

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 703 164**

51 Int. Cl.:

B01J 19/24 (2006.01)

F28F 27/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.10.2015 PCT/EP2015/074669**

87 Fecha y número de publicación internacional: **06.05.2016 WO16066560**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.10.2015 E 15786910 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **03.10.2018 EP 3212323**

54 Título: **Reactor intercambiador que comprende medios de modificación de la distribución del fluido caloportador**

30 Prioridad:

27.10.2014 FR 1460291

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

07.03.2019

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

**BENGAOUER, ALAIN;
CIGNA, JULIEN y
DUCAMP, JULIEN**

74 Agente/Representante:

VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro

ES 2 703 164 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 intercambiador que comprende medios de modificación de la distribución del fluido caloportador

5 **Sector de la técnica**

La presente invención se refiere al campo general de los reactores intercambiadores previstos para llevar a cabo reacciones catalíticas endotérmicas o exotérmicas.

10 La invención tiene numerosas aplicaciones en todos los tipos de procesos que llevan a cabo reacciones catalíticas endotérmicas o exotérmicas, y especialmente muy endotérmicas o exotérmicas, particularmente del tipo sólido-gas. Tales procesos pueden usar, por ejemplo, un catalizador sólido, en forma de polvo o soportado en estructuras monolíticas o directamente en las paredes de un reactor.

15 Estos procesos pueden comprender en particular procesos para sintetizar carburantes y combustibles, por ejemplo, combustibles líquidos, como el metanol (MeOH), o gaseosos, como el metano (SNG por las siglas de "Synthetic Natural Gas" en inglés) o dimetiléter (DME), obtenido a partir de hidrógeno y óxidos de carbono o de gas de síntesis que comprenda una mezcla de hidrógeno y óxidos de carbono.

20 Por lo tanto, la invención puede aplicarse particularmente a reacciones muy exotérmicas, tales como la metanación de monóxido o dióxido de carbono en presencia de hidrógeno. Asimismo se puede aplicar a reacciones de tipo Fischer-Tropsch, de reformado en húmedo o en seco de metano u otros hidrocarburos, o también reacciones de oxidación. La invención también se puede usar como intercambiador de calor para aplicaciones, especialmente aquellas que utilizan un gas, que requieran operaciones de mantenimiento frecuentes, por ejemplo debido a corrosión, ensuciamiento, entre
25 otros.

La invención propone así un reactor intercambiador que comprende medios para modificar la distribución del fluido caloportador así como un método para adaptar el caudal del fluido caloportador de un circuito de fluido caloportador de dicho reactor intercambiador.

30

Estado de la técnica anterior

Actualmente se conocen numerosas arquitecturas de reactores intercambiadores catalíticos utilizados en la industria para asegurar el control y la conducción térmica de reacciones químicas endotérmicas o exotérmicas. Los principales
35 tipos de reactores intercambiadores conocidos para las reacciones exotérmicas se describen más adelante.

En primer lugar, la tecnología más simple de los reactores intercambiadores catalíticos es la tecnología de los reactores denominados "de lecho fijo". En este caso, el reactor intercambiador se presenta en forma de cilindro, dentro del cual se coloca el catalizador. El catalizador puede estar presente en forma de gránulos, por ejemplo del tipo de materiales extruidos, esferas o anillos Raschig, entre otros. El aporte o la evacuación de las calorías suele realizarlo un fluido caloportador que circula en un serpentín situado en la pared exterior del reactor o que se introduce directamente dentro
40 del reactor.

La ejecución de reacciones exotérmicas dentro de este tipo de reactor intercambiador plantea muchas dificultades. En efecto, la mala disipación del calor, principalmente debido a la baja conductividad térmica del conjunto formado por el gas y el catalizador, provoca la formación de puntos calientes dentro del reactor. Por otro lado, la presencia de estos puntos calientes localizados genera velocidades de reacción más elevadas y puede ser la causa de un descontrol térmico del reactor. Además, estas temperaturas elevadas pueden afectar negativamente el rendimiento del reactor intercambiador, lo que produce, en particular, una disminución en la selectividad o conversión, causa la desactivación
50 del catalizador, y por lo tanto reduce enormemente su vida útil y plantea problemas de seguridad.

