

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 769 527**

51 Int. Cl.:

B01J 19/24 (2006.01)

B01J 8/00 (2006.01)

F28D 9/00 (2006.01)

F28F 13/08 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **26.06.2018** **E 18179760 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **13.11.2019** **EP 3421123**

54 Título: **Módulo de reactor-intercambiador con al menos dos circuitos de fluido realizado por apilamiento de placas, aplicaciones a reacciones catalíticas exotérmicas o endotérmicas**

30 Prioridad:

28.06.2017 FR 1755934

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

26.06.2020

73 Titular/es:

**COMMISSARIAT À L'ENERGIE ATOMIQUE ET
AUX ENERGIES ALTERNATIVES (100.0%)
Bâtiment "Le Ponant D", 25, rue Leblanc
75015 Paris, FR**

72 Inventor/es:

BENGAOUER, ALAIN

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 769 527 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

Módulo de reactor-intercambiador con al menos dos circuitos de fluido realizado por apilamiento de placas, aplicaciones a reacciones catalíticas exotérmicas o endotérmicas

Campo técnico

La presente invención se refiere a reactores-intercambiadores de calor con al menos dos circuitos de fluido que comprenden cada uno unos canales, realizados por apilamiento de placas.

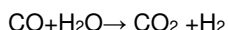
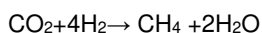
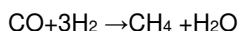
Estos reactores químicos habitualmente denominados también intercambiadores-reactores, utilizan un procedimiento continuo según el cual se inyecta simultáneamente una cantidad reducida de co-reactantes, en la entrada de un primer circuito de fluido, denominado habitualmente circuito de reactivos, preferentemente equipado de un mezclador, y se recupera el producto químico obtenido en la salida de dicho primer circuito. El segundo circuito de fluido, denominado habitualmente utilidad o circuito de transferencia de calor, tiene por función controlar térmicamente la reacción química, o bien aportando el calor necesario para la reacción, o bien, por el contrario, evacuando el calor liberado por esta.

La presente invención tiene como objetivo mejorar el control térmico de las reacciones.

El objetivo de la aplicación principal es la realización de reactores catalíticos, y en particular reactores catalíticos que utilizan catalizadores sólidos y dedicados a reacciones fuertemente exotérmicas o endotérmicas.

Más precisamente, un reactor-intercambiador según la invención es particularmente adecuado para la realización de procedimientos de síntesis de carburantes y combustibles, tales como el gas natural de sustitución (acrónimo inglés SNG por Substitute Natural Gas), el dimetiléter (DME), el metanol (MeOH), etc. a partir de hidrógeno y de óxidos de carbono o a partir de gas de síntesis (mezcla de hidrógeno y de óxidos de carbono) o también de reacciones de reformado, por ejemplo del metano.

En estos procedimientos, las reacciones son muy exotérmicas o muy endotérmicas. Por ejemplo, en el caso de producción de metano a partir de gas de síntesis, las principales reacciones involucradas son:



Por lo tanto, las reacciones químicas particularmente consideradas por la invención son las reacciones de metanización de CO y/o de CO₂, las reacciones de síntesis del metanol y del DME, las reacciones de reformado húmedo o seco del metano o de otros hidrocarburos, las reacciones de oxidación, o también de síntesis Fischer-Tropsch.

A pesar de que se describe más específicamente en referencia a la aplicación principal de reacciones catalíticas heterogéneas, la invención puede también aplicarse a reacciones de catálisis homogénea en la que los reactivos se encuentran en la misma fase que el catalizador.

De manera general, la invención puede aplicarse a cualquier reacción catalítica o no.

Estado de la técnica

Varios tipos de reactores catalíticos heterogéneos ya han sido objeto de numerosas realizaciones industriales.

Sin embargo, el carácter heterogéneo (polifásico) de la reacción a producir, es decir una o varias fases reactivas y una fase catalítica, hace difícil el dimensionamiento de los reactores, cuando se trata de garantizar un porcentaje de conversión máxima, una buena selectividad de la reacción y un buen control de la temperatura a fin de limitar la desactivación de los catalizadores.

En el caso de reacciones catalíticas fuertemente exotérmicas, el problema del control térmico es crucial, ya que la evolución de la temperatura en el reactor condiciona el porcentaje de conversión y la selectividad de la reacción así como la cinética de desactivación del catalizador. En efecto, las cinéticas de reacción son más fuertes a alta temperatura según la ley de Arrhenius, pero al ser las reacciones equilibradas y exotérmicas, el equilibrio termodinámico es más favorable a baja temperatura.

Se pueden clasificar en varias categorías los principales tipos de reactores conocidos para las reacciones exotérmicas.

Se pueden citar, en primer lugar, los reactores de lecho fijo, en los que el catalizador sólido se integra en forma de granos o pastillas. Estos reactores de lecho fijo pueden ser adiabáticos y estar dispuestos en cascada. La exotermicidad de la reacción se administra generalmente por una dilución de los reactivos en la entrada de la primera etapa de reacción, por ejemplo por recirculación de los productos y por colocación de intercambiadores de calor destinados a enfriar la mezcla reactivos-productos entre los diferentes reactores. Esta estructura de reactores en cascada presenta la ventaja de la simplicidad de fabricación, pero hace difícil el control térmico para reacciones exotérmicas y necesita la utilización de catalizadores estables a alta temperatura.

Se pueden citar también los reactores de tipo de lecho fluidizado o arrastrado en los que el catalizador a fluidificar está en forma de polvo cuyo desgaste debe controlarse. La fluidización del catalizador permite una buena homogeneización térmica de la mezcla de reactivos en el reactor, lo que evita los puntos calientes y permite, por lo tanto, un mejor control térmico. El inconveniente es que el volumen de reactor dedicado a ello es mayor que en el caso de los reactores de lecho fijo con flujo de pistón.

Finalmente, se pueden citar los reactores-intercambiadores con canales estructurados, tales como los reactores multitubulares de tipo tubo-calandra, los reactores monolíticos y los reactores-intercambiadores de placas, en los que el catalizador sólido se deposita generalmente en forma de revestimiento en los canales de circuito de circulación de los reactivos. En estos reactores-intercambiadores, la reacción química tiene lugar dentro de uno o varios canales de circuito de reactivos enfriado continuamente por un fluido de transferencia de calor. En los reactores de tipo tubo-calandra, el fluido de transferencia de calor circula en la periferia de canales de circulación de los reactivos formando un baño de transferencia de calor. En los reactores-intercambiadores de calor de placas, los canales de circulación de reactivos, como los canales de circulación del fluido de transferencia de calor, pueden realizarse totalmente por ranurado (grabado) en una sola placa o realizados por ranurado (grabado) en dos placas cuyo ensamblaje mutuo forma un espacio que delimita los canales. Dependiendo de la tecnología seleccionada para la transferencia de calor, estos reactores pueden calificarse de isotérmicos o anisotérmicos.

Por supuesto, puede considerarse la combinación de reactores de una misma categoría o de categorías diferentes dentro de una misma unidad de producción, con el fin de mejorar la conversión, la flexibilidad o la valorización del calor recuperado.

Por ejemplo, la patente US 4298694 propone combinar un reactor adiabático y un reactor isotérmico para la producción de metano. Cada uno de los reactores trata una parte del flujo de entrada de gas. Esto permite, al mismo tiempo, recuperar el calor de reacción en forma de vapor sobrecalentado que se obtiene mediante un intercambio conectado en salida del reactor adiabático, y producir un gas de alto contenido en metano gracias a la baja temperatura obtenida a la salida del reactor isotérmico.

En el caso de los reactores-intercambiadores, existen numerosas variantes relacionadas con la realización del catalizador, que ofrecen rendimientos diferentes en términos de superficie específica reactiva accesible al fluido, propiedades térmicas y pérdidas de cargas.

El punto crítico en el diseño de reactores-intercambiadores para reacciones fuertemente exotérmicas, respectivamente endotérmicas, es el control de la elevación de temperatura del punto caliente respectivamente frío que se produce a la entrada del reactor.

A continuación, se describen las soluciones conocidas por el experto en la técnica en el caso de reacciones exotérmicas que utilizan un lecho fijo de catalizador, siendo estas soluciones transponibles para las reacciones endotérmicas.

Una solución para controlar la temperatura puede consistir en mantener la temperatura del portador de calor a un valor bastante bajo en la entrada a fin de compensar al menos, en parte, la elevación de temperatura del catalizador en el punto caliente. El inconveniente de esta solución es que, durante el avance de la reacción en los canales, ésta se vuelve más lenta a causa de la menor cantidad de reactivos con respecto al catalizador, la potencia térmica generada o consumida se vuelve menor y la temperatura del fluido disminuye, lo que limita la cinética y conduce a un nivel de conversión más bajo.

Para obtener una mayor conversión, conviene entonces poner en serie varios reactores-intercambiadores isotérmicos o casi-isotérmicos. Sin embargo, en esta configuración, es necesario controlar la temperatura del fluido de transferencia de calor independientemente para cada etapa del reactor, lo que complica el sistema e induce a un sobre coste importante.

