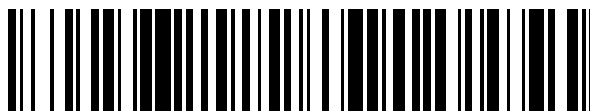


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 416 331**

51 Int. Cl.:

B01J 8/02 (2006.01)

B01J 8/00 (2006.01)

C01B 3/38 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **14.10.2005 E 05803822 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **15.05.2013 EP 1807190**

54 Título: **Reactor y procedimiento para llevar a cabo reacciones catalíticas endotérmicas o exotérmicas**

30 Prioridad:

26.10.2004 DK 200401635

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:

31.07.2013

73 Titular/es:

**HALDOR TOPSOE A/S (100.0%)
NYMOLLEVEJ 55
2800 KGS. LYNGBY, DK**

72 Inventor/es:

**THOMSEN, SØREN GYDE;
BOE, MICHAEL;
ERIKSTRUP, NIELS y
HOLM-CHRISTEN, OLAV**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 416 331 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Reactor y procedimiento para llevar a cabo reacciones catalíticas endotérmicas o exotérmicas.

5 CAMPO DE LA INVENCION

Esta invención se refiere a un reactor de intercambio de calor mejorado y a un procedimiento para llevar a cabo reacciones catalíticas endotérmicas o exotérmicas. En particular, la invención se refiere a un reactor de intercambio de calor mejorado y a un procedimiento para uso en el reformado con vapor de agua de materiales de alimentación hidrocarbonados para la producción de gas de síntesis que comprende hidrógeno y monóxido de carbono.

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

Reactores catalíticos para llevar a cabo reacciones endotérmicas o exotérmicas son bien conocidos en la técnica, siendo ejemplos particulares reactores para el reformado con vapor de agua endotérmico de hidrocarburos y reactores para la reacción exotérmica de síntesis de metanol. Las reacciones se llevan a cabo típicamente en tubos cargados con un catalizador sólido adecuado a través del cual se hace pasar a presión elevada una corriente de gas del proceso que comprende los reaccionantes. En el reactor está dispuesta una pluralidad de tubos vertical u horizontalmente. Los tubos discurren en paralelo a lo largo del eje principal del reactor catalítico, mientras que un medio de intercambio de calor en el exterior calienta o enfría los tubos. El catalizador sólido en el interior de los tubos proporciona un lecho de catalizador en el que tienen lugar las reacciones químicas requeridas. El catalizador se puede proporcionar en forma de partículas sólidas o como una estructura revestida, por ejemplo como una capa fina fijada a la pared interna de los tubos en reactores de reformado con vapor de agua.

En otra configuración del reactor que comprende una pluralidad de tubos, las partículas de catalizador sólidas se pueden disponer por fuera de dichos tubos, a los que se alude aquí en lo que sigue también como tubos de transferencia de calor, mientras que el medio de intercambio de calor pasa por el interior. El catalizador sólido por fuera de los tubos de transferencia de calor proporciona el lecho de catalizador en el que tienen lugar las reacciones químicas requeridas.

Un tipo particular de tubo de transferencia de calor utilizado en reactores de intercambio de calor es el denominado doble tubo. Un doble tubo es básicamente una disposición de dos tubos sustancialmente concéntricos. El espacio entre las paredes del tubo define una cavidad anular a través de la cual puede fluir un medio de intercambio de calor, de modo que el control de la temperatura se consigue mediante intercambio de calor indirecto entre una corriente del proceso que atraviesa el lecho del catalizador y dicho medio de intercambio de calor. En una disposición que comprende una pluralidad de dobles tubos, el catalizador sólido en el lecho está dispuesto ventajosamente tanto por el exterior como por el interior de los dobles tubos.

Todavía otro tipo de tubos de transferencia de calor en reactores de intercambio de calor es una disposición de dos tubos sustancialmente concéntricos, pero en que el tubo interno está cerrado en uno o en ambos extremos, o simplemente es un miembro alargado macizo tal como una barra o varilla metálica. El espacio entre las paredes del tubo define una cavidad anular para el paso del medio de intercambio de calor. En una disposición que comprende una pluralidad de este tipo de tubos de transferencia de calor, el lecho del catalizador sólido está dispuesto sólo por fuera de dichos tubos.