En el caso de reacciones endotérmicas, la formación de puntos fríos es menos problemática porque no causa el descontrol térmico del reactor. Sin embargo, estos puntos fríos siempre dan como resultado un descenso significativo del rendimiento del reactor intercambiador.

55

Además, este tipo de reactor intercambiador de lecho fijo también tiene la desventaja de generar una elevada pérdida de carga a través del lecho catalítico.

El uso de reactores intercambiadores de lechos fijos multitubulares permite aumentar la eficiencia de la gestión térmica de estos reactores. Dichos reactores consisten en varios tubos, de unos pocos centímetros de diámetro, rellenos de catalizador y colocados en un recinto (o calandria) donde circula el fluido caloportador. Sin embargo, el uso de tubos más estrechos puede conducir a fenómenos de cortocircuito hidráulico (o "by-pass" en inglés) en las paredes, que participan en la formación de puntos calientes y reducen el tiempo de contacto de los reactivos con el catalizador, provocando con ello una disminución en el rendimiento del reactor intercambiador. Además, la reducción del tamaño de los granos del catalizador que puede acompañar a la reducción del diámetro de los tubos también causa un aumento de la pérdida de carga. Incluso la gestión térmica de este tipo de reactor intercambiador a veces sigue siendo
60
65

insuficiente.

Además, las soluciones puestas en marcha para controlar reacciones altamente exotérmicas suelen ser complejas y costosas. Puede tratarse, por ejemplo, de la dilución del catalizador por partículas inertes, la recirculación de gas, la distribución de los reactivos a lo largo de los reactores o de manera escalonada entre varios reactores, o también la dilución de los reactivos por un gas inerte. En todos los casos, estas soluciones están destinadas a reducir las velocidades de reacción y la eficiencia catalítica del reactor intercambiador para poder controlar la exotermia de la reacción.

Asimismo, la arquitectura del tipo "de lecho fijo" de los reactores intercambiadores tiene la ventaja de que es sencilla de fabricar pero dificulta el control térmico y requiere el uso de catalizadores estables a alta temperatura.

Otra tecnología de reactores intercambiadores concierne a los reactores intercambiadores estructurados. Inspirados en los intercambiadores térmicos de placas. Estos reactores intercambiadores, en los cuales el fluido caloportador circula por canales caloportadores introducidos entre dos capas de canales reactivos para su enfriamiento, donde se encuentra el catalizador y donde tiene lugar la reacción química, se prestan mejor al control de la temperatura de los procesos. De hecho, la estructuración y sobre todo la reducción de la sección de paso del fluido caloportador en comparación con una simple calandria permiten intensificar los intercambios térmicos entre el fluido caloportador y el reactor con el fin de evacuar o aportar calorías con mayor eficiencia. Para estos reactores intercambiadores, los canales reactivos, como los canales caloportadores, pueden consistir en un canal grabado en una placa o también estar constituidos por el espacio que queda entre dos placas. Dependiendo de la tecnología elegida para el enfriamiento, estos reactores pueden ser isotérmicos o no isotérmicos.

Además, también existe la tecnología de reactores intercambiadores de lechos fluidizados. Estos reactores se han desarrollado para abordar el problema de transferencia de calor en los lechos fijos. Estos reactores tienen la particularidad de mover los granos del catalizador, de un tamaño del orden de la centena de micrómetros, lo que permite una mezcla que mejora las transferencias. Los reactores intercambiadores de lechos fluidizados ofrecen la ventaja de una buena homogeneidad térmica en los reactores, lo que evita los puntos calientes. Además, esta tecnología presenta muchos otros inconvenientes, concretamente la formación de partículas finas arrastradas fuera del reactor, dificultades de extrapolación del tamaño o incluso un menor rendimiento por las retromezclas producidas por el movimiento del catalizador.