El control de temperatura puede también garantizarse mediante una reducción de la dimensión de los canales, siendo suficientes unas dimensiones del orden de algunos milímetros. Sin embargo, la cantidad de polvo de catalizador que se puede introducir es entonces limitada, lo que requiere tener que hacer los canales más largos o

utilizar varias etapas de reacción, en detrimento de la compacidad y al costo de las pérdidas de cargas más elevadas.

5 El control de temperatura puede también garantizarse mediante una alimentación en niveles, a fin de que uno o varios de los reactivos se encuentren en cantidad limitada en contacto con el catalizador en la entrada del reactor y que, de este modo, la potencia térmica generada o consumida sea localmente más baja que si todo el reactivo se introdujera en la entrada del reactor.

10 La patente US8961909 describe un reactor-intercambiador de tipo de tubos-calandra en el que un tubo perforado con orificios se inserta en cada tubo de circulación de reactivos. Con estos tubos perforados, es posible inyectar sólo una fracción de la cantidad total de reactivos en contacto con el catalizador en la entrada del reactor, aumentando esta fracción a medida que avanza en los canales reactivos. Sin embargo, el diseño de una alimentación en niveles es complejo en una estructura de reactor-intercambiador con un gran número de canales.

15 La patente EP3138628 describe un reactor-intercambiador de tipo de placa que presenta un apilamiento alternativo de capa de circuito de transferencia de calor y de capas de circuito de reactivos. Los elementos de los circuitos comprenden unos canales delimitados por unas ranuras.

20 El modelo DE8521746U describe un reactor de placas cuyas capas comprenden canales con una sección de flujo creciente.

25 Otra manera de controlar la temperatura es utilizar un formato de canales tal que la masa de catalizador se distribuya más débilmente en la entrada de los canales y después aumente a lo largo de los canales. La solicitud de patente US 2005/0226793 utiliza tal solución ilustrada más particularmente en la figura 2 de este documento. El inconveniente de esta solución es la falta de compacidad, ya que la masa de catalizador se reduce localmente.

30 Una estructura de reactor-intercambiador radial permite también obtener este resultado. Tal estructura se muestra, por ejemplo, en la figura 3 de la solicitud de patente US 2005/0226793. Los reactivos se introducen por un canal vertical situado en el centro del reactor y fluyen radialmente, es decir perpendicularmente al canal vertical, en el lecho catalítico. El enfriamiento puede asegurarse por tubos verticales o por cualquier otro dispositivo. Una limitación de esta estructura es la ausencia de modularidad, ya que no es posible apilar módulos elementales, como se podría hacer con un reactor-intercambiador realizado por apilamiento de placas.

35 Existe por lo tanto la necesidad de mejorar aún más los reactores-intercambiadores de calor, especialmente con el fin de controlar mejor la temperatura dentro de ellos, más particularmente durante reacciones catalíticas fuertemente exotérmicas o endotérmicas, sin que esto se haga en detrimento de la compacidad de los reactores, del nivel de conversión, de la selectividad de las reacciones utilizada, y de los costes de fabricación y de facilidad de realización aceptables.

40 El objetivo de la invención es responder al menos parcialmente a esta necesidad.

Descripción de la invención

45 Para hacer esto, la invención tiene por objeto un módulo (M) de reactor-intercambiador de calor con al menos dos circuitos de fluido, que comprende un apilamiento que se extiende según un eje longitudinal (X) y que comprende los elementos siguientes:

50 - uno o varios elementos que forman cada uno una capa de uno de los dos circuitos de fluido, denominado circuito de transferencia de calor, en el interior del cual está destinado a circular un fluido de transferencia de calor, comprendiendo cada elemento del circuito de transferencia de calor unos canales delimitados, al menos en parte, por unas ranuras realizadas en al menos una placa;

55 - formando uno o varios elementos cada uno una capa del otro de los dos circuitos de fluido, denominado circuito de reactivos, en el interior del cual están destinados a circular al menos dos reactivos, comprendiendo cada elemento del circuito de reactivos unos canales delimitados, al menos en parte, por unas ranuras realizadas en al menos una placa.

60 Según la invención, los canales de circuito de reactivos presentan cada uno una sección de flujo creciente sobre al menos una parte de su longitud y se realizan dos canales de circuito de reactivos adyacentes invertidos uno con respecto al otro, de tal manera que recorriendo un canal en un sentido según el eje longitudinal (X), su sección geométrica aumenta, mientras que recorriendo el canal adyacente en el mismo sentido según el eje longitudinal (X) su sección geométrica disminuye.

65 Dicho de otra manera, la invención consiste esencialmente en definir una geometría y una disposición relativas de los canales del circuito de los reactivos tales que sean todos de sección creciente a lo largo del flujo de los reactivos, pero con un flujo en cada canal que tiene lugar en sentido inverso al flujo en el canal adyacente.

- Según un modo de realización ventajoso, la alimentación de los reactivos y la recogida y evacuación de los productos se pueden realizar por unos orificios realizados en la parte inferior y la parte superior del apilamiento, preferentemente en el centro y que alimenta una de las capas de circuito de reactivos en el extremo de apilamiento.
- 5 Según este modo, se agrega a cada lado lateral del apilamiento un colector/distribuidor que tiene la doble función de recoger los productos de reacción que provienen de la sección más grande de una parte de los canales de reactivos y de distribuir los reactivos en la sección más reducida de la otra parte de los canales de reactivos.
- 10 Una ventaja primordial de la invención es que se hace posible maximizar la tasa de conversión del módulo de reactor-intercambiador controlando al mismo tiempo la temperatura máxima del reactor en el punto más caliente gracias al aumento de la sección de los canales reactivos.
- 15 Además, al contrario que ciertas soluciones según el estado de la técnica, la obtención de una tasa de conversión máxima unida a un buen control de la temperatura no se hace en detrimento de la compacidad del reactor-intercambiador según la invención, ya que la alternancia del sentido del flujo entre los canales adyacentes permite compensar la pérdida de sección y, por lo tanto, reducir la cantidad de material constitutivo de las placas que es inútil, es decir no funcional para la reacción química considerada.
- 20 La ausencia de materia inútil permite además una mejor resistencia a la presión, ya que los volúmenes de fluidos son más bajos, y una mayor flexibilidad de funcionamiento ya que la inercia térmica se reduce.
- Además, la invención confiere un carácter modular a los reactores-intercambiadores de placas por la capacidad de apilar un número variable de capas, que comprenden a su vez un número variable de canales.
- 25 Ventajosamente, la sección de flujo de los canales de circuito de reactivos es creciente linealmente o en niveles de sección constante.
- Preferentemente, la altura de cada canal de circuito de reactivos es constante.
- 30 Preferentemente,
- la altura de cada canal de circuito de reactivos es preferentemente inferior a 10 mm y más preferentemente comprendida entre 3 y 8 mm;
 - 35 - la anchura de cada canal de circuito de reactivos es inferior a 50 mm y preferentemente comprendido entre 3 y 8 mm en la entrada de los canales y comprendido entre 5 y 40 mm en la salida de los canales.
 - el número de canales por capa del circuito de reactivos es inferior a 100, preferentemente comprendido entre 5 y 80.
- 40 Ventajosamente, el número de capas del circuito de reactivos es inferior a 100, preferentemente comprendido entre 5 y 80.
- 45 Según una variante ventajosa, al menos una parte de las capas del circuito de reactivos se intercala individualmente dentro del apilamiento entre dos capas del circuito de transferencia de calor.
- Según un modo de realización ventajoso, el módulo comprende en la parte superior y en la parte inferior del apilamiento una capa de circuito de reactivos perforada en su centro por un orificio de alimentación de los reactivos o de recogida de los productos de reacción, comunicando los canales de dicha capa entre sí desde el orificio de alimentación o de recogida.
- 50 Según este modo, los canales desembocan en los lados laterales del apilamiento, comprendiendo el módulo un colector-distribuidor provisto internamente de deflectores que separan en dos su volumen interior, estando cada colector-distribuidor dispuesto al final de cada lado lateral del apilamiento de tal manera que uno de los dos volúmenes separado por los deflectores alimente con fluido reactivo una parte de los canales en su sección más reducida, desde una de las capas inferior y superior, y el otro de los volúmenes recoja los productos de reacción que provienen de la otra parte de los canales en su sección más grande, hacia la otra de las capas inferior y superior.
- 55 Los canales del circuito de transferencia de calor pueden realizarse de manera a hacer circular el fluido de transferencia de calor a co-corriente o a contra-corriente de los reactivos.
- 60 Cada capa de circuito de reactivos se intercala preferentemente entre dos capas de circuito de transferencia de calor al menos en la parte central del apilamiento.

Según un modo de realización ventajoso, al menos una parte de los canales de reactivos se llena al menos parcialmente con un catalizador de conversión en forma de polvo o de granulados, o se llena con una estructura revestida de catalizador de conversión.

