor. Esto causa una conversión reducida de azufre y una tendencia incrementada a contaminar el catalizador con azufre libre.

5 Por consiguiente, es un objeto de nuestra invención proveer un aparato por el que el llamado proceso directo - pueda aplicarse a corrientes gaseosas ácidas pobres en combustibles, así como también a corrientes que sostengan fácilmente la combustión. Otro objeto de nuestra invención

10 es proveer un aparato adecuado para quemar una tercera parte del H_2S introducido a SO_2 mientras se mantiene la temperatura del producto gaseoso resultante al nivel deseado sobre amplias fluctuaciones en las velocidades de caudal del gas de alimentación. Es otro objeto de nuestra invención -

15 recuperar cantidades sustancialmente incrementadas de azufre de corrientes gaseosas ácidas por el método "directo" que en el pasado podían únicamente tratarse por el método de "flujo partido".

20 Para un mejor entendimiento de nuestra invención, se muestran en los dibujos que se acompañan una serie de realizaciones donde:

La Figura 1 es una vista isométrica de túneles dobles de combustión conectados a una caldera para diseño nuevo;

25 La Figura 2 es una vista de alzada, parte transversal del diseño del túnel de combustión;

La Figura 3 es una vista del extremo frontal de la Figura 2, tomado a lo largo de la línea 3-3;

30 La Figura 4 es una vista del extremo (posterior) de los túneles de combustión mostrados en las Figuras 1 y 2, ilustrando detalles de la estructura que se adapta al ex-

300365



tremo frontal de la caldera;

La figura 5 es una vista dealzada, parte transversal, de la caldera conectada a los mencionados túneles de combustión;

5 La Figura 6 es una vista del extremo frontal de la caldera mostrada en la Figura 5 tomada a lo largo de la línea 6-6;

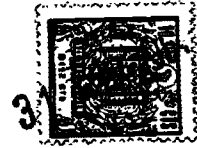
La Figura 7 es una vista posterior de la caldera mostrada en la Figura 5 tomada a lo largo de la línea 7-7;

10 En resumen, una realización de nuestra invención comprende un sistema combinado de cámara de combustión - quemador de azufre, que permite pasar aproximadamente al 40 por ciento del gas ácido por el quemador, con el aire justamente suficiente para la combustión del 33 por ciento de todo
15 el gas ácido. Los productos de esta combustión reaccionan con el 60 por ciento restante del gas ácido en una zona de reacción no catalítica del túnel de caldeo. Esta disposición permite la operación del proceso "directo" de gases que no sostendrán la combustión en el diseño usual de "directo". El uso de este diseño tiene por resultado las siguientes ventajas sobre el proceso normal de "flujo partido", usado normalmente con gases que tienen características de combustión pobres:

25 1). Rendimientos mayores de azufre, debidos al empleo del reactor no catalítico aguas arriba de la corriente de los convertidores catalíticos.

2). Rendimientos mayores debidos a temperaturas más bajas del convertidor.

30 3). Coste menor debido a mayor transmisión de calor en la zona de transmisión de alta temperatura.

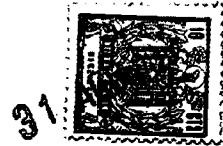


4). Mayor producción de corriente de alta presión.

5). Operación simplificada, desde el punto de vista de control.

También está dentro del alcance de nuestra invención
5 separar la alimentación en dos o más corrientes, cada una de las cuales esté alimentadas a túneles de combustión separados, uno o más de los cuales puede desactivarse, si es necesario, para permitir que sean tratadas velocidades de gas menores con mayor rendimiento de la instalación sin con-
10 taminar el catalizador. El túnel(es) desactivado(s), sin embargo, deben purgarse y mantenerse caliente usando una llama piloto adecuada. Tal diseño proporciona una máxima flexibilidad de operación a alta conversión, sin parar el equipo para modificaciones, como se ha requerido en el pa-
15 sado.