También puede contemplarse la combinación de reactores intercambiadores del mismo tipo o de diferentes tipos dentro de una misma unidad para mejorar la conversión, la flexibilidad o la valorización del calor recuperado.

Así, por ejemplo, la patente. US 4.298.694 B1 propone combinar un reactor intercambiador adiabático y un reactor intercambiador isotérmico, donde cada uno de los cuales procesa una parte del flujo de entrada de gas para recuperar el calor de reacción en forma de vapor sobrecalentado, que se obtiene mediante un intercambiador conectado a la salida de la etapa adiabática, mientras que produce un gas con un alto contenido de metano gracias a la baja temperatura obtenida en la salida del reactor intercambiador isotérmico.

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

Se sabe que, para una presión dada, la competencia entre la cinética de reacción y el equilibrio termodinámico conduce a la existencia de una temperatura óptima del catalizador que depende del progreso de la reacción y la selectividad en el caso de que se produzcan varias reacciones competentes.

Como ejemplo se considera el caso de la metanación del dióxido de carbono (CO_2) según la reacción: $\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$, que es altamente exotérmica y presenta una entalpía de reacción $\Delta_r H_{298\text{K}}$ de -165 kJ/mol. También se considera un catalizador de níquel-alúmina en forma de granos de 500 μm colocados en un canal con una sección de 5 mm x 40 mm x 200 mm, alimentado con una mezcla a 5 bares de un caudal de 5 NL/min de reactivos de composición molar igual al 80% de hidrógeno (H_2) y 20% de dióxido de carbono (CO_2).

Así, la conversión máxima de dióxido de carbono (CO_2) se obtendrá para una temperatura del catalizador muy elevada en la entrada y que disminuirá a lo largo del canal reactivo. Sin embargo, para evitar la rápida degradación del catalizador, la temperatura de entrada también debe controlarse. Si consideramos 600 °C como la temperatura máxima admisible del catalizador, el perfil de temperatura óptimo y la conversión óptima a lo largo del canal se pueden calcular a partir de la ley de la cinética.

A medida que se usa el catalizador, su actividad disminuye. Esta disminución se puede simular suponiendo que en la primera mitad del canal el catalizador ha perdido el 75% de su actividad, mientras que en la segunda mitad no está degradado. La figura 1A es un gráfico que representa la evolución de la temperatura T, expresada en grados centígrados, en función de la posición axial vertical z en el reactor, expresada en metros, para un caso (a) de catalizador nuevo y un caso (b) de catalizador usado o degradado. Además, la figura 1B es un gráfico que representa

la evolución C de la conversión de CO₂, expresada en porcentajes, en función de la posición axial vertical z en el reactor, para el mismo caso (a) de catalizador nuevo y el mismo caso (b) de catalizador usado o degradado.

5 La comparación de los casos (a) y (b) en las figuras 1A y 1B muestra claramente la pérdida de eficiencia del catalizador degradado en relación con el catalizador nuevo, y en particular su pérdida de eficiencia con respecto a la conversión de CO₂.

10 A medida que cambia el caudal de gas también cambia el perfil óptimo. Por lo tanto, la figura 2A es un gráfico que representa la evolución de la temperatura óptima T, expresada en grados centígrados, en función de la posición axial vertical z en el reactor, expresada en metros, para un caso (c) de catalizador nuevo con un caudal de reactivos de 5 NL/min y un caso (d) de catalizador nuevo con un caudal de reactivos de 10 NL/min. Además, la figura 2B es un gráfico que representa la evolución C de la conversión óptima de CO₂, expresada en porcentajes, en función de la posición axial vertical z en el reactor, para el mismo caso (a) de catalizador nuevo con un caudal de reactivos de 5 NL/min y el mismo caso (b) de catalizador nuevo con un caudal de reactivos de 10 NL/min.

15 Se constata entonces que los rendimientos del catalizador son mejores con un caudal nominal de 5 NL/min, y no el doble.