5 Según este modo, el catalizador sólido de conversión es a base de níquel (Ni) soportado por un óxido de circonio (ZrO₂) o a base de níquel (Ni) soportado por un óxido de aluminio (Al₂O₃), o bimetálico a base de níquel (Ni) y de hierro (Fe) soportado por un óxido de aluminio (Al₂O₃), preferentemente Ni-Fe/ γ -Al₂O₃, o a base de níquel (ni) soportado por unos óxidos mixtos de cerio (Ce) y de circonio, preferentemente Ce_{0.72}Zr_{0.28}O₂.

10 La invención tiene también por objeto un sistema de intercambiador de calor que comprende una pluralidad de módulos de reactor-intercambiador descritos anteriormente unidos entre sí, o que están en serie o en paralelo los unos sobre los otros y/o los unos al lado de los otros.

15 La invención tiene finalmente por objeto la utilización de un módulo de intercambiador descrito anteriormente o del sistema anterior para realizar una reacción química exotérmica o endotérmica, preferentemente seleccionada entre las reacciones de metanización de CO y/o de CO₂, las reacciones de síntesis del metanol y del dimetiléter (DME), de reformado húmedo o en seco del metano o de otros hidrocarburos, de oxidación, o también de Fischer-Tropsch,

Descripción detallada

20 Otras ventajas y características de la invención destacarán mejor a partir de la lectura de la descripción detallada de ejemplos de realización realizada a título ilustrativo y no limitativo en referencia a las figuras siguientes, entre las cuales:

25 - la figura 1 es una vista esquemática de frente de un elemento de un circuito de fluidos reactivos según una primera alternativa de la invención, integrado en un módulo de reactor-intercambiador de calor de dos circuitos de fluido realizado por apilamiento de placas;

30 - la figura 2 es una vista esquemática de frente de un elemento de un circuito de fluidos reactivos según una segunda alternativa de la invención, integrado en un módulo de reactor-intercambiador de calor de dos circuitos de fluido realizado por apilamiento de placas;

- la figura 3 es una vista en perspectiva de un ejemplo de placa constitutiva de un elemento que forma una capa de distribución o de recogida del circuito de fluidos reactivos según la invención;

35 - la figura 4 es una vista en perspectiva de un ejemplo de placa constitutiva de un elemento que forma una capa del circuito del fluido de transferencia de calor;

40 - la figura 5 es una vista en perspectiva de un bloque de reactor-intercambiador conforme a la invención obtenido después del apilamiento alterno y de ensamblaje de capas del circuito de fluidos reactivos según la figura 3 y de capas del circuito de transferencia de calor según la figura 4;

45 - las figuras 6A, 6B y 6C son unas vistas en perspectiva que representan cada una una variante de un colector/distribuidor de fluido de transferencia de calor que, al final, se dispone sobre uno de los lados longitudinales del apilamiento del módulo sobre el cual desembocan los canales del circuito de fluido de transferencia de calor;

- las figuras 7A a 7D son unas vistas esquemáticas que ilustran los campos de velocidad del fluido de transferencia de calor que pueden alcanzarse según las variantes de realización del colector/distribuidor;

50 - la figura 8 es una vista en perspectiva que representa una variante ventajosa de un colector/distribuidor de fluidos reactivos, que al final se dispone en uno de los lados laterales del apilamiento del módulo en el que desembocan los canales del circuito de fluidos reactivos;

55 - la figura 9 ilustra, en forma de curvas comparativas, el campo de las temperaturas de los reactivos que se obtienen para una reacción de metanización, en función de la posición en unos canales de fluidos reactivos de sección constante según el estado de la técnica y en un canal de fluidos reactivos de sección creciente según la invención;

60 - la figura 10 ilustra, en forma de curvas comparativas, el porcentaje de conversión del reactivo CO₂ que se obtiene para una reacción de metanización en función de la posición en unos canales de fluidos reactivos de sección constante según el estado de la técnica y en un canal de fluidos reactivos de sección creciente según la invención;

- la figura 11 ilustra, en forma de curvas comparativas, el perfil de las velocidades de flujo de Darcy que se obtiene para una reacción de metanización en función de la posición en canales de fluidos reactivos de sección constante según el estado de la técnica y en un canal de fluidos reactivos de sección creciente según la invención;

- la figura 12 ilustra, en forma de curvas comparativas, el perfil de las presiones que se obtiene para una reacción de metanización en función de la posición en unos canales de fluidos reactivos de sección constante según el estado de la técnica y en un canal de fluidos reactivos de sección creciente según la invención;

5 - las figuras 13 y 14 ilustran, en forma de curvas comparativas, el perfil del flujo molar respectivamente del reactivo CO₂ y del metano CH₄ producido, que se obtiene para una reacción de metanización en función de la posición en unos canales de fluidos reactivos de sección constante según el estado de la técnica y en un canal de fluidos reactivos de sección creciente según la invención.

10 En el conjunto de la solicitud, y en particular en la descripción detallada a continuación, los términos "longitudinal" y "lateral" deben considerarse en relación con la forma geométrica de las placas metálicas que determinan la forma geométrica del apilamiento del módulo reactor-intercambiador térmico según la invención. Así, al final, los cuatro lados longitudinales del apilamiento del módulo de intercambiador según la invención son los que se extienden paralelamente al eje X longitudinal del módulo, es decir según la longitud L de las placas. Los dos lados laterales del apilamiento son los que se extienden según el eje Y lateral del módulo, ortogonalmente al eje X, es decir según la anchura 1 de las placas.

Los términos "inferior" y "superior" significan la parte de debajo respectivamente del apilamiento que constituye el módulo de reactor-intercambiador según la invención.

20 Un módulo de reactor-intercambiador de dos circuitos de fluidos según la invención se muestra en la figura 5.

Este módulo está constituido de un bloque que comprende dentro unos canales 21 paralelos entre sí, distribuidos en varias capas 2 paralelas entre sí y dentro de los cuales pueden circular unos fluidos de reactivos.

25 Según la invención, la sección de los canales 21 es creciente a lo largo del eje longitudinal X del módulo y se realizan dos canales adyacentes 21 invertido uno con respecto al otro de manera que, recorriendo un canal 21.1 en su sentido según el eje longitudinal X, su sección geométrica aumenta, mientras que recorriendo el canal adyacente 21.2 en el mismo sentido según el eje longitudinal X su sección geométrica disminuye.

30 Así, como se ilustra en las figuras 1 y 2 mediante unas flechas, la sección de flujo de los fluidos reactivos en cada canal 21 es creciente y en cada canal 21 el flujo tiene lugar en sentido inverso al del canal 21 adyacente.

35 Según una variante de realización, la sección puede aumentar linealmente, como se muestra en la figura 1.

Puede también aumentar de manera no lineal. Este aumento de sección puede así hacerse por niveles constantes, como se muestra en la figura 2 para alcanzar en la salida de canal una mayor dimensión.

40 A título de ejemplo ilustrativo, sea cual sea la variante de aumento de sección, ésta puede ser igual a 4 mm x 4 mm en la entrada de canal y ser igual a 15 mm x 4 mm en la salida de canal.

Preferentemente, a fin de poder fabricar los canales por corte en placas de grosor constante, el aumento de sección se realiza únicamente a lo ancho de los canales.

45 La figura 3 muestra una placa metálica 20 de grosor constante que constituye al menos una parte de una capa 2 que integra los canales 21, 21.1, 21.2 de fluidos reactivos según la invención, constituidos por las ranuras 22 de ancho creciente en la longitud de la placa 20. Como se explica a continuación, la placa 20 mostrada constituye una placa por encima o por debajo del apilamiento del módulo. Esta placa 20 está así agujereada de un orificio central 23 por el cual los fluidos reactivos pueden alimentarse o los productos de reacción evacuarse. Unas acanaladuras 24 realizadas en las paredes que separan los canales 21 permiten la llegada de los fluidos reactivos o la recogida de los productos de reacción en cada una de ellas.

50 La figura 4 muestra una placa metálica 10 de grosor constante que constituye al menos una parte de una capa 1 que integra los canales 11 de fluido de transferencia de calor, constituidos por las ranuras 12 paralelas entre sí, de anchura constante sobre la anchura de la placa 10. En este ejemplo ilustrado en la figura 4, las ranuras 12 y por lo tanto los canales 11 son de sección rectangular. Se puede también prever unos canales 11 de circulación del portador de calor de sección circular, cuadrada o según cualquier otro perfil.

55 Un módulo de reactor-intercambiador según la invención, tal como se muestra en la figura 5 se puede obtener mediante uno de los métodos conocidos por el experto en la técnica, tales como el ensamblaje por soldadura, en particular difusión, enroscado o soldadura de las placas 10, 20 mecanizadas.

La geometría del módulo de reactor-intercambiador descrita se presta particularmente bien a la realización por ensamblaje de placas.

65

Un modo de obtención de los canales privilegiado es el ranurado por mecanizado de estos canales en las placas. Esto puede llevarse a cabo por retirada de materia mecánica, por grabado láser o por mecanizado químico.

5 Las ranuras 12, 22 de los canales 11, 21 respectivamente de fluidos reactivos o de fluido caloportador pueden ser desembocantes en el exterior, como se ilustra en las figuras 3, 4 y 8, o no.

