



304295

P.- 27.631

7366

"Radial reakter I"

304295

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 23 de Septiembre de 1.964, con el nº 304.295

e n

E S P A Ñ A

por VEINTE años

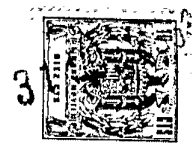
a nombre de HALDOR FREDERIK AXEL TOPSØE, de nacionalidad danesa,
residente en 73, Baunegårdsvej, Hellerup, Dinamarca.

por:

"UN DISPOSITIVO DE REACCION PARA EFECTUAR REACCIONES GA-
SEOSAS POR CATALISIS HETEROGENEA"

5 . Esta Invención se refiere a un reactor adecuado pa-
ra realizar reacciones en fase gaseosa por catálisis heterogénea,
cuyo reactor tiene un cuerpo de presión cilíndrico y contiene ca-
talizador dispuesto en un lecho cilíndrico. El reactor es apropia-
do, por ejemplo, para la síntesis catalítica de amoníaco a partir
de nitrógeno e hidrógeno, o de metanol a partir de monóxido de
carbono e hidrógeno.

10 Una característica común a casi todos los reactores
utilizados actualmente en la síntesis industrial del amoníaco y
del metanol, es que el gas de síntesis que entra pasa a través



de un espacio auxiliar a lo largo del cuerpo de presión exterior de los reactores, arriba de tal el cuerpo después de lo cual se calienta el gas de síntesis mediante intercambio de calor con el gas que sale de la reacción del catalizador y, después de esto, pasa en dirección ascendente y descendente por el material catalítico, el cual está contenido, precisamente, en un recipiente especial que está térmicamente aislado del revestimiento de presión y que tiene medios instalados mediante los cuales se puede lograr un control de la temperatura durante el paso del gas de síntesis. Las reacciones consideradas son exotérmicas, por lo tanto, el control de la temperatura no excede del nivel permitido realizándose el control de la temperatura, preferiblemente, de tal manera que la reacción tenga lugar a temperaturas cercanas a las óptimas. Construyendo los cambiadores de calor y las reacciones del catalizador en el mismo revestimiento de presión, se obtiene el resultado de que el gas puede ser introducido y retirado del reactor a una temperatura inferior a la temperatura de reacción. Sin embargo, en algunos casos no se concede importancia a esta característica y el cambiador de calor y la reacción del catalizador se colocan en cuerpos de presión separados. Durante el paso a través del catalizador aumenta el contenido de producto de reacción de la mezcla gaseosa y, después de esto, el gas de salida puede ser separado del producto o de una parte del mismo tan grande como la situación lo permita, por medio de dispositivos separadores apropiados, después de lo cual el gas restante, si conviene, se puede devolver al reactor mediante bombas de circulación, para que tome parte nuevamente en la reacción.

La energía necesaria para superar la caída de presión provocada por el paso del gas a través del lecho de catalizador interviene como parte considerable en los costos de operación de los procedimientos de síntesis industrial, aumentando esta parte con el aumento de volumen de gas circulante. Sin embargo, el costo de superar

304295

POOR QUALITY



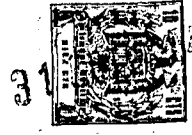
la caída de presión no solamente consiste en coste de energía, sino que comprende, además, el coste del interés y la depreciación de las máquinas de circulación, las cuales debido a la elevada presión y al gran volumen de gas, han de ser de dimensiones grandes y resistentes. Además, una gran caída de presión a través del reactor requiere un gran espesor de la pared entre la sección del catalizador y el espacio anular arriba mencionado a lo largo del revestimiento de presión del interior del reactor, cuya pared está construída de material caro. El objeto de la presente invención es proporcionar un reactor que proporcione una caída de presión a través de la sección del catalizador, menor que los reactores existentes, para el mismo volumen de gas circulante o, en otras palabras, producir un reactor a través del cual se pueda hacer circular un volumen de gas considerablemente mayor, manteniendo la misma caída de presión o incluso menor que la que proporcionan los reactores habituales para velocidades de circulación más bajas.