20 La temperatura óptima del catalizador es, por lo tanto, alta en la entrada del reactor y disminuye a lo largo del reactor. La temperatura máxima admisible depende de la sensibilidad del catalizador a la desactivación, concretamente por sinterización, de las partículas de níquel metálicas en este ejemplo.

25 Una forma de aproximarse a esta temperatura óptima es usar varios reactores enfriados a diferentes temperaturas o un solo reactor que comprenda varias etapas de enfriamiento, conectados a diferentes circuitos de fluido caloportador.

30 Otra forma de aproximarse a esta temperatura es usar un circuito de fluido caloportador a contracorriente del circuito de gas y aprovechar la elevación de la temperatura del fluido caloportador para obtener una temperatura elevada en la entrada del reactor. Sin embargo, este enfoque plantea problemas delicados de control y seguridad frente al riesgo de descontrol térmico.

35 La patente US 4.839.391 B1 describe un reactor intercambiador catalítico para la producción de gas de síntesis cuyo enfriamiento es proporcionado por un circuito de agua que circula a contracorriente del gas reactivo. El agua, que llega saturada o casi saturada, se vaporiza primero en la parte aguas abajo del reactor y luego se sobrecalienta al atravesar el reactor. La temperatura de los gases sigue así un perfil similar al del agua, pero se desvía hacia las temperaturas altas debido a la resistencia térmica del lecho fijo.

Se han presentado varias variantes de dicho dispositivo que utilizan, por ejemplo, dos o tres intercambiadores diferentes, en serie o en paralelo, para afinar el control de temperatura y permitir el control del sistema.

40 Lo interesante del sistema descrito en la patente US 4.839.391 B1 es que permite el suministro de vapor sobrecalentado utilizable para la producción de electricidad a través de una turbina de gas. Sin embargo, la necesidad de controlar los intercambios de calor conduce a la implantación de varios intercambiadores diferentes en dos o tres zonas predefinidas, por ejemplo, una zona de evaporación y una zona de sobrecalentamiento, lo que se convierte en una desventaja cuando el reactor se usa en condiciones variables de presión y temperatura, o cuando el catalizador envejece. Además, en estas configuraciones, el fluido caloportador se encuentra en fase gaseosa en ángulo recto con la zona más caliente del reactor y, por lo tanto, el intercambio de calor deficiente entre el gas y las paredes del intercambiador interfiere en el buen control de la temperatura máxima del catalizador, introduciendo un riesgo de descontrol térmico y envejecimiento acelerado.

50 Otra solución que permite un mejor control de la temperatura del catalizador y una mayor flexibilidad es utilizar uno o más reactores intercambiadores isotérmicos o cuasi isotérmicos en serie. Sin embargo, en esta configuración es necesario controlar la temperatura del fluido caloportador de forma independiente para cada etapa del reactor, lo que complica el sistema y supone un sobrecoste importante.

55 EXPOSICIÓN DE LA INVENCION

Existe la necesidad de proponer una solución alternativa de arquitectura de reactor intercambiador que permita garantizar, particularmente en el caso de reacciones muy endotérmicas o exotérmicas, una tasa de conversión máxima y una buena selectividad en condiciones de uso variables incluso cuando el catalizador se desactive con el tiempo.

60 El objeto de la invención es satisfacer, al menos parcialmente, las necesidades mencionadas anteriormente y remediar los inconvenientes relacionados con las realizaciones del estado de la técnica.

La invención pretende, en particular, concebir una configuración de un reactor intercambiador que optimice al máximo la tasa de conversión y la selectividad de la reacción química, así como la cinética de desactivación del catalizador, en particular en el caso de reacciones muy exotérmicas para las cuales la evolución de la temperatura condiciona estos parámetros.