Se describe ahora un ejemplo ventajoso de realización del módulo M representado en la figura 5.

10 A fin de realizar un elemento 1 de un circuito de fluido de transferencia de calor, se mecaniza, en una placa metálica 1 de forma rectangular L*I, unas ranuras 12 rectas, idénticas y paralelas entre sí según la anchura de la placa. Estas ranuras 12 se ilustran en la figura 4.

15 A fin de realizar un elemento 2 de un circuito de fluidos reactivos, se mecaniza, en una placa metálica 2 de forma rectangular L*I, idénticas entre sí, unas ranuras 22 de sección creciente según la longitud de la placa 2. Estas ranuras 22 se realizan invertidas unas con respecto a las otras, de tal manera que recorriendo un canal 21.1 en un sentido según la longitud de la placa 20, su sección geométrica aumenta mientras que recorriendo el canal adyacente 21.2 en el mismo sentido según la longitud de la placa, su sección geométrica disminuye. Estas ranuras 22 se ilustran en la figura 3.

20 Los canales del circuito 2 de fluidos reactivos y del circuito 1 de fluido de transferencia de calor se realizan en el mismo momento (al mismo tiempo) por apilamiento sucesivo de placas.

25 - una placa maciza inferior 4, denominada de cierre, perforada por un orificio central de alimentación no representado, de alimentación de los fluidos reactivos o de evacuación de los productos de reacción;

- una placa 20 de distribución de los fluidos reactivos o de los productos de reacción gravada de los canales de distribución tal como se ilustra en la figura 3;

30 - una placa llena intermedia de separación no detallada;

- un apilamiento sucesivo de una placa de enfriamiento 10 mecanizada de los canales portadores de calor 11, una placa maciza intermedia de separación, una placa 20 de circulación de los fluidos reactivos gravada por los canales reactivos 21 de sección creciente, una placa maciza intermedia de separación y una placa 20 de distribución mecanizada por los canales de distribución de los fluidos reactivos o por los productos de reacción;

35 - una placa maciza superior 3, denominada de cierre, perforada por un orificio central no representado, de alimentación de los fluidos reactivos o de evacuación de los productos de reacción.

40 Las placas ranuradas 10, 20 y su disposición relativa pueden realizarse de manera que las capas 2 de canales 21 de los reactivos alternen individualmente con las capas 1 de canales 11 de transferencia de calor al menos en el centro del apilamiento y que el flujo de los fluidos reactivos en los canales 21 estén a contracorriente, a co-corriente, a corriente cruzada o también globalmente co-corriente o contracorriente, y localmente a corriente cruzada con el flujo del portador de calor en los canales 11.

45 Cuando el conjunto de las placas se ha apilado, éstas pueden ensamblarse entre sí por uno de los métodos conocidos por el experto en la técnica, por ejemplo por soldadura-difusión, por compresión o compactación isostática en caliente (CIC), por compresión uniaxial en caliente (CUC), por soldadura, por soldadura TIG, soldadura láser o soldadura por haz de electrones.

50 Se recomienda el ensamblaje por soldadura-difusión por compresión isostática en caliente (CIC) ya que permite asegurar la soldadura alrededor de cada canal con una excelente calidad metalúrgica ya que no crea zona afectada térmicamente ni zona fundida. Resulta una buena estanqueidad y una excelente resistencia a la presión, lo que es un criterio importante cuando se utilizan unos fluidos peligrosos y bajo presión. La técnica de compresión isostática en caliente (CIC), incluyendo sus etapas de realización, es bien conocida por el estado de la técnica.

55 Cuando el método de ensamblaje no permite soldar todas las placas de una sola pieza, por ejemplo cuando se utiliza una soldadura TIG, el ensamblaje por partes es también posible.

60 En nuestro caso, el apilamiento se somete a al menos un ciclo de compresión isoestático en caliente (CIC). La técnica de compresión isostática en caliente (CIC), incluyendo sus etapas de realización, es bien conocida por el estado de la técnica. Se podrá hacer referencia ventajosamente a la publicación [1].

Preferentemente, en el caso de acero inoxidable, el ciclo de CIC se realiza:

65 - a una presión comprendida entre 20 y 500 bar,

- a una temperatura comprendida entre 500 y 1200°C,

- durante un tiempo comprendido entre 15 minutos y algunas horas.

5 Se obtiene así un bloque preensamblado que forma un módulo de reactor-intercambiador según la invención, como se ilustra en la figura 5, que se puede fácilmente controlar por otros diagnósticos técnicos como los ultrasonidos o la radiografía.

10 Al final del ciclo de CIC, los canales se mecanizan a fin de abrir las ranuras (canales), después se somete eventualmente el apilamiento a otro ciclo de compresión isostático en caliente (CIC). Este otro ciclo se efectúa para perfeccionar la soldadura y eliminar eventualmente la porosidad residual.

15 Al final de los ciclos de CIC, el módulo reactor-intercambiador se mecaniza a fin de permitir la colocación de los colectores de gas y del portador de calor y de la instrumentación, que comprende especialmente unos termopares y unos sensores de extracciones por capilaridad.

20 En esta fase, llegado el caso, si la reacción a realizar es catalítica, los canales 21 de circuito de reactivos son llenados mediante catalizador de granos o en forma de polvo o bien en forma de una estructura tal como una espuma metálica, una cerámica, una forma de panel, un metal desplegado, etc. revestida de catalizador.

25 El tamaño de los granos del catalizador se selecciona para reducir los límites de difusión de los fluidos reactivos en los granos de catalizador, en el límite de las pérdidas de cargas admisibles. Se conoce que la dimensión de los granos de catalizadores debe ser suficientemente pequeña con respecto a las dimensiones del canal, típicamente se recomienda generalmente una relación de 1/20. Para limitar las pérdidas de cargas, una relación de 1/10 sólo puede utilizarse conservando muy buenos rendimientos.

30 El catalizador se selecciona según la aplicación considerada. Ventajosamente, para una reacción de metanización, el catalizador está constituido de partículas de alumina gamma sobre las cuales se dispersan unos cristallitos de níquel de tamaño nanométrico.

35 Cuando la reacción a realizar dentro de un módulo según la invención es una reacción homogénea, no es necesario llenar los canales 21 con un catalizador.

Finalmente, en cada uno de los dos lados longitudinales del apilamiento, se añade un colector/distribuidor de fluido de transferencia de calor.

40 Las figuras 6A a 6C ilustran un modo de realización ventajoso de colector/distribuidor 5', 5'', 5''' de fluido de transferencia de calor que comprende respectivamente un número de dos, tres o cuatro paredes internas 50.1 a 50.4 y capaz de hacer un fluido de enfriamiento/calentamiento globalmente a co-corriente o contracorriente y localmente a corriente cruzada del flujo de los fluidos reactivos.

45 Combinando de dos en dos estos colectores/distribuidores 5, 5', 5'', 5''', es posible obtener numerosas configuraciones, en las que el número de pasos y la velocidad del portador de calor pueden adaptarse al caudal y a la potencia de bombeo de circulación disponible.

Las figuras 7A a 7D muestran la orientación de los campos de velocidad obtenida para un colector y un distribuidor 5, 5', 5'', 5''' que comprenden respectivamente un número de una, dos, tres o cuatro paredes internas.

50 Se procede de manera análoga para los colectores/distribuidores 6 de los cuales un modo de realización ventajoso está representado en la figura 8.

55 Así, en cada lado lateral, es decir en final de apilamiento, un colector/distribuidor 6 de fluidos reactivos, como se muestra en la figura 8, está ensamblado de manera estanca al bloque a fin de alimentar y/o recuperar los fluidos reactivos en cada uno de los canales 21, 21.1, 21.1 del circuito de reactivos a nivel de los extremos de las ranuras 22.

Con tal colector/distribuidor 6, los fluidos reactivos llegan por el orificio central de la capa 2 de distribución inferior y fluyen en las dos direcciones opuestas para llegar a los dos distribuidores/colectores 6.

60 Cada distribuidor/colector 6 comprende una pared 60 que forma unos deflectores que permiten asegurar simultáneamente las dos funciones de distribución de los reactivos y de recogida de los productos de reacción.

65 Como se simboliza por las flechas en la figura 8, los fluidos reactivos son alimentados en la parte inferior del distribuidor/colector 6 por la capa 2 de distribución inferior y está distribuido hacia cada canal reactivo (flechas de línea) mientras que los productos de reacción llegan por las salidas de cada canal reactivo 2 y después son recogidas por la capa 2 de distribución superior (flechas de puntos).

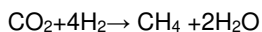
Los distribuidores y los colectores de enfriamiento como el mostrado en las figuras 6A a 6C así como los colectores/distribuidores reactivos como el mostrado en la figura 8 pueden mecanizarse en la masa o ensamblados por construcción mecano-soldada.

El ensamblaje con estanqueidad entre los colectores/distribuidores y el bloque del reactor se puede llevar a cabo por unas juntas de sección plana o tórica, conocidas por el experto en la técnica o por soldadura si el desmontaje ulterior no es necesario.