En esta memoria de patente, las expresiones "reactor catalítico", "reactor de intercambio de calor" y "reactor" se utilizan de manera indistinta. Por "lecho del catalizador" se quiere dar a entender el volumen de catalizador sólido que conforma dicho lecho y que está por fuera de los tubos de transferencia de calor y, opcionalmente, en el caso de dobles tubos, también dentro de dichos tubos. Las expresiones "tubos de transferencia de calor" y "tubos" se utilizan de manera indistinta en esta memoria y cubren cualquier tubo que esté en contacto con el catalizador, así como un medio de intercambio de calor con el propósito de llevar a cabo reacciones catalíticas.

A partir del documento EP-A-0 271 299 se conoce un procedimiento y un reactor, en los que un catalizador está en contacto indirecto con un medio de intercambio de calor. Esta cita describe un reactor y un procedimiento que combina el reformado con vapor de agua y el reformado autotérmico. La zona de reformado con vapor de agua dispuesta en la región inferior del reactor comprende un cierto número de tubos con catalizador dispuesto en su interior, mientras que en la zona superior del reactor está dispuesto un catalizador de reformado autotérmico por fuera de los tubos para el reformado con vapor de agua. El documento EP-A-1 106 570 describe un procedimiento para el reformado con vapor de agua en reformadores tubulares (reactores) conectados en paralelo los cuales comprenden un cierto número de tubos para el reformado con vapor de agua y que son calentados mediante intercambio de calor indirecto. El catalizador está dispuesto en un reactor por fuera de los tubos para el reformado

con vapor de agua y dentro de los tubos para el reformado con vapor de agua en el otro reactor. El documento US 4.321.234 describe un reactor que comprende un lecho catalítico desplazado de la pared externa del reactor, comprendiendo el lecho catalítico tubos de intercambio de calor dispuestos en la periferia exterior y la periferia interior del lecho. En configuraciones del reactor que comprenden partículas de catalizador sólidas dispuestas en forma de un lecho por fuera de una pluralidad de tubos de transferencia de calor, p. ej. tubos para el reformado con vapor de agua, la disposición de tubos de transferencia de calor de este tipo es de importancia crítica, ya que sería deseable conseguir una distribución uniforme de la temperatura a través de la dirección radial del reactor. En otras palabras, sería deseable que en cualquier sección transversal dada a lo largo de la altura del reactor, la temperatura del lecho del catalizador en la dirección radial se mantenga lo más constante posible.

A una longitud o altura del reactor dada, no es difícil obtener relaciones casi uniformes de área del catalizador (área de la sección transversal del reactor ocupada por catalizador) a área de transferencia de calor (superficie exterior de los tubos de transferencia de calor) y, con ello, una distribución uniforme de la temperatura en el interior de la sección transversal del lecho del catalizador, es decir, hacia el centro del reactor. Esta relación se puede mantener constante si, por ejemplo, se mantiene constante el paso del tubo para el mismo diámetro del tubo de transferencia de calor. Por paso del tubo se quiere dar a entender la distancia de centro a centro de tubos adyacentes. Incluso puede obtenerse un cambio, por ejemplo de un paso triangular en el centro del lecho a un paso rectangular próximo a la periferia del lecho sin experimentar variaciones demasiado grandes en la relación de área de catalizador a área de transferencia de calor. Sin embargo, en la periferia del lecho de catalizador calentado o enfriado, la pared externa circundante del reactor que define la periferia del reactor no calienta ni enfría el lecho del catalizador. En la periferia externa de dicho lecho del catalizador, es decir, en las regiones próximas a la pared externa del reactor, puede ser imposible obtener una relación de área de catalizador a área de transferencia de calor similar a la relación encontrada hacia el centro del reactor. Este es especialmente el caso cuando se requiere una determinada distancia mínima entre los tubos de transferencia de calor más externos y la pared externa del reactor, de manera que partículas de catalizador son capaces de rodear a toda la superficie externa de dichos tubos de transferencia de calor. Si la pared externa del reactor está muy próxima a o está en contacto directo con la pared externa de los tubos de transferencia de calor más externos, partículas de catalizador sólidas pueden no ser capaces de acoplarse entre la pared y dichos tubos. Por consiguiente, se pueden crear esquinas muertas o regiones exentas de catalizador. El espacio vacío formado por estas regiones exentas de catalizador resulta en una canalización de gas indeseada con efectos indeseados concomitantes en términos de flujo irregular, distribución irregular de la temperatura en el lecho del catalizador así como gas del proceso no convertido o que ha reaccionado menos.