5 La invención tiene por tanto como objeto, según uno de sus aspectos, un reactor intercambiador destinado a llevar a cabo reacciones catalíticas endotérmicas o exotérmicas, que comprende:

- un cuerpo de reactor,
- 10 - un circuito reactivo que comprende una pluralidad de canales reactivos que comprenden un catalizador, opcionalmente soportado por una estructura monolítica catalítica,
- un circuito de fluido caloportador para enfriar los canales reactivos, que comprende una pluralidad de canales caloportadores,
- 15 - un elemento distribuidor de fluido caloportador, situado aguas arriba de los canales caloportadores, y un elemento colector de fluido caloportador situado aguas abajo de los canales caloportadores,

caracterizado por que el elemento distribuidor de fluido caloportador y/o elemento colector de fluido caloportador comprenden medios de modificación de la distribución del fluido caloportador, respectivamente hacia los canales caloportadores y/o desde los canales caloportadores, para modificar las características térmicas del circuito de fluido caloportador según la reivindicación 1.

20 En toda la descripción, los términos "corriente arriba" y "corriente abajo" deben entenderse en relación con el sentido de flujo normal del fluido, desde arriba hacia abajo. Por lo tanto, en el caso del fluido caloportador, el flujo es desde arriba, en la entrada de los canales caloportadores, hacia abajo, en la salida de los canales caloportadores.

25 Los medios de modificación de la distribución del fluido caloportador constituyen elementos que pueden modularse en función de las características térmicas deseadas para el fluido caloportador. De esta manera, el reactor intercambiador según la invención es ventajosamente un reactor modular.

30 Gracias a la invención también es posible, en particular, maximizar la tasa de conversión de un reactor intercambiador en función del envejecimiento del catalizador y/o el caudal de reactivos pero sin modificar las condiciones de temperatura y de caudal del fluido caloportador. Los medios de modificación de la distribución del fluido caloportador pueden permitir en particular adaptarse a las variaciones en la carga de los reactivos.

35 El reactor intercambiador según la invención puede comprender, además, una o varias de las siguientes características tomadas por separado o en cualquier combinación técnica posible.

La redistribución del fluido caloportador a través de los medios de modificación se hace, ventajosamente, sin modificación del cuerpo del reactor.

40 Los medios de modificación de la distribución del fluido caloportador comportan la modificación de la o las secciones de paso del fluido caloportador entre el elemento distribuidor de fluido caloportador y/o el elemento colector de fluido caloportador y los canales caloportadores. Los medios de modificación de la distribución del fluido caloportador comportan la modificación de la disposición de una o varias paredes internas del elemento distribuidor de fluido caloportador y/o el elemento colector de fluido caloportador.

45 Esta modificación de la disposición de una o varias de las paredes internas del elemento distribuidor y/o del elemento colector de fluido caloportador corresponde ventajosamente a una reconfiguración geométrica del elemento distribuidor y/o del elemento colector de fluido caloportador, concretamente añadiendo, desplazando y/o suprimiendo una o varias paredes internas.

50 La o las paredes internas están ventajosamente dispuestas transversalmente con respecto a la longitud del elemento distribuidor de fluido caloportador y/o del elemento colector de fluido caloportador. De este modo, estas se extienden sensiblemente a lo largo de la dirección longitudinal de los canales caloportadores. La colocación de una o varias paredes internas en el elemento distribuidor y/o el elemento colector de fluido caloportador permite ventajosamente compartimentar en varios subelementos el elemento distribuidor y/o el elemento colector de fluido caloportador.

55 El elemento distribuidor de fluido caloportador y/o el elemento colector de fluido caloportador pueden comprender una o varias paredes internas fijas.

60 El elemento distribuidor de fluido caloportador y/o el elemento colector de fluido caloportador también pueden comprender una o varias paredes internas extraíbles, comprendiendo el elemento distribuidor de fluido caloportador y/o el elemento colector de fluido caloportador en particular una o varias ubicaciones para la colocación de una o varias paredes internas.

65

Además, el elemento distribuidor de fluido caloportador y/o el elemento colector de fluido caloportador también pueden comprender una o varias paredes internas móviles dentro del elemento distribuidor de fluido caloportador y/o del elemento colector de fluido caloportador, en particular por traslación y/o por rotación.