Según el número de paredes internas colocado, el circuito de transferencia de calor tendrá una longitud desarrollada y una sección de paso más o menos grande. Estas características pueden modificarse por la simple sustitución del colector en función de las aplicaciones consideradas y de las capacidades del grupo de enfriamiento. Reduciendo la sección de paso ofrecida a cada paso del portador de calor, la velocidad del portador de calor aumenta proporcionalmente, lo que conduce a un aumento del intercambio térmico al precio de una pérdida de carga más elevada.

Las ventajas proporcionadas por los canales 21 de fluidos reactivos de sección creciente, pero invertidos unos respecto a los otros, de un canal 21.1 al adyacente 21.2 según la invención, son principalmente un buen control de la temperatura de los fluidos reactivos al contacto de los catalizadores, conservando al mismo tiempo una productividad (porcentaje de conversión) elevada, y esto con una buena compacidad del módulo de reactor-intercambiador.

A fin de evidenciarla bien, el inventor ha procedido a simulaciones numéricas comparativas para una reacción de metanización del CO₂ según la ecuación siguiente:



Las simulaciones comparativas se realizaron con la ayuda del programado comercializado bajo la denominación "COMSOL Multiphysics" en un canal 20 de circuito de fluidos reactivos de longitud de 200 mm que contiene un catalizador de níquel-alumina en forma de granos de 500 μm y alimentado por una mezcla de reactivo de composición molar el 80% de H₂ y 20% de CO₂, a una temperatura de 290°C bajo una presión de 2 bar y a un caudal de 0,5 NL/min.

El enfriamiento por los canales 11 del portador de calor se modeliza por un coeficiente de intercambio de 500 W/m²/K entre los granos de catalizadores y la pared de las placas 10 y una temperatura exterior fijada a 290°C.

Las simulaciones comparativas se han realizado sobre tres geometrías de canal de circuito de reactivos diferentes de los cuales dos de sección constante según el estado de la técnica y una de sección creciente según la invención.

Así, la primera geometría de canal está constituida de un canal de sección constante de 7 mm², la segunda de un canal de sección constante de 28 mm² y la tercera de un canal según la invención con una sección que varía linealmente entre 7 mm² en la entrada y 50 mm² en la salida.

Los parámetros principales que caracterizan el avance de la reacción y el comportamiento térmico se miden según un eje paralelo a la dirección principal del canal y colocado en su centro.

Los parámetros simulados son respectivamente la temperatura, el porcentaje de conversión del CO₂, la velocidad de flujo de Darcy, la presión, el flujo molar de reactivo CO₂, y el flujo molar de CH₄ producido.

Los resultados de estas simulaciones sobre estos parámetros se ilustran en forma de curvas respectivamente en las figuras 9, 10, 11, 12, 13 y 14.

Destaca de la figura 10 que el canal de sección constante de 28 mm² según el estado de la técnica proporciona el porcentaje de conversión de CO₂ más elevado, del orden del 95%. Sin embargo, este porcentaje de conversión se obtiene sólo a expensas de una muy alta elevación de la temperatura como destaca de la figura 9 en la que la temperatura de entrada del canal puede alcanzar más de 660°C, lo que implicaría un envejecimiento prematuro del catalizador.

Una posible solución para reducir esta elevación de la temperatura es considerar unos canales de sección más bajo, a fin de limitar localmente la cantidad de catalizador y la distancia de difusión del calor. La simulación realizada sobre el canal de sección constante igual a 7 mm² según el estado de la técnica lo demuestra ya que la reducción de temperatura obtenida en tal canal es muy clara con una temperatura máxima que no supera 340°C en el ejemplo ilustrado en la figura 9.

No obstante, se constata que tal canal de sección muy reducida tiene un efecto nefasto sobre el porcentaje de conversión de CO₂ y sobre el flujo molar de CH₄ en la salida del canal. En efecto, como se ilustra en la figura 10, la

conversión cae del 95% para un canal de sección constante a 28 mm² al 70% para un canal de sección constante a 7 mm².

La realización de canales de reactivos de sección creciente según la invención aporta una muy clara mejora con respecto a los canales de sección constante según el estado de la técnica. En efecto, se constata que para un canal de reactivos cuya sección crece linealmente de 7 mm² en la entrada del reactor a 28 mm² en la salida, la temperatura máxima está controlada ya que no supera 340°C, tal como se ilustra en la figura 9 y sin que se haga a detrimento del porcentaje de conversión ya que, como se muestra en la figura 10, permanece del orden del 93%.

A la vista de la figura 12, se constata además que las pérdidas de cargas son también fuertemente reducidas en el canal de sección creciente según la invención con respecto al canal de sección constante de 7 mm² según el estado de la técnica.

Otra ventaja subsiguiente relacionada a los canales de reactivos de sección creciente según la invención se refiere al llenado del catalizador, que es aún más simple a efectuar cuando la anchura del canal es grande y cuando el número de canales a llenar es reducido. Así, el número de canales a llenar es aproximadamente dos veces más pequeño para un reactor de canales de sección creciente de 7 mm² a 28 mm² según la invención que para un reactor de canales de sección constante de 7 mm² según el estado de la técnica. El riesgo de un llenado heterogéneo de los canales que pueden conducir a malas distribuciones de caudal entre canales se reduce más por lo tanto con respecto a los canales según el estado de la técnica.

Por supuesto, la presente invención no está limitada a las variantes y a los modos de realización descritos proporcionados a título de ejemplos ilustrativos y no limitativos.

Los canales de reactivos pueden también presentar una geometría diferente de un motivo recto como se muestra en la figura 1 y estar el mismo tiempo de forma alargada.

De manera general, la geometría y el tamaño de los canales, el número de canales por capa y el número de capas para cada uno de los circuitos de fluido pueden ser diferentes según la naturaleza y las propiedades de los fluidos a transportar, las pérdidas de cargas admisibles y el caudal deseado. Se pueden apilar varios elementos del mismo circuito con el objetivo de optimizar una funcionalidad del reactor-intercambiador según la invención, por ejemplo el intercambiador térmico o el caudal de uno de los fluidos.

En el ejemplo ilustrado, y para una aplicación particular a la realización de una reacción exotérmica tal como una reacción de metanización, las geometrías preferidas de los canales son las que permiten guardar una altura constante y con una anchura que aumenta linealmente o según otra ley. Por ejemplo, la altura de los canales puede ser inferior a 10 mm y más particularmente comprendida entre 3 y 8 mm. La anchura de los canales puede ser inferior a 50 mm y más particularmente variar de 3 a 8 mm en la entrada del reactor y de 5 a 40 mm en la salida.

El número de canales por capa puede adaptarse al caudal de reactivos a tratar. Es preferentemente inferior a 100 y preferentemente comprendido entre 5 y 80.

El número de capas de circuito reactivo puede también ser adaptado al caudal de reactivos a tratar. Es preferiblemente inferior a 100 y preferentemente comprendido entre 5 y 80.

El número de capas de fluido de transferencia de calor depende del número de capas del circuito de reactivos. Para un enfriamiento óptimo, en el caso de una reacción fuertemente exotérmica o endotérmica, es preferible disponer una capa de circuito portador de calor a ambos lados de cada capa de reactivos al menos al centro del apilamiento como en el ejemplo ilustrado en la figura 5.

Si el ejemplo ilustrado de los intercambiadores tiene exactamente dos circuitos de fluidos, es posible fabricar un intercambiador de tres circuitos de fluidos o más.

Un reactor-intercambiador según la invención que se acaba de describir está particularmente adaptado a la realización de reacciones fuertemente exotérmicas o endotérmicas. Entre estas reacciones, se pueden citar muy particularmente las reacciones de metanización de CO y/o de CO₂, las reacciones de síntesis del metanol y del dimetiléter (DME), de reformado húmedo o en seco del metano o de otros hidrocarburos, de oxidación, o también de síntesis Fischer-Tropsch.

Referencia citada

[1]: Ala Zouaghi, «Étude de la compaction isostatique à chaud de l'acier inox 316L: Modélisation numérique à l'échelle mésoscopique et caractérisation expérimentale», Ecole Nationale Supérieure des Mines de Paris, 2013

REIVINDICACIONES

1. Módulo (M) de reactor-intercambiador de calor de al menos dos circuitos de fluido, que comprende un apilamiento que se extiende según un eje longitudinal (X) y que comprende los elementos siguientes:

- uno o varios elementos (1) que forman cada uno una capa de uno de los dos circuitos de fluido, denominado circuito de transferencia de calor, en el interior del cual un fluido de transferencia de calor está destinado a circular, comprendiendo cada elemento del circuito de transferencia de calor unos canales (11) delimitados al menos en parte por unas ranuras (12) realizadas en al menos una placa (10);

- uno o varios elementos (2) que forman cada uno una capa del otro de los dos circuitos de fluido, denominado circuito de reactivos, en el interior del cual al menos dos reactivos son destinados a circular, comprendiendo cada elemento del circuito de reactivos unos canales (21) delimitados al menos en parte por unas ranuras (22) realizadas en al menos una placa (20);

caracterizado por que los canales (21) de circuito de reactivos presentan cada uno una sección de flujo creciente sobre al menos una parte de su longitud y por que dos canales de circuito de reactivos adyacentes (21.1, 21.2) son realizados cabeza hacia abajo de tal manera que recorriendo un canal (21.1) en un sentido según el eje longitudinal (X), su sección geométrica aumenta, mientras que recorriendo el canal adyacente (21.2) en el mismo sentido según el eje longitudinal (X) su sección geométrica disminuye.