SUMARIO DE LA INVENCIÓN

Los autores de la invención han desarrollado ahora un reactor de acuerdo con la reivindicación 1 que, por medios sencillos, supera sorprendentemente los problemas anteriores.

Así, la invención se refiere a la provisión de elementos incorporados en la periferia externa de lechos de catalizador en reactores de intercambio de calor en que partículas de catalizador sólidas están dispuestas por fuera de los tubos de transferencia de calor. Por "periferia externa de lechos de catalizador" se quiere dar a entender la región confinada entre la pared externa del tubo de transferencia de calor más externo y la pared externa del reactor. Por la expresión "catalizador dispuesto al menos por fuera de dichos tubos de transferencia de calor" se quiere dar a entender que el catalizador en el reactor está dispuesto por fuera de los tubos, pero también puede estar dispuesto tanto como catalizador por fuera como por dentro de dichos tubos cuando éstos son dobles tubos. Por consiguiente, un reactor en el que el catalizador sólo está dispuesto en el interior de los tubos se encuentra fuera del alcance de la invención. Por "elementos incorporados" se quiere dar a entender que están colocados en contacto directo con la pared externa del reactor y que sirven para crear una relación de área de catalizador a área de transferencia de calor en la periferia externa del lecho de catalizador similar a la que se consigue en la restante sección transversal del lecho. La provisión de los elementos incorporados, que son miembros alargados que discurren en paralelo con respecto a los tubos de transferencia de calor de la disposición del reactor, reduce la cantidad de catalizador en las regiones próximas a la pared externa del reactor. Por lo tanto, los elementos incorporados reducen eficazmente el área del catalizador y, al mismo tiempo, pueden añadir área de transferencia de calor para la eliminación de calor o enfriamiento. Los elementos incorporados son tubos de transferencia de calor que permiten que pase a través un medio de intercambio de calor. A estos tubos se les alude también en lo que sigue como "tubos de transferencia de calor periféricos".

Por consiguiente, por medio de la invención se consigue una distribución más uniforme de la temperatura a través de todo el lecho del reactor y, en particular, próximo a la pared externa del reactor. Debido a que la temperatura hacia la pared externa del reactor se puede mantener en aproximadamente el mismo nivel que en el centro del reactor, se consiguen condiciones del proceso más uniformes y se puede obtener una mayor conversión del gas del proceso, por ejemplo, en la reacción de reformado con vapor de agua altamente endotérmica.

En una realización preferida, los tubos de transferencia de calor periféricos tienen un área en sección transversal que es menor que los tubos de transferencia de calor normales en la parte restante del lecho del catalizador. La sección transversal de los tubos de transferencia de calor periféricos está configurada con el fin de ajustarse adecuadamente al área entre los tubos de transferencia de calor más externos en la disposición de tubo calefactor, es decir, la disposición de tubos de transferencia de calor dentro del reactor y la pared externa del reactor. Por la expresión "ajustarse adecuadamente" se quiere dar a entender que las partículas de catalizador son capaces de llenar el espacio entre los tubos de transferencia de calor más externos y los tubos de transferencia de calor periféricos, de modo que se minimiza la canalización de gas.

Los tubos de transferencia de calor periféricos están situados en contacto directo con la pared externa del reactor. Los tubos de transferencia de calor periféricos pueden ser tubos sencillos con una sola pared y pueden estar configurados de modo que tengan una sección transversal esencialmente semi-circular o triangular. Se pueden prever otros tipos de tubo tales como, por ejemplo, dobles tubos.

En una realización de la invención, las partículas de catalizador sólidas que forman el lecho del catalizador se proporcionan por fuera de los tubos de transferencia de calor dispuestos dentro del alojamiento del reactor de intercambio de calor, pero no por dentro de dichos tubos de transferencia de calor. Es decir, el catalizador está dispuesto sólo por fuera de los tubos de transferencia de calor. En otra realización, los tubos de transferencia de calor dispuestos dentro del alojamiento del reactor de intercambio de calor son dobles tubos; las partículas sólidas de catalizador que forman el lecho de catalizador están entonces dispuestas tanto por fuera como por dentro de dichos dobles tubos.