Por consiguiente, esta invención se refiere a un reactor caracterizado por una circulación radial del gas de reacción a través del lecho de catalizador. Esto puede conseguirse mediante una construcción extremadamente sencilla del recipiente del catalizador, puesto que el gas se sintetiza, si conviene, después de pasar por un cambiador de calor en el que se calienta a través del gas de reacción de salida, entra en un tubo central perforado existente en el lecho de catalizador, pasa a través de las perforaciones del tubo y circula en dirección radial hacia el exterior a través del material catalítico que ocupa el espacio de forma anular entre el tubo central y una pared cilíndrica perforada que rodea el material catalítico. Sin embargo, la circulación puede tener lugar también en dirección opuesta a través del lecho de catalizador.

Es sabido que durante el funcionamiento los lechos catalíticos fijos se asientan algo, por lo general. Este asentamiento

304295

POOR
QUALITY



depende tanto del procedimiento empleado y del catalizador, como del
procedimiento de llenado del catalizador y de las variaciones de la
operación. Una capa de catalizador para amoníaco se asentará frecuen-
temente en un 5-10% después de unos cinco años de funcionamiento, es
5 decir que se encuentra una disminución de volumen de catalizador de
aproximadamente 5 a 10%. Era de esperar que esta característica diera
lugar a problemas en un reactor de circulación radial. Sin embargo, es-
te problema puede ser solucionado de diferentes maneras. Por ejemplo,
el catalizador puede ser cargado de tal manera que se evite un asenta-
miento futuro, o se puede omitir la perforación de un 2 a un 10% de la
10 parte superior del tubo central y de la pared perforada que rodea el
catalizador. En este caso, esta parte superior del recipiente del ca-
talizador se rellena con catalizador y constituye una reserva que, a
su tiempo, se utiliza para rellenar la parte inferior del lecho de ca-
talizador a través de la cual fluye el gas. Sin embargo, la reserva
15 puede contener también material inerte o consistir en dos tubos metá-
licos que están de pie sobre la superficie del lecho de catalizador,
cerrando así las perforaciones al seguir al lecho de catalizador que
se contrae. Una o varias de estas placas cilíndricas pueden estar tam-
20 bién conectadas de manera estanca al cierre del recipiente del catali-
zador que se prolonga hacia abajo dentro del lecho, en cuyo caso las
perforaciones del tubo central y de la pared del recipiente podrían
ser prolongadas hasta la parte alta del lecho.

La distancia a través del catalizador que ha de
25 atravesar el gas es mucho más corta en esta unidad de circulación radial
de una etapa que en la unidad de circulación axial, y la sección tra-
nversal del flujo es mayor, siendo el mismo el tiempo de contacto.
Debido a la menor resistencia de la circulación, se pueden utilizar,
si se desea, catalizadores de un tamaño de partícula más pequeño, ob-
30 teniéndose con ello una actividad mayor que en el caso de la misma car-

304295

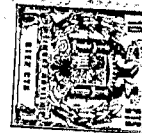


ga de catalizador con dirección de circulación axial.

La caída de presión más baja hace posible un considerable aumento de la velocidad de circulación a través del reactor para un volumen de catalizador dado. Con ello, la velocidad espacial, es decir el volumen de gas en condiciones normales por unidad de volumen de catalizador y por hora, puede ser ventajosamente muy incrementada en proporción a la velocidad espacial hasta ahora normalmente preferible. Esto conduce a un tiempo de contacto algo más corto en el lecho de catalizador y, con ello, a una conversión más baja por paso, pero debido al incremento de la velocidad de circulación el rendimiento horario, es decir la velocidad de producción por unidad de peso del catalizador, expresado por ejemplo en kilogramos de producto por kilogramo de catalizador por hora, será mayor que en el caso de una velocidad espacial más baja independientemente de si la actividad del catalizador ha sido incrementada o no por la elección de un tamaño de partícula más pequeño.