2. Módulo de reactor-intercambiador según la reivindicación 1, en el que la sección de flujo de los canales (21) de circuito de reactivos es creciente linealmente o por niveles de sección constante.

3. Módulo de reactor-intercambiador según la reivindicación 1 o 2, en el que la altura de cada canal (21) de circuito de reactivos es constante.

4. Módulo de reactor-intercambiador según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la altura de cada canal (21) de circuito de reactivos es inferior a 10 mm y preferentemente comprendida entre 3 y 8 mm.

5. Módulo de reactor-intercambiador según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la anchura de cada canal (21) de circuito de reactivos es inferior a 50 mm y preferentemente comprendida entre 3 y 8 mm en la entrada de los canales y comprendida entre 5 y 40 mm en la salida de los canales.

6. Módulo de reactor-intercambiador según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el número de canales (21) por capa (2) del circuito de reactivos es inferior a 100, preferentemente comprendido entre 5 y 80.

7. Módulo de reactor-intercambiador según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el número de capas (2) del circuito de reactivos es inferior a 100, preferentemente comprendido entre 5 y 80.

8. Módulo de reactor-intercambiador según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que al menos una parte de las capas del circuito de reactivos se intercala individualmente dentro del apilamiento entre dos capas del circuito de transferencia de calor.

9. Módulo de reactor-intercambiador según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende en la parte superior y en la parte inferior del apilamiento una capa de circuito de reactivos perforada en su centro de un orificio de alimentación de los reactivos o de recogida de los productos de reacción, comunicando los canales de dicha capa entre sí desde el orificio de alimentación o de recogida.

10. Módulo de reactor-intercambiador según la reivindicación 9, desembocando los canales sobre los lados laterales del apilamiento, comprendiendo el módulo un colector-distribuidor provisto internamente de deflectores que separan en dos su volumen interior, estando cada colector-distribuidor dispuesto en final de cada lado lateral del apilamiento de tal manera que uno de los dos volúmenes separado por los deflectores alimenta en fluido reactivo una parte de los canales en su sección más débil, desde una de las capas de debajo y de arriba y el otro de los volúmenes recogida los productos de reacción que provienen de la otra parte de los canales en su sección más importante, hacia la otra de las capas de debajo y de arriba.

11. Módulo de reactor-intercambiador según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que los canales del circuito de transferencia de calor se realizan a fin de hacer circular el fluido de transferencia de calor a co-corriente o a contracorriente de los reactivos.

12. Módulo de reactor-intercambiador según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que cada capa de circuito de reactivos se intercala entre dos capas de circuito de transferencia de calor al menos en la parte central del apilamiento.

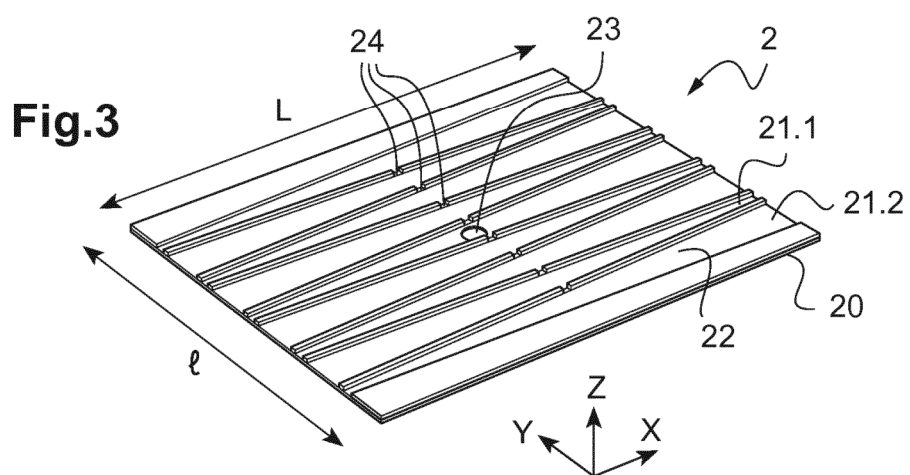
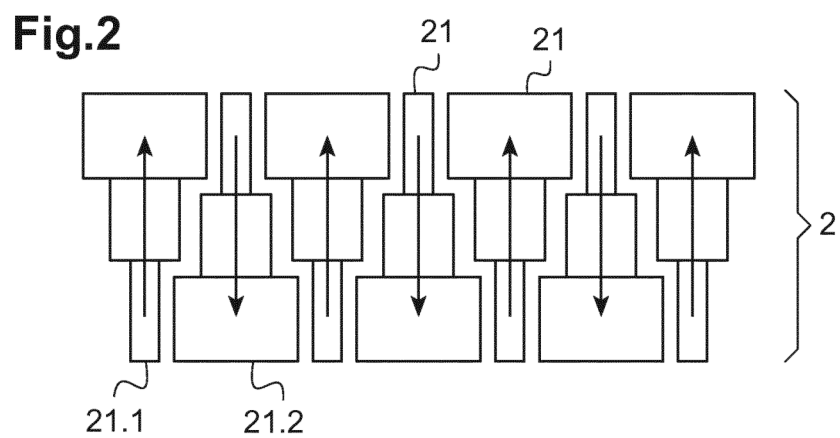
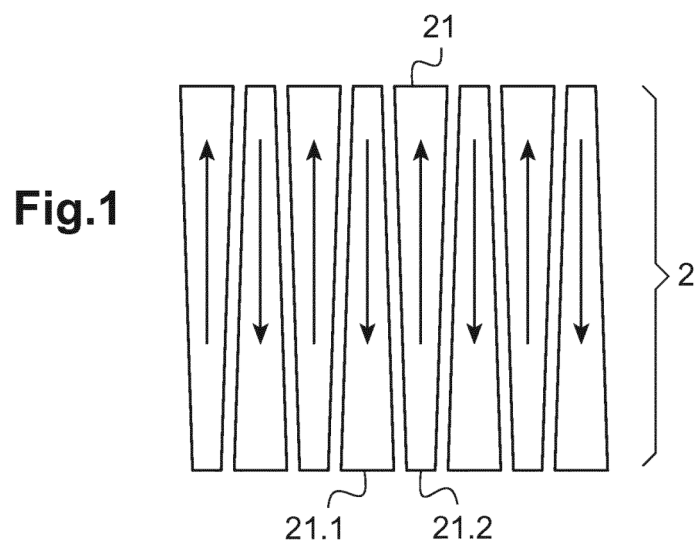
13. Módulo de reactor-intercambiador según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que al menos una parte de los canales de reactivos está llena al menos parcialmente de un catalizador de conversión en forma de polvo o de granulados, o llena de una estructura revestida de catalizador de conversión.

5 14. Módulo de reactor-intercambiador según la reivindicación 13, en el que el catalizador sólido de conversión es a base de níquel (Ni) soportado por un óxido de circonio (ZrO_2), o a base de níquel (Ni) soportado por un óxido de aluminio (Al_2O_3), o bimetálico a base de níquel (Ni) y de hierro (Fe) soportado por un óxido de aluminio (Al_2O_3), preferentemente Ni-Fe/ γ - Al_2O_3 , o a base de níquel (Ni) soportado por unos óxidos mixtos de cerio (Ce) y de circonio, preferentemente $Ce_{0.72}Zr_{0.28}O_2$.

10 15. Sistema de intercambio de calor que comprende una pluralidad de módulos de reactor-intercambiador según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores unidos entre sí, estando en serie o en paralelo, con una disposición los unos sobre los otros y/o los unos al lado de los otros.

15 16. Utilización de un módulo de intercambio según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 14 o del sistema según la reivindicación 15 para realizar una reacción química exotérmica o endotérmica, preferentemente seleccionada entre las reacciones de metanización de CO y/o de CO_2 , las reacciones de síntesis del metanol y del dimetiléter (DME), de refinado húmedo o en seco del metano o de otros hidrocarburos, de oxidación o también de Fischer-Tropsch.