La región exterior a los tubos de transferencia de calor periféricos está llena de partículas de catalizador sólidas que forman parte del lecho de catalizador por fuera de los tubos de transferencia de calor.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

La invención se ilustra por las figuras que se acompañan. La Fig. 1 muestra una vista en sección transversal de un reactor de intercambio de calor cilíndrico de radio R contenido dentro de un alojamiento o envuelta de presión (no mostrada). La Fig. 2 es una vista en sección transversal de un segmento de 30° del reactor de intercambio de calor, en donde sólo se muestran el diámetro externo del tubo exterior de dobles tubos.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LAS REALIZACIONES PREFERIDAS

En la Fig. 1, la periferia del reactor está definida por la pared externa 1, que es una pared metálica, por ejemplo acero inoxidable. El interior del reactor comprende una pluralidad de tubos de transferencia de calor 2 que, en principio, pueden tener cualquier forma, pero que son preferiblemente cilíndricos, es decir con una sección transversal circular. El espacio entre los tubos de transferencia de calor 2 comprende partículas de catalizador que forman el lecho de catalizador 3. En esta figura, en donde dichos tubos de transferencia de calor 2 son dobles tubos, sus tubos internos están llenos de partículas de catalizador 3' sólidas. Los tubos de transferencia de calor 2 están dispuestos de modo que proporcionen una distribución uniforme de calor y, con ello, una temperatura uniforme a lo largo de toda la sección transversal del reactor. Una pluralidad de elementos incorporados, en este caso tubos de transferencia de calor periféricos 4 que proporcionan un área de intercambio de calor adicional y que reducen la cantidad de catalizador próxima a la pared externa 1 del reactor, están colocados próximos o en contacto directo con dicha pared 1 y permiten el paso de un medio de intercambio de calor 5 en contracorriente con el gas del proceso 6. El gas del proceso 6, por ejemplo una mezcla gaseosa que contiene metano como componente principal, discurre a través del catalizador en una dirección transversal al plano de la hoja de papel y se enfría o calienta de modo indirecto por medio 5 de intercambio de calor que pasa en contracorriente con el gas de proceso 6 a través del espacio anular creado entre las paredes de los tubos de transferencia de calor 2.

Los tubos de transferencia de calor 4 periféricos pueden tener cualquier forma, pero preferiblemente son tubos sencillos con una sección transversal esencialmente semicircular o esencialmente triangular, de modo que su región más plana es capaz de ajustarse a la curvatura de la pared externa 1 del reactor. Dichos tubos de transferencia de calor periféricos 4 pueden fijarse a la pared externa 1 del reactor por medios de anclaje adecuados que permiten una expansión térmica diferencial. La sección transversal de tubos de transferencia de calor 4 periféricos tiene un eje principal d_1 y un eje secundario d_2 , en donde dicho eje principal d_1 define la región más plana que es capaz de ajustarse a la curvatura de la pared externa 1 del reactor. Los tubos de transferencia de calor periféricos 4 están en contacto directo con la pared externa 1. Se proporciona una distancia radial mínima d entre la pared externa 1 del reactor y la pared más externa de los tubos de transferencia de calor 2 más externos, de modo que partículas de catalizador 3 sólidas son capaces de rodear a toda la superficie exterior de dichos tubos de transferencia de calor 2.

Normalmente, la longitud de los tubos de transferencia de calor periféricos 4 y de los tubos de transferencia de calor 2 corresponde aproximadamente a la longitud del reactor, encontrándose la longitud de los tubos periféricos en el intervalo de 6 a 14 m. El grosor de los tubos periféricos se encuentra normalmente en el intervalo de 3-8 mm, mientras que los tubos de transferencia de calor, aquí representados por dobles tubos, tienen normalmente un grosor de la pared interna de 2-6 mm y un grosor de la pared externa de 3-8 mm. El espaciado anular para el paso de medio 5 de intercambio de calor en el doble tubo no es más que aproximadamente 4 a 12 mm.