Así, la presente invención hace posible construir los reactores de tamaño mucho más grande y, en particular, de mucha más altura que hasta ahora.

Como ejemplo, se menciona que los reactores con circulación axial para la síntesis del amoníaco, construídos durante los últimos años, están diseñados, generalmente, para una producción de 100 a 400 toneladas de amoníaco cada 24 horas y todavía no se han construído reactores para una producción de más de 900 toneladas de amoníaco cada 24 horas. Sin embargo, el reactor de acuerdo con la presente invención, debido a la caída de presión muy baja obtenida incluso para velocidades espaciales elevadas, es altamente adecuado para una producción diaria aún mayor, por ejemplo de 1000 a 2000 toneladas de amoníaco cada 24 horas. El reactor de acuerdo con la presente invención es también muy adecuado para instalaciones con una capacidad de producción



más baja.

Una realización del reactor adecuado para llevar a cabo reacciones en fase gaseosa exotérmicas, se caracteriza por el hecho de que por lo menos una parte del gas de síntesis pasa a través de un espacio anular a lo largo del cuerpo de presión, enfriando así a éste. De este modo, se puede evitar que el cuerpo de presión se caliente hasta tal grado que disminuya esencialmente su resistencia mecánica. Esta realización hace posible, además, utilizar una circulación de gas frío derivación, el cual enfría primeramente el revestimiento de presión pasando a través del espacio anular y, después, enfría el gas de reacción añadiéndose a él. En este caso, la circulación de gas a través del espacio anular podría ser controlada por encima de un determinado valor mínimo.

En el caso del reactor de circulación radial en una sola etapa será lo más frecuente que, debido a dificultades de diseño, sea difícil conseguir el enfriamiento de una manera apropiada, desde el punto de vista del procedimiento, mediante tubos de enfriamiento en la capa de catalizador.

Sin embargo, el procedimiento puede ser muy bien realizado sin el enfriamiento que se ha descrito arriba, limitándose entonces la conversión practicable debido a la generación de calor. Dependiendo de las condiciones locales, es conveniente, algunas veces, obtener una conversión más elevada, lo cual se puede conseguir, solamente, enfriando el gas de reacción de alguna manera antes de completar la reacción. Este problema técnico ha sido resuelto, sin embargo, mediante una realización especial del reactor de acuerdo con la presente invención. Esta realización se caracteriza por el hecho de que el lecho de catalizador está dividido axialmente en más secciones a través de las cuales circula el gas sucesivamente en dirección radial. Por este medio se obtiene la posibilidad de dividir la reacción en más etapas y

304295



de enfriar el gas, o aplicarle otro tratamiento, entre las etapas.

Este diseño será mecánicamente más sencillo cuando se ejecute de tal modo que el gas pase alternativamente desde el centro del reactor y hacia el centro del mismo. Sin embargo, algunas veces será conveniente apartarse de esta sencilla ejecución mecánica, por ejemplo en obsequio de los perfiles de temperatura a través del lecho de catalizador.

En una realización especial del reactor de acuerdo con la invención, en la cual el reactor está dividido en más secciones, el gas de reacción se mezcla con el gas de síntesis más frío entre las secciones individuales. De este modo, se obtiene el enfriamiento del gas de reacción de una manera mecánicamente sencilla y, además, se abre la posibilidad de utilizar el gas más frío introducido para el enfriamiento del cuerpo de presión. Esta última característica es de un interés especial cuando el reactor no comprende un cambiador de calor interior.

Otra realización del reactor de esta invención se caracteriza por el hecho de que el gas de reacción se mezcla con vapor de agua o con agua líquida entre las secciones individuales. De este modo, se consigue parcialmente el enfriamiento mencionado y, parcialmente, por ejemplo mediante conversión en CO, la introducción de un participante de la reacción.