20



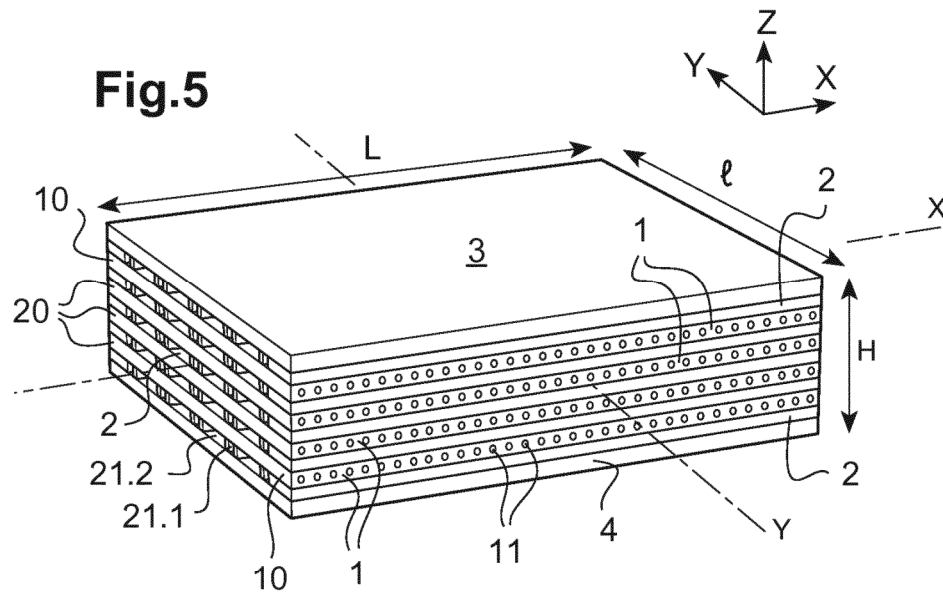
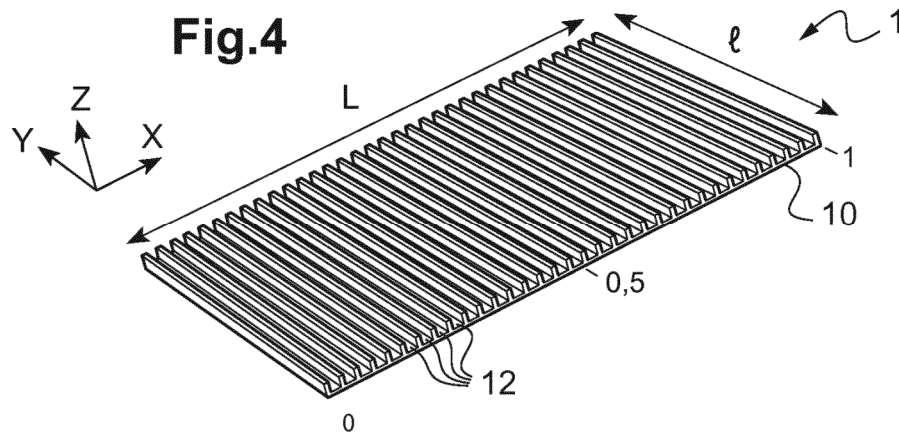


Fig.6A

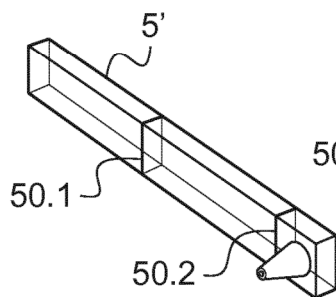


Fig.6B

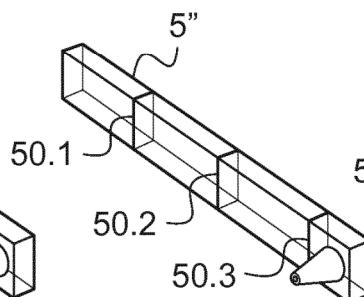
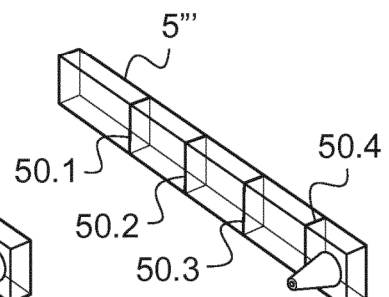