Haciendo ahora referencia a la Fig. 2 se muestra la disposición de dobles tubos en un segmento de 30° que puede reflejarse en un segmento de 60°. Esta sección de 60° se repite para formar la disposición de tubo completa de 360°. El área fuera de los tubos que contiene catalizador se puede dividir en sub-áreas limitadas por líneas trazadas desde centro de doble tubo a centro de doble tubo. Todas estas áreas que contienen catalizador, reciben el calor de tres tubos externos, contribuyendo cada uno de los tubos con una superficie de transferencia de calor que corresponde a 60° el perímetro del tubo, constituyendo así una superficie de transferencia de calor total igual a la mitad de la circunferencia de un tubo externo (180°). Existen once localizaciones de diferente tamaño ente los dobles tubos que definen las áreas numeradas 1-11. Las localizaciones designadas 1, 2, 6 y 10 se muestran sólo en su mitad y necesitan ser reflejadas (la línea especular es la cara libre) para dar la forma y tamaño completos de esa localización particular.

Los tubos de transferencia de calor están dispuestos preferiblemente en un paso triangular en donde la distancia mínima desde el centro del doble tubo al centro del doble tubo es de aproximadamente 143 mm. Esto resulta en una distancia de aproximadamente 29 mm entre los tubos externos de dobles tubos adyacentes, que proporciona un amplio espacio para que las partículas de catalizador rellenen el hueco.

Se calcularon las áreas de catalizador de las diversas localizaciones. La localización 1 con el área más pequeña de 3774 mm² (2 x 1887 mm²) es óptimamente suministrada con calor, mientras que la localización 10 que tiene el área mayor de 5304 mm² (2 x 2652 mm²) tiene el suministro de calor más pobre. Las dos localizaciones por encima de las relaciones de área de catalizador a superficie de calor, definidas por el área de catalizador dividido por el perímetro externo de los tubos externos, se convierten en 21,0 mm²/mm y 29,5 mm²/mm, respectivamente. Sin embargo, durante el funcionamiento del reactor existirá una cierta mezcladura de gas y transferencia de calor horizontal a través de los límites de las áreas numeradas, que tenderán a disminuir el efecto de la diferencia en la relación de área de catalizador a superficie de calor para las diferentes localizaciones.

El área de catalizador por fuera de los tubos se dividió en cinco "anillos de catalizador" a lo largo del diámetro del reactor y que fueron limitados por líneas trazadas entre centros de dobles tubos situados en el mismo o casi el mismo diámetro. Los resultados para la mejor disposición de tubos se proporcionan en la tabla que figura a continuación:

Tabla

Número de anillo de catalizador		1	2	3	4	5
Localizaciones numeradas en el anillo de catalizador	Nº	1	2,3	4,5,6	7,8,9,10	11
Área total del catalizador en el anillo de catalizador	mm ²	22644	84060	145764	208392	150192
Área total del catalizador en el anillo de catalizador	%	3,7	13,8	23,9	34,1	24,6
Perímetro total de la superficie de calor en el anillo	mm	1077	3232	5386	7541	6616*
Área de catalizador / superficie de calor	mm	21,0	26,0	27,1	27,6	22,7*

En el quinto anillo, los valores marcados con un * incluyen superficie de transferencia de calor desde los tubos de transferencia de calor periféricos que tienen una sección transversal triangular. Se ha contado únicamente el área en contacto con el catalizador.

Se encuentra que la variación en el área de catalizador a superficie de calor es satisfactoriamente baja. El anillo interno (Nº 1) es supra-abastecido con calor, pero solamente constituye el 3,7% del área total del catalizador. Con el fin de compensar la pérdida de calor desde la pared externa del reactor, la superficie de transferencia de calor en el anillo externo (Nº 5) es mayor que la superficie media de transferencia de calor. Sin los tubos de transferencia de calor periféricos, el área total de catalizador en el anillo de catalizador se convierte en 171178 mm², mientras que el perímetro total de la superficie de calor en el anillo es 4668 mm. Se obtiene un elevado valor de la relación del área de catalizador a superficie de calor: 36,7 mm.

Cálculos CFD confirmaron que las variaciones de temperatura fuera del lecho de catalizador en el exterior de los tubos se encuentran dentro de $\pm 30^{\circ}\text{C}$.