El enfriamiento del gas entre las secciones individuales del reactor de acuerdo con la presente invención, puede ser obtenido, también, por medio de agentes transmisores del calor tales como agua, de tal modo si conviene, que el calor eliminado se utilice para la producción de vapor de agua. Esta última disposición es en muchos casos atractiva desde el punto de vista económico, dependiendo de la instalación asociada.

Para mayor ilustración se describe la invención en

304295



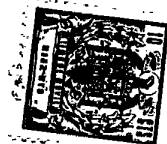
lo que sigue con referencia a los ejemplos mostrados en los dibujos.

La Figura 1 muestra un croquis esquemático de un corte axial a través de una realización del reactor que comprende catalizador en una etapa, cambiador de calor interior, y espacio anular a lo largo del cuerpo de presión.

La Figura 2 muestra un croquis esquemático de una realización del reactor sin cambiador de calor interior, con el lecho de catalizador dividido en dos secciones y con introducción de gas de síntesis frío entre éstas, pasando el gas frío introducido a través del espacio anular alrededor del recipiente de catalizador, y enfriando así el cuerpo de presión.

La Figura 3 muestra una realización del reactor en la cual el lecho de catalizador está dividido en tres secciones con introducción de gas frío entre éstas; en esta realización, el reactor comprende, además, un cambiador de calor interior.

En la Figura 1 se muestra una realización sencilla de un reactor de acuerdo con la invención. En la figura se indica una salida 18 para la mezcla de gas que ha reaccionado, el cuerpo de presión del reactor 20, y una entrada 21 para el gas en la parte alta del reactor. Primeramente, el gas desciende de manera conocida hasta el fondo del reactor a lo largo de la pared interior del revestimiento de presión, a través de un espacio anular estrecho 22 que está separado del catalizador y del cambiador de calor por una pared cilíndrica aislada 23 que rodea a la sección del catalizador y al cambiador de calor. El gas entra por el fondo en el espacio rodeado por esta pared. Este espacio contiene en la parte inferior un cambiador de calor 24 y en la parte superior un catalizador 25. El gas circula hacia arriba a través del cambiador de calor dando vuelta alrededor de los discos reflectores 26, siendo puesto en contacto, de este modo, con los tubos de salida 27 para el gas enriquecido con amoníaco. Desde la sección del cam-



5
10
15
20

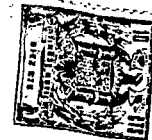
biador de calor el gas circula a través de un tubo central 30 que conecta la sección del cambiador de calor y el interior del catalizador; este tubo está perforado en la parte que asciende por el catalizador. El catalizador se encuentra en una cesta de catalizador 31, estando también perforada la pared exterior cilíndrica de esta cesta. En la parte alta de la cesta de catalizador está situada una pared cilíndrica 32, cuya pared se extiende desde el cierre de la cesta hacia abajo dentro del material catalítico y evita que el gas circule a través de la parte superior del material catalítico formando así una reserva que contrarresta el efecto del asentamiento del material catalítico durante el funcionamiento. Mediante esta disposición se impide el paso de gas que no ha reaccionado a través de la cesta de catalizador por encima del material catalítico. El diámetro exterior de las cestas de catalizador es más pequeño que el diámetro interior de la pared 23, de tal manera que el gas después de pasar a través del material catalítico puede desplazarse hacia abajo a través del espacio anular 21a que rodea la cesta de catalizador y escapar a través de los tubos 27. Estos tubos pasan a través del cambiador de calor en la parte inferior del reactor y terminan en un espacio colector 28 desde el cual el gas abandona el reactor a través del tubo de salida 19.

25

En el centro de la sección del cambiador de calor está situado un tubo 33, este tubo termina en la parte superior de esta sección e introduce gas de síntesis frío en una cantidad que se regula de modo que se le dé al gas que entra en el tubo central una temperatura deseada.