Fig.6C



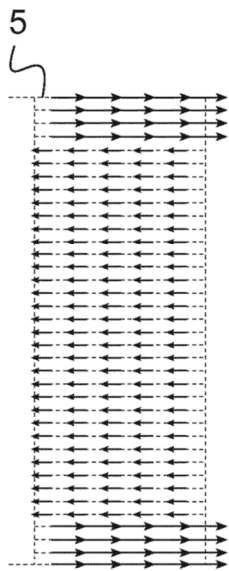


Fig.7A

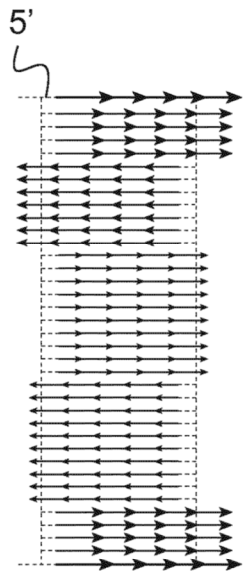


Fig.7B

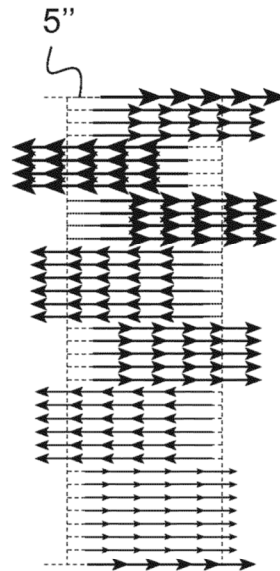


Fig.7C

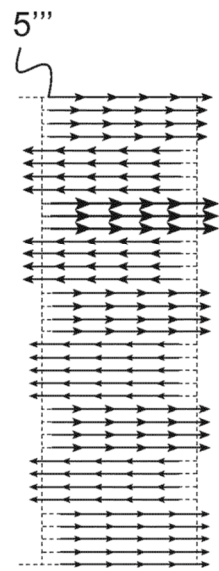


Fig.7D

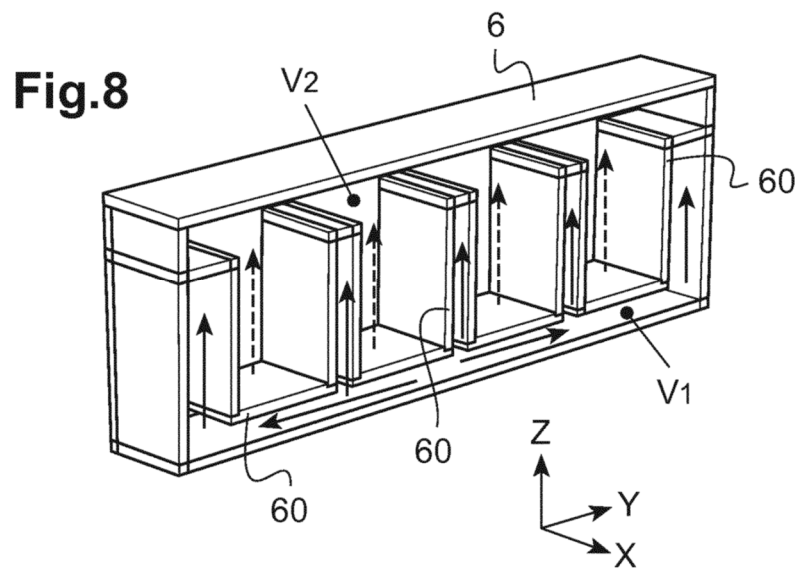


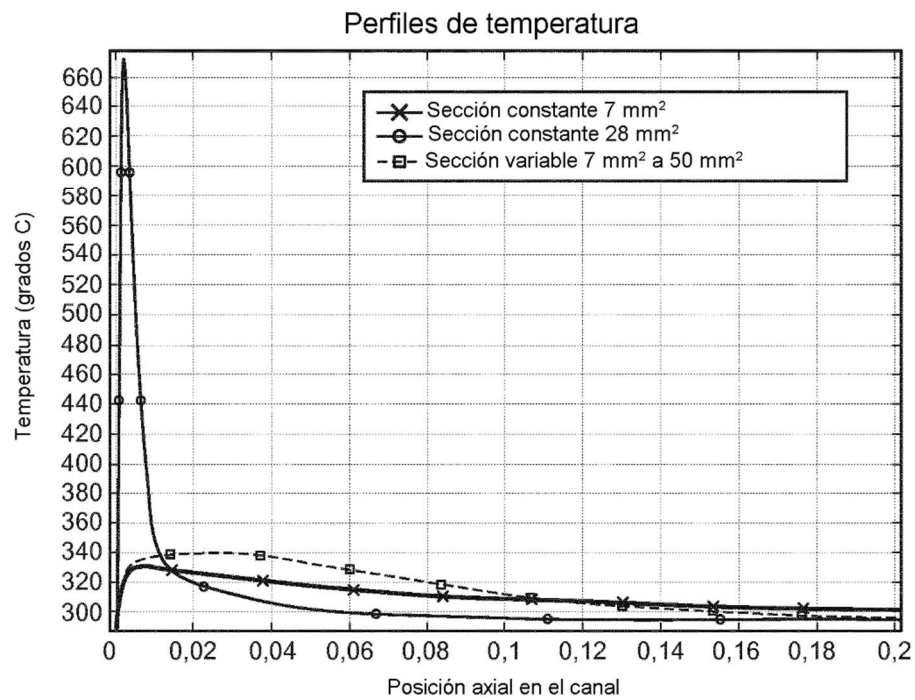
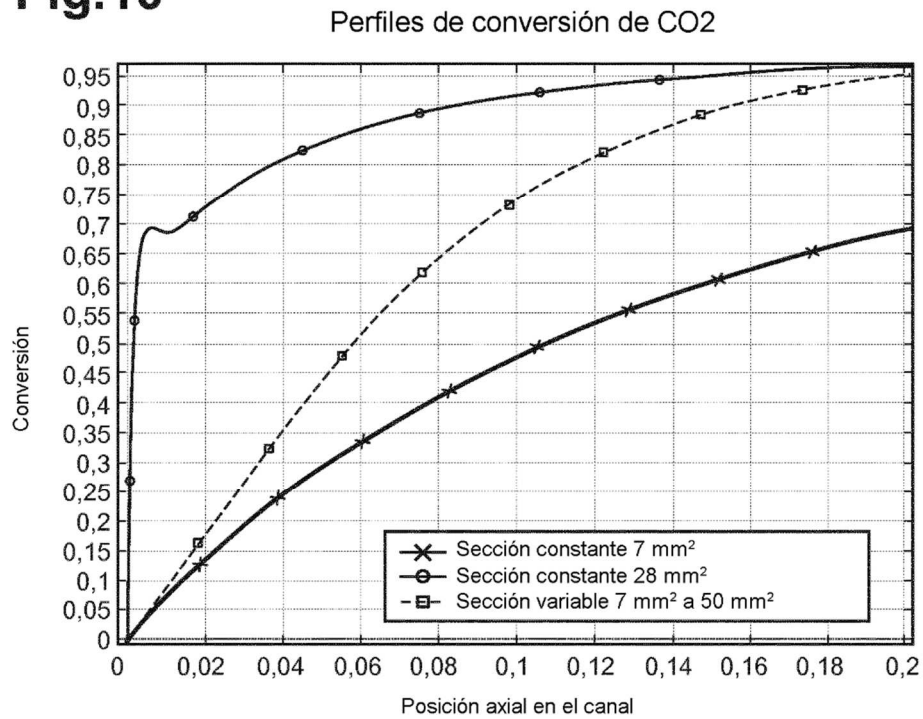
Fig.9**Fig.10**

Fig.11

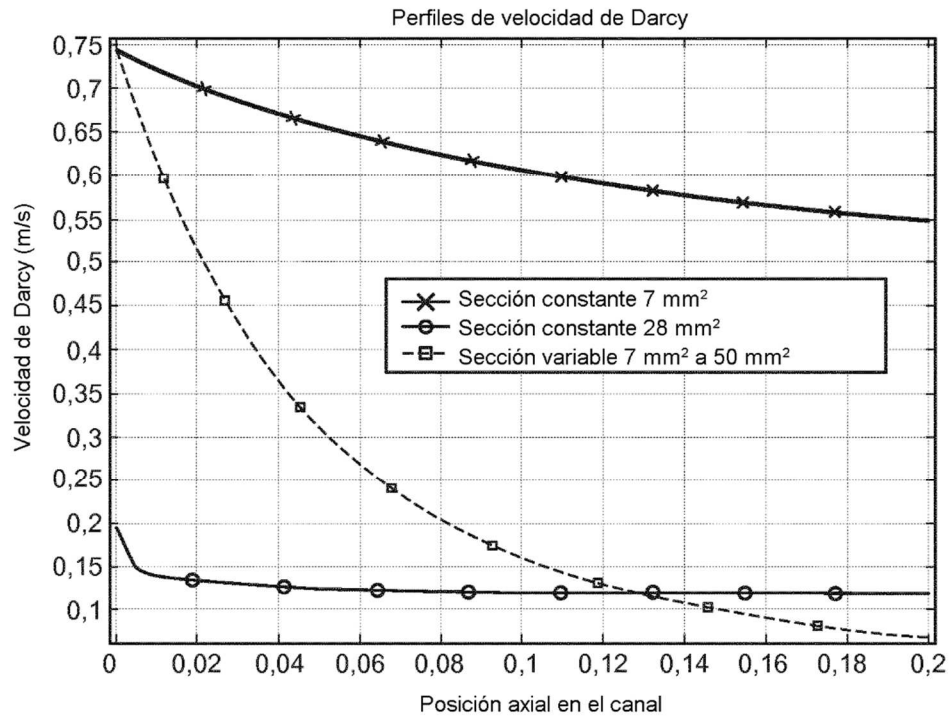


Fig.12

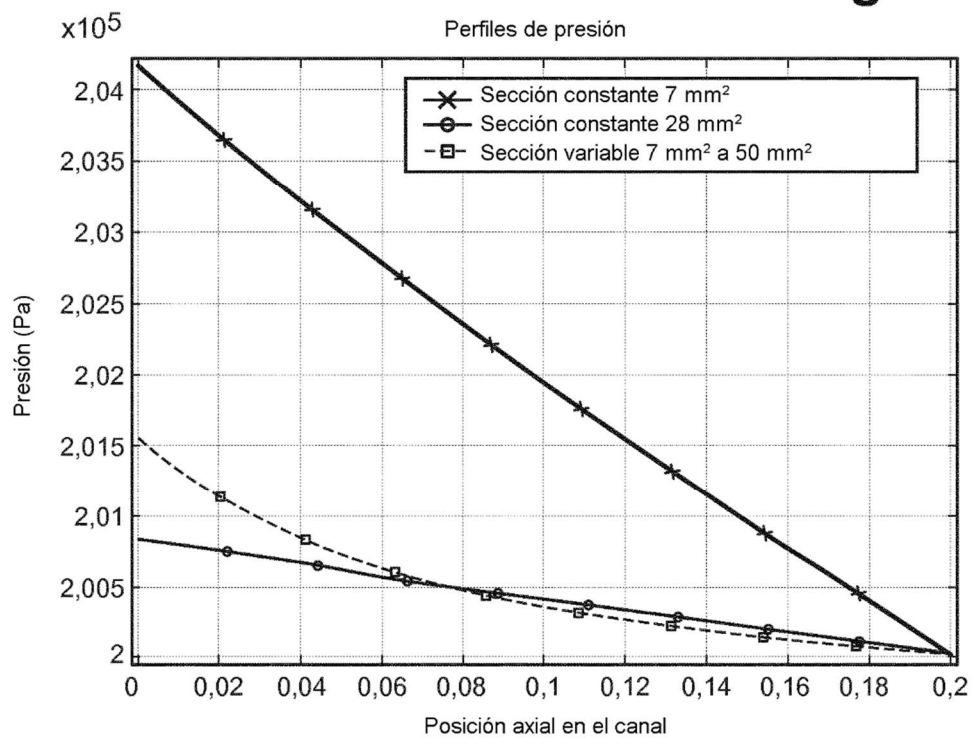


Fig.13

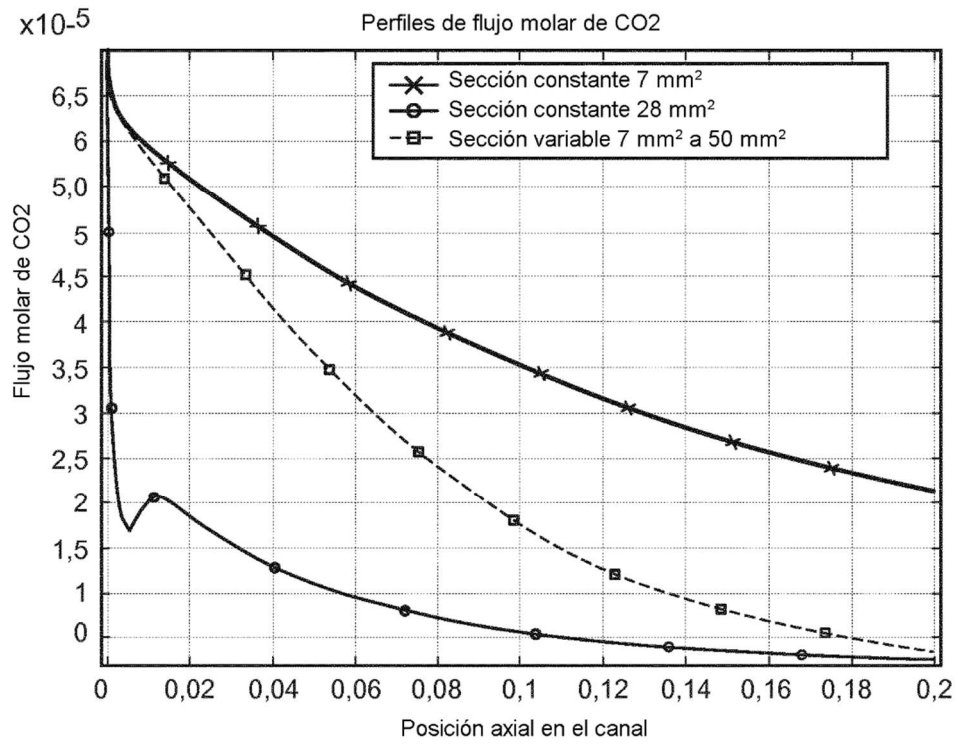


Fig.14