Refiriéndonos otra vez a la Figura 1, se acopla un par de túneles de combustión 2 y 5 a un extremo de la caldera reactiva 9, los túneles de alimentación y la caldera descansan sobre las cunas soportes 8 y 10, respectivamente.
20 Los túneles de combustión están equipados cada uno con entradas de gas 12 y 14 y entradas de aire 16 y 18. A corta distancia aguas abajo de las entradas de aire están las entradas de gas auxiliares o suplementarias 20 y 22. Estas últimas entradas comunican cada una con un sistema de dis-
25 tribución de gas en el interior o en el exterior de los túneles. Con el propósito de describir esta característica nos referiremos a las Figuras 2 y 3 que muestran vistas parciales longitudinal y vertical transversal del túnel 5 con un sistema distribuidor dentro del túnel. La estructura den-
30 tro del túnel 2 es idéntica a la mostrada en el otro. El ex



tremo más bajo de la entrada de gas 22 está montado en un material refractario moldeable adecuado 24 y conecta al conducto 26 que conduce a los brazos 28 con boquillas 30. Estas boquillas pueden girarse en un ángulo que impartan un movimiento de remolino a la corriente de gas que fluye por la cámara de combustión. Por la parte trasera del túnel y directamente sobre el soporte 32, hay una pared refrenadora 34 que asegura el mezclado completo de los gases reaccionantes antes de pasar de la garganta estrecha 36 que desemboca en la caldera reactor 9.

La Figura 5 es una vista alzada de la caldera reactor, parcialmente rota, que comprende un cuerpo cilíndrico 38 que tiene dos conjuntos de tubos refrigerantes 40 y 42, acoplados a la placa tubular 44 y a la parte posterior 46 de la cámara de inversión enfriada por agua 47. El recipiente entero descansa sobre cunas los soportes 10 y 48. En la parte delantera del recipiente hay dos lumbreras de entrada 50 y 52 (ver figura 6) en las que descargan los túneles 2 y 5, respectivamente. Los gases de los túneles 2 y 5 descargan en los tubos 42, pero no en el tubo 40. La placa frontal 54 rodea y ayuda a mantener las lumbreras de entrada 50 y 52 en su sitio. La placa 54 está colocada delante de la placa de tubos 44 para formar una cámara estanca 56. En la base de la cámara está una salida de azufre 58, por la que el azufre libre, descargado como vapor en la cámara 47 y refrigerado en los tubos 40, se separa de la caldera. También, en el fondo de la cámara 47 está una segunda salida de azufre 60, que elimina todo el azufre libre condensado allí. Hacia la parte trasera de la cámara 47 están las lumbreras de salida de vapor 62 y 64. Situadas por debajo y en el centro de



estas dos lumbreras está el acceso 66. Las dos lumbreras mencionadas y el acceso 66 comunican con la cámara 47.

5 En la parte superior de la cámara 56 hay una boquilla de gas reaccionante 68 y exactamente a la derecha de la misma está la boquilla de vapor de agua 70. También en la parte superior de la caldera está la abertura de registro 72.

10 En la operación del equipo antes descrito por dar un ejemplo típico - el gas ácido, a la velocidad aproximada de 604 moles por hora, que contiene 250 moles de H_2S , 321 moles de CO_2 , 27 moles de agua y aproximadamente 7 moles de hidrocarburos C_1-C_4 , se carga en cantidades iguales en los túneles de combustión 2 y 5 pasando aproximadamente el 40 por ciento de dicho gas por las puertas 12 y 14, y entrando el resto en el sistema por las lumbreras 20 y 22. El gas
15 que fluye a los túneles de combustión 2 y 5 por las lumbreras de entrada 12 y 14 se mezcla con 656 moles de aire por hora. La mezcla resultante pasa entonces a cuerpo principal de los túneles de combustión en donde dicha mezcla se combina con el gas ácido alimentado al sistema por las lumbreras de entrada 20 y 22, y posteriormente por las boquillas 30.
20 En este punto la mezcla gaseosa presente en ambos túneles de caldeo 2 y 5 está a una temperatura aproximada de $927^{\circ}C$ y $1,4 \text{ kg/cm}^2$ abs. Bajo estas condiciones, aproximadamente del 65 al 70 por ciento del total de H_2S alimentado al sistema se convierte en azufre libre en el cuerpo principal de cada uno de dichos túneles. Las mezclas gaseosas de los productos individuales resultantes pasan entonces a la caldera
25 9 por las lumbreras de entrada 50 y 52, donde se produce vapor de agua a $18,5 \text{ kg/cm}^2$ abs. El efluente de la caldera reactiva 9 se retira por la boquilla de vapor 68 a una tem-
30