5 La invención es particularmente útil para el reformado con vapor de agua de materiales de alimentación hidrocarbonados que comprenden metano por medio de calor suministrado a partir de gas efluente caliente
10 procedente de un reactor para el reformado autotérmico dispuesto aguas abajo del reactor de intercambio de calor y gas producto reformado con vapor de agua procedente del proceso. El gas efluente caliente procedente del reactor del reformado autotérmico con una temperatura de aproximadamente 1050°C se combina con el gas de proceso
15 convertido en el reactor de intercambio de calor de la invención, que abandona los lechos de catalizador en el fondo del reactor a aproximadamente 880°C . El gas combinado se utiliza para el calentamiento indirecto de los lechos de catalizador dispuestos por fuera de los tubos de transferencia de calor de la disposición del reactor, dejando pasar dicho gas combinado de forma ascendente a través de los tubos de transferencia de calor, así como a través de los tubos de transferencia de calor periféricos que están situados próximos a o en la pared externa del reactor y en paralelo con los tubos de transferencia de calor. El gas combinado se enfría desde aproximadamente 1000°C hasta
20 aproximadamente 650°C , temperatura a la cual abandona el reactor y se separa en forma de un corriente de gas de síntesis rica en hidrógeno para el procesamiento ulterior.

Por consiguiente, la invención comprende también un procedimiento para el reformado con vapor de agua de materiales de alimentación hidrocarbonados que comprende:

20 (a) formar un gas combinado 5 en un reactor de intercambio de calor de acuerdo con la reivindicación 1, combinando el gas efluente caliente procedente de un reformador autotérmico con gas de proceso 6 convertido que abandona los lechos de catalizador 3, 3' dispuestos al menos por fuera de los tubos de transferencia de calor 2 de dicho reactor, (b) hacer pasar dicho gas combinado 5 a través del espacio anular de dichos tubos de transferencia de calor que son preferiblemente dobles tubos, para el
25 calentamiento indirecto de dichos lechos 3, 3' de catalizador, (c) separar dicho gas combinado 5 procedente del reactor de intercambio de calor en forma de una corriente de gas de síntesis rica en hidrógeno, en donde el reactor de intercambio de calor comprende tubos de transferencia de calor periféricos 4 situados cerca de o en la pared externa 1 del reactor y el gas combinado 5 de la etapa (a) se hace pasar a través de dichos tubos de transferencia de calor periféricos 4 situados en paralelo con los
30 tubos de transferencia de calor 2.