30

En la realización de un reactor mostrado en la Figura 2, la cesta de catalizador se extiende enteramente desde la parte alta hasta la parte baja de la pared 23 de la camisa, pero está dividida en dos secciones por medio de un tabique 34, cada una de cuyas secciones está llena de material catalítico. La entrada de gas 21 consiste



aquí en un tubo que atraviesa el cierre superior del revestimiento de presión hasta el tubo perforado 35 que se extiende hacia abajo a través de la sección superior de catalizador y que está cerrado por el fondo. Desde este tubo 35 la mezcla de gas fluye radialmente hacia afuera a través del material catalítico hasta un espacio anular 21a que en esta realización rodea ambas secciones de catalizador. En la sección inferior el gas fluye radialmente hacia y a través de un tubo perforado 36 cerrado por la parte alta y colocado axialmente, el cual está conectado con el tubo de salida 19. Este tubo está rodeado por un tubo 37 en la salida a través del fondo del cuerpo de presión, a través de cuyo tubo se introduce gas de síntesis frío en el espacio 38 que rodea la pared aislante 23. A través de la entrada 39 practicada en la parte alta del cuerpo cilíndrico 25, este gas pasa al interior del espacio anular 21a, donde es mezclado con la mezcla de gas que ha reaccionado parcialmente y que sale por la parte superior de la sección de catalizador, enfriando este gas.

La Figura 3 muestra una modificación del reactor mostrado en la Figura 1. El material catalítico está dividido en tres secciones por medio de tabiques 39 y 40, de tal manera que la mezcla de gas es forzada a pasar por los materiales catalíticos en dirección radial por tres veces, como lo indican las flechas. Un tubo 41 está introducido hacia abajo a través de la entrada de gas 21 hasta el espacio anular 21a y sirve como entrada para el gas de síntesis frío para ser mezclado con la mezcla gaseosa que ha pasado por la sección superior de catalizador, y enfriarla.

Otro tubo 42 introducido a través del tubo de salida 19 está conectado a un espacio anular 22b entre el tubo central y las secciones segunda y tercera del catalizador, y sirve, también, como conducto de introducción del gas de síntesis frío añadido antes de que la mezcla de gas entre en la tercera sección de catalizador.



La invención comprende también realizaciones en las cuales la conexión con el tubo de entrada y salida para el gas que no ha reaccionado y para el gas que ha reaccionado respectivamente, es tal que la dirección de flujo a través del catalizador es opuesta a la mostrada.

Esta solicitud, que corresponde a la presentada en Dinamarca el 23 de septiembre de 1963, bajo el número 4572/63, se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

N O T A

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:

1.- Un dispositivo de reacción para efectuar reacciones gaseosas por catalisis heterogeneas que comprende un cuerpo de presión cilíndrico y que contiene el catalizador en un lecho cilíndrico caracterizado por el hecho de que el gas de reacción está fluyendo en dirección radial a través del lecho de catalizador.

2.- Un dispositivo de reacción de acuerdo con el punto 1 caracterizado por el hecho de que al menos una parte del gas de síntesis está pasando a través de un espacio anular a lo largo del cuerpo de presión para refrigerar el mismo.

3.- Un dispositivo de reacción de acuerdo con los puntos 1 ó 2 caracterizado por el hecho de que el lecho de catalizador está dividido axialmente en dos o más lechos que son atravesados sucesivamente en dirección radial por el gas de síntesis, preferiblemente dirigido alternativamente hacia la línea central y desde ella.

304295



4.- Un dispositivo de reacción de acuerdo con el punto 3 caracterizado por el hecho de que el gas de reacción es mezclado con gas de síntesis más frío entre las secciones de catalizador individuales.

5 5.- Un dispositivo de reacción de acuerdo con el punto 3 caracterizado por el hecho de que el gas de síntesis entre las secciones de catalizador individuales es mezclado con agua en forma de vapor de agua o de agua líquida.