31

peratura de aproximadamente 343° C, se pasa por un condensador convencional (no dibujado), el azufre líquido resultante se retira del sistema a 190° C (1,24 kg/cm² abs.) y los gases reaccionantes no condensados se envían a un primer convertidor (no dibujado). Sin embargo, antes de que tales gases entren en dicho convertidor, se mezclan con el gas de recalentamiento que fluye de la boquilla de vapor 62 en la parte trasera de la caldera reactiva 9. Los gases reaccionantes fríos y el gas de recalentamiento de la caldera se mezclan de manera que la mezcla resultante tenga una temperatura de 227° C (1,12 kg/cm² abs.), antes de que entre en el primer convertidor. Los productos de reacción gaseosos de dicho convertidor, que están a una temperatura aproximada de 285° C (1,18 kg/cm² abs.) se condensan después a una temperatura de 190° C (1,12 kg/cm² abs.), se separa el azufre producto líquido, y los gases sin reaccionar fríos se mezclan después con gas de recalentamiento caliente que fluye de la boquilla de vapor 64 para producir una mezcla de reacción gaseosa que fluye a un segundo convertidor (no dibujado), teniendo dicha mezcla una temperatura de 227° C (a 1,12 kg/cm² abs.). Los productos de reacción del convertidor últimamente mencionado se retiran a una temperatura aproximada de 244° C (1,10 kg/cm² abs.), se condensan y se separa el azufre líquido del sistema a 151° C (1,04 kg/cm² abs.). Todos los gases no transformados se envían entonces a un cañón de chimenea de combustión convencional.

En la operación de la caldera al producirse la conversión de la mayor parte del azufre en la misma, pueden condensarse pequeñas cantidades de azufre líquido en las dos cámaras 56 y 47, eliminándose de las mismas por las salidas

300365

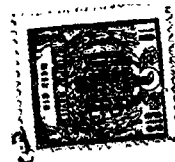


58 y 60, respectivamente. De la inspección de la Figura 5 se verá que los gases reaccionantes descargados de los túneles de combustión entran a los tubos 42 fluyendo los vapores refrigerados parcialmente y los gases reaccionados dentro de la cámara 47. En los tubos 40 se efectúa una refrigeración posterior del vapor efluente descargando el efluente de los tubos en la cámara 56 y finalmente salen de la caldera por la salida de vapor 68.

Con las velocidades de flujo y condiciones de operación mencionadas anteriormente y empleando dos convertidores catalíticos, conteniendo cada uno un volumen de catalizadores correspondiente a unos 16,3 metros cúbicos, se obtiene una producción total de azufre diaria de aproximadamente 811 toneladas para una recuperación de aproximadamente el 94 por ciento.

Podrá apreciarse que el nuevo método de mezclar gas alimentador que contiene H_2S , que tiene normalmente características de combustibilidad pobres, puede emplearse cuando se utilice uno o más túneles de combustión. En otras palabras, tal procedimiento puede emplearse por sí mismo, o en combinación con una disposición de dos túneles de combustión, que se haya instalado para el propósito de manejar corrientes alimentadoras que estén sometidas a velocidades de caudal ampliamente variables.

En las presentes reivindicaciones la expresión "corriente que contiene gas H_2S de bajo contenido de combustibles" pretende significar una corriente en donde el contenido de combustibles es tan bajo que es imposible mantener una temperatura de ignición en el tubo de combustión de la caldera, con o sin precalentamiento del gas ácido o el aire.



4

La presente solicitud, que corresponde a la presentada en Estados Unidos de America con fecha 14 de agosto de 1.963 bajo el núm. 302.107, se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

5

N O T A

10

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

15

1.- Un aparato para aumentar la conversión en azufre libre al tratar un gas que contiene sulfuro de hidrógeno, que comprende al menos un tunel de combustión, un quemador en un extremo de dicho tunel apto para quemar mezclas que contienen aire y sulfuro de hidrógeno, medios intermedios

20

al extremo de dicho tunel para mezclar en él gas que contiene sulfuro de hidrógeno adicional con los productos de la combustión de dicho quemador, una caldera conectada al otro extremo de dicho tunel adaptada para recibir los productos de reacción caliente de dicho tunel y medios en ambos extremos de dicha caldera para retirar de ella los productos gaseosos.