REIVINDICACIONES

- 1.- Un reactor de intercambio de calor para llevar a cabo reacciones endotérmicas o exotérmicas, que comprende:
5 un alojamiento que define una pared externa (1) del reactor,
una pluralidad de tubos de transferencia de calor (2) dispuestos dentro de dicho alojamiento para el suministro o la eliminación de calor en lechos de catalizador (3, 3') dispuestos al menos por fuera (3) de dichos tubos de transferencia de calor (2) y elementos incorporados (4) que sirven para crear una relación de área de catalizador a área de transferencia de calor en la periferia externa del lecho de catalizador similar a la que se consigue en la restante sección transversal del lecho y que son miembros alargados que discurren en paralelo con respecto a los tubos de transferencia de calor y que están dispuestos en la periferia externa de dicho lecho de catalizador (3), en donde dichos elementos incorporados son tubos de transferencia de calor periféricos en los que pasa a su través un medio de intercambio de calor y dicho medio de intercambio de calor es un gas fluido que discurre en iso-corriente o en contra-corriente con la corriente del gas del proceso que atraviesa dicho lecho de catalizador, y
10 en donde los elementos incorporados (4) están situados en contacto directo con la pared externa (1) del reactor.
- 2.- Un reactor de acuerdo con la reivindicación 1, en donde los tubos de transferencia de calor (2) son dobles tubos, de modo que las partículas sólidas que forman lechos de catalizador (3, 3') están dispuestas tanto por fuera (3) de tubos de transferencia de calor (2) como por dentro (3') de dichos tubos de transferencia de calor (2).
20
- 3.- Un reactor de acuerdo con la reivindicación 1, en donde las partículas sólidas que forman el lecho de catalizador se proporcionan como un lecho de catalizador por fuera (3) de los tubos de transferencia de calor (2), pero no por dentro (3') de los tubos de transferencia de calor (2).
25
- 4.- Un reactor de acuerdo con cualquier reivindicación precedente, en donde los elementos incorporados (4) tienen una sección transversal sustancialmente triangular o semicircular.
- 5.- Un procedimiento para el reformado con vapor de agua de materiales de alimentación hidrocarbonados que comprende: (a) formar un gas combinado (5) en un reactor de intercambio de calor de acuerdo con la reivindicación 1, combinando el gas efluente caliente procedente de un reformador autotérmico con gas de proceso (6) convertido que abandona los lechos de catalizador (3, 3') dispuestos al menos por fuera de los tubos de transferencia de calor (2) de dicho reactor, (b) hacer pasar dicho gas combinado (5) a través del espacio anular de dichos tubos de transferencia de calor, para el calentamiento indirecto de dichos lechos (3, 3') de catalizador, (c) separar dicho gas combinado (5) procedente del reactor de intercambio de calor en forma de una corriente de gas de síntesis rica en hidrógeno, en donde el reactor de intercambio de calor comprende tubos de transferencia de calor periféricos (4) situados en contacto directo con la pared externa (1) del reactor y que sirven para crear una relación de área de catalizador a área de transferencia de calor en la periferia externa del lecho de catalizador similar a la que se consigue en la sección transversal restante del lecho, y el gas combinado (5) de la etapa (a) se hace pasar a través de dichos tubos de transferencia de calor periféricos (4) situados en paralelo con los tubos de transferencia de calor (2).
30
35
40
- 6.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 5, en donde los tubos de transferencia de calor (2) son dobles tubos y el gas combinado (5) se hace pasar a través del espacio anular de dichos dobles tubos.

Fig. 1

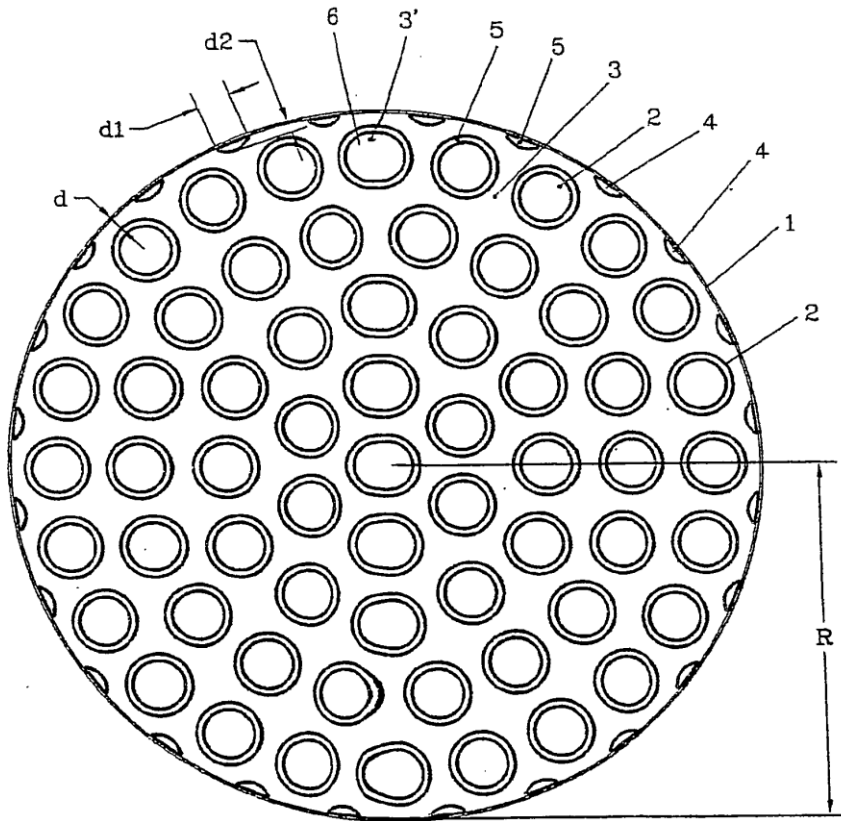


Fig. 2