10 6.- Un dispositivo de reacción de acuerdo con el punto 3 caracterizado por el hecho de que el gas de reacción es enfriado sin adición de material entre los lechos individuales, si se desea, en forma tal que se utilice el calor eliminado para la producción de vapor de agua.

15 7.- UN DISPOSITIVO DE REACCIÓN PARA EFECTUAR REACCIONES GASEOSAS POR CATALISIS HETEROGÉNEA.

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

Esta Memoria consta de doce hojas escritas a máquina por una sola cara.

20

Madrid,

P. A.

31 OCT. 1964

Albino de Elzaburu
Prof. Profesor

304295

L.R.V.

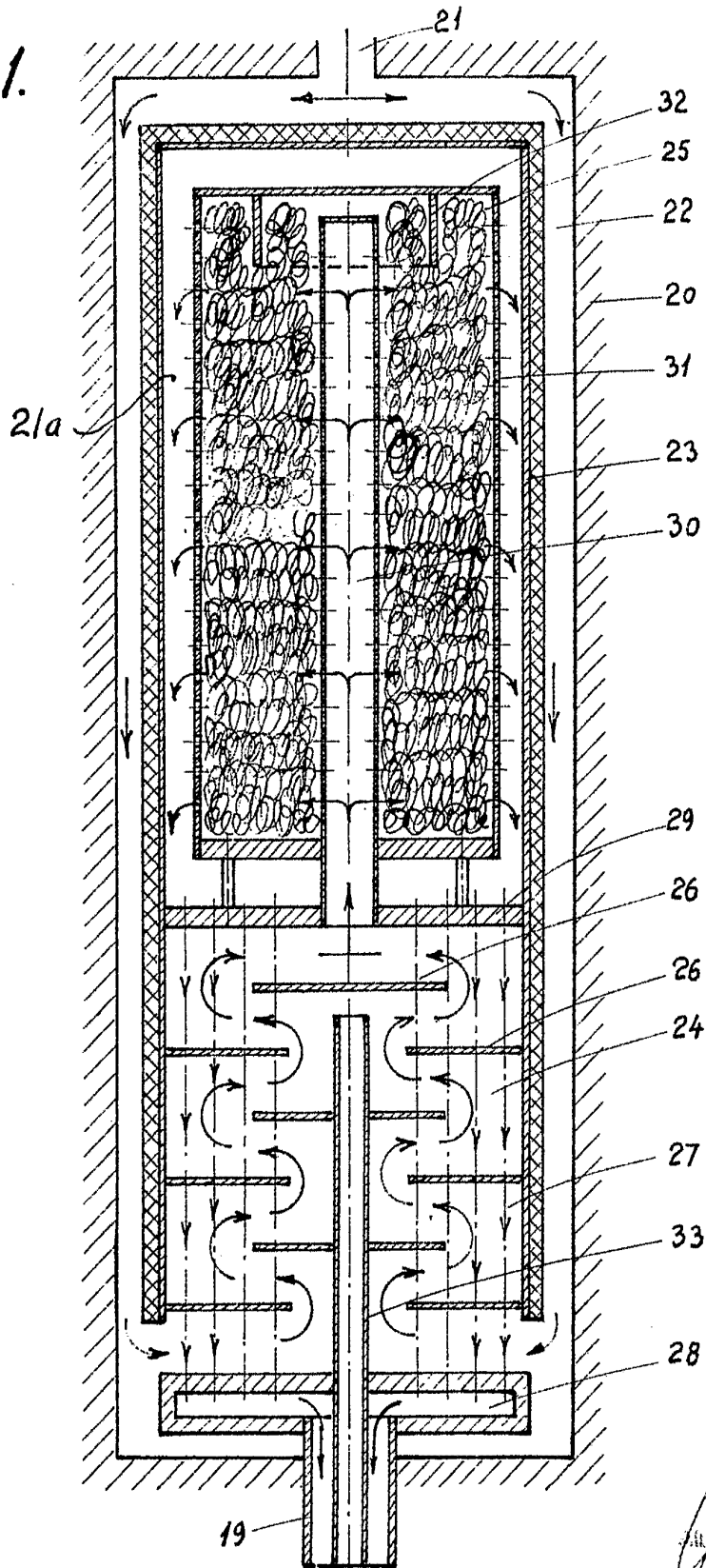
- 12 -

M. San

3 042 95



Fig. 1.