25

30

2.- Un aparato de acuerdo con el punto 1 que incluye dos túneles de combustión y medios en un extremo de cada uno de dichos tuneles para inyectar separadamente aire y dicho gas en ellos.

300365



31

3.- Un aparato para aumentar la conversión en azu-
fre libre al tratar un gas que contiene sulfuro de hidrógeno,
cuyo aparato comprende dos túneles de combustión cada uno de
los cuales tiene un quemador en un extremo del mismo. Una cal-
dera aplicada a cada extremo de dichos túneles opuesta a di-
cho quemador, medios con los que dichos extremos opuestos co-
munican directamente con secciones de intercambio de calor se-
paradas en dicha caldera y medios individuales que cooperan
con dichas secciones de intercambio de calor con lo que los
flúidos son separados de dichas secciones.

4.- Un aparato para aumentar la conversión en azu-
fre libre al tratar un gas que contiene sulfuro de hidrógeno.
Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede,
representado en los dibujos que se acompañan y con los fi-
nes que se han especificado.

Esta Memoria consta de trece hojas escritas a máqui-
na por una sola de sus caras.

Madrid,

31 AGO. 1964
P.A.

Alfonso de Elzaburo
P. A.

300365

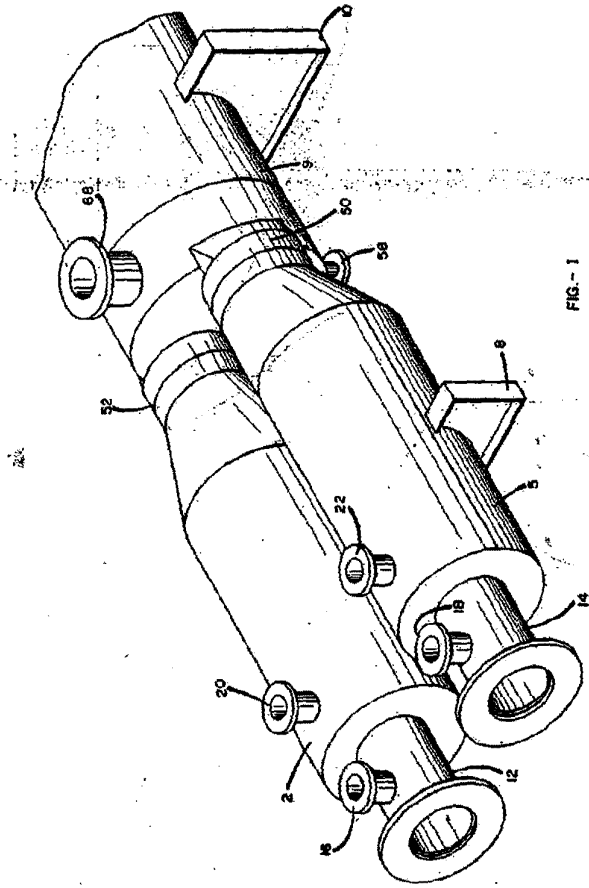


FIG-1

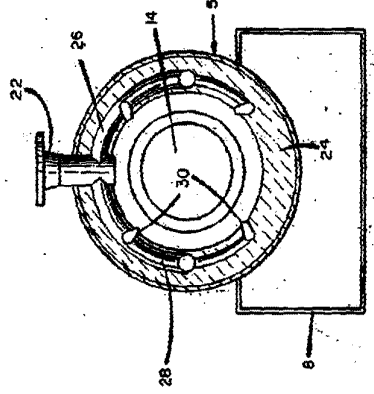


FIG-3

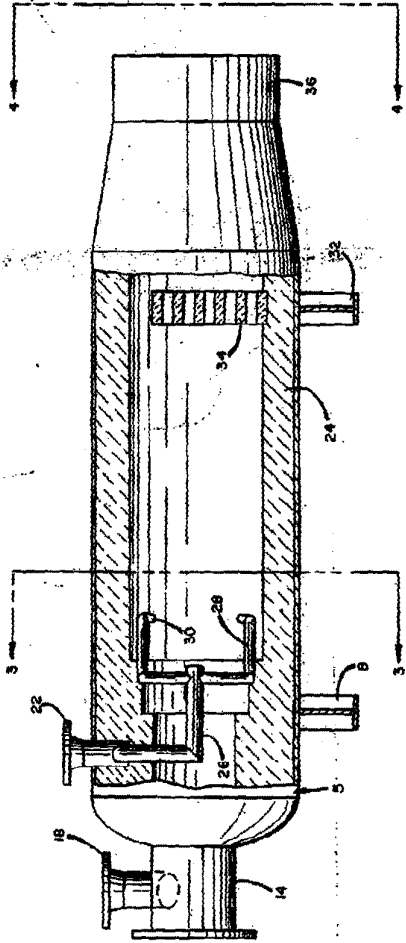


FIG-2

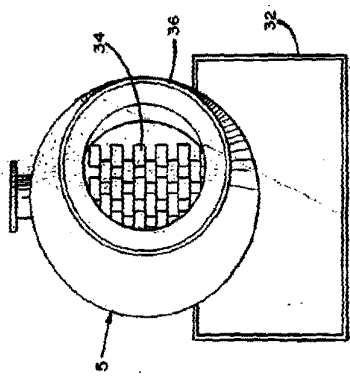


FIG-4

300365

Alfonso de Eizentzen
Ingeniero

300365

Handwritten signature

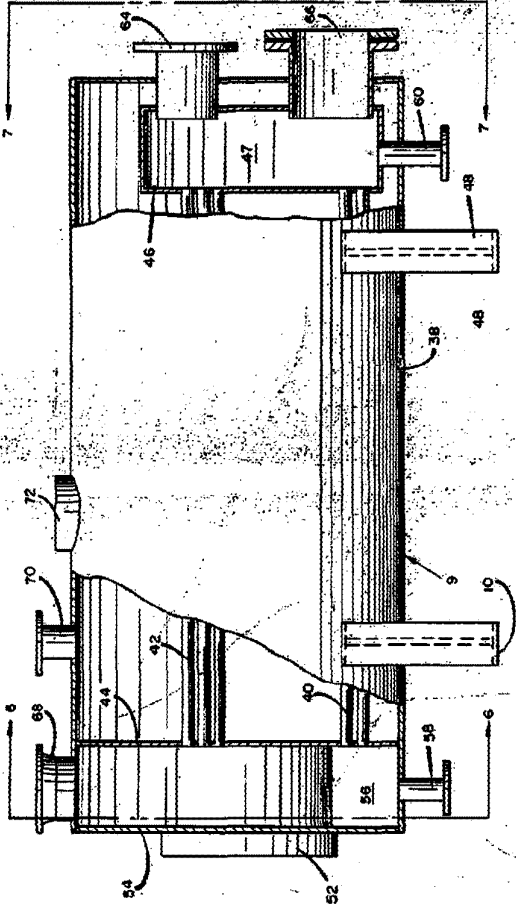


FIG. 5

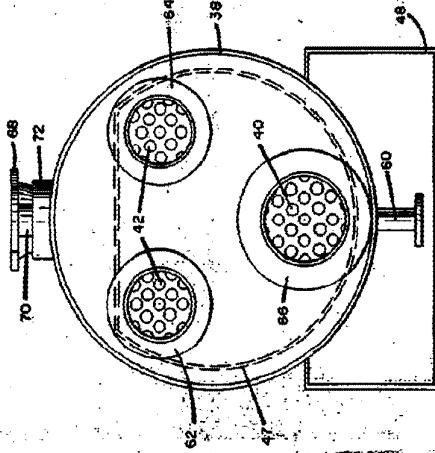


FIG. 6

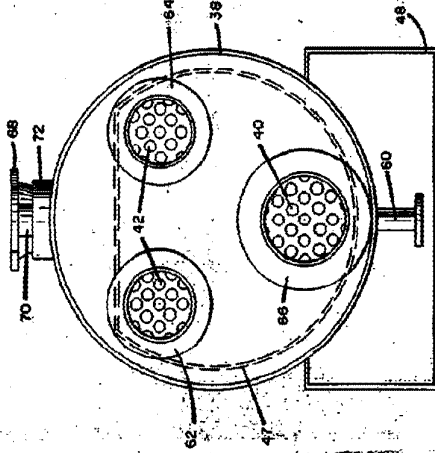


FIG. 7