Art.

Handwritten signature or initials

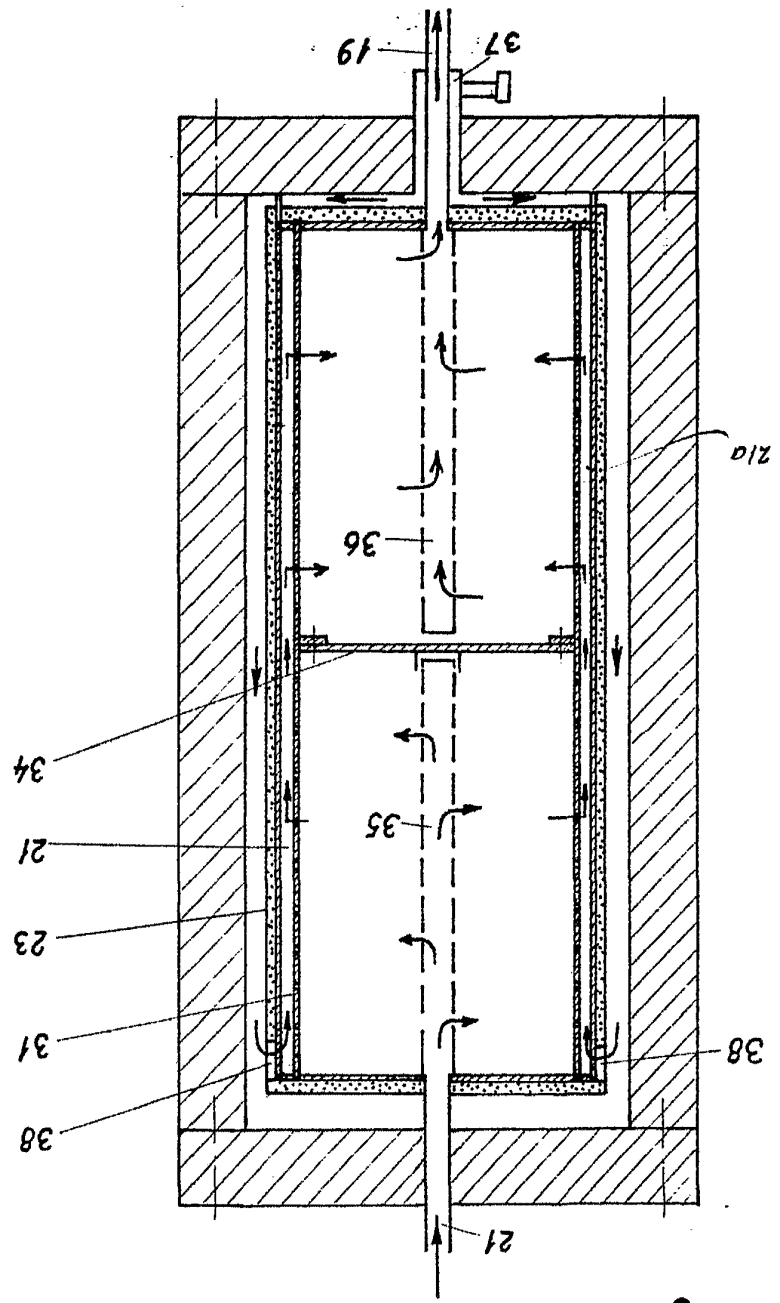


Fig. 2.



304295

3 0 4 2 9 5

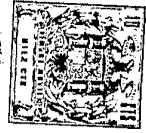


Fig. 3.