5 El elemento distribuidor de fluido caloportador y/o el elemento colector de fluido caloportador también pueden comprender una o varias paredes internas provistas de válvulas de control del caudal de fluido caloportador.

10 El elemento distribuidor de fluido caloportador y/o el elemento colector de fluido caloportador también pueden comprender al menos una primera parte, que forma un dispositivo de derivación (o "by-pass" en inglés), y una segunda parte que comprende una pluralidad de compartimentos delimitados por una o varias paredes internas y situados entre el cuerpo del reactor y la primera parte, estando conectado cada compartimento de la segunda parte a la primera parte a través de una válvula de control del caudal de fluido caloportador. En este caso, el reactor intercambiador también puede comprender un elemento de derivación que conecte directamente el elemento distribuidor y el elemento colector de fluido caloportador, opcionalmente a través de una o varias válvulas de control del caudal de fluido caloportador.

15 Los canales caloportadores pueden disponerse ventajosamente transversales con respecto a los canales reactivos, extendiéndose los canales reactivos en particular longitudinalmente y extendiéndose los canales caloportadores en particular transversalmente.

20 [El reactor intercambiador según la invención puede comprender, además, un elemento distribuidor de reactivos, situado corriente arriba de los canales reactivos, y un elemento colector de reactivos, situado corriente abajo de los canales reactivos.

25 Como se indicó anteriormente, los términos "corriente arriba" y "corriente abajo" deben entenderse en relación con el sentido de flujo normal del fluido, desde arriba hacia abajo. Por lo tanto, en el caso de los reactivos, el flujo es desde arriba, en la entrada de los canales reactivos, hacia abajo, en la salida de los canales reactivos.

30 Los canales reactivos pueden comprender además un catalizador en forma de granos. Como variante, los canales reactivos pueden comprender un catalizador soportado por una estructura monolítica o directamente en las paredes de los canales.

35 Además, el reactor intercambiador también puede comprender al menos dos elementos distribuidores y/o colectores de fluido caloportador separados, o un elemento distribuidor y/o colector de fluido caloportador que comprenda una o varias entradas y una o varias salidas de fluido caloportador, para formar al menos dos circuitos separados de fluido caloportador.

40 Según otro de sus aspectos, la invención también tiene por objeto un método para adaptar el caudal de fluido caloportador de un circuito de fluido caloportador de un reactor intercambiador como se ha definido anteriormente, caracterizado por que comprende la etapa de actuar sobre los medios de modificación del elemento distribuidor de fluido caloportador y/o el elemento colector de fluido caloportador para modificar la distribución del fluido caloportador, respectivamente hacia los canales caloportadores y/o desde los canales caloportadores.

45 En particular, el método puede comprender la etapa de modificar, en particular añadiendo, desplazando y/o suprimiendo, una o varias paredes internas del elemento distribuidor de fluido caloportador y/o del elemento colector de fluido caloportador para modificar el caudal de fluido caloportador.

50 El reactor intercambiador y el método según la invención pueden comprender cualquiera de las características expuestas en la descripción, tomadas en solitario o en cualquier combinación técnicamente posible con otras características.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

55 La invención se comprenderá mejor leyendo la siguiente descripción detallada de unos ejemplos de realización no limitadores de la misma, así como examinando las figuras, esquemáticas y parciales, del dibujo adjunto, en el que:

- las figuras 1A y 1B ilustran, de forma gráfica, respectivamente la evolución de la temperatura y la evolución de la conversión de dióxido de carbono (CO₂) en función de la posición axial vertical en el reactor, para un caso (a) de catalizador nuevo y un caso (b) de catalizador usado,
- las figuras 2A y 2B ilustran, de forma gráfica, respectivamente la evolución de la temperatura óptima y la evolución de la conversión de dióxido de carbono (CO₂) en función de la posición axial vertical en el reactor, para un caso (c) de catalizador nuevo con un caudal de reactivos de 5 NL/min y un caso (d) de catalizador nuevo con un caudal de reactivos de 10 NL/min,
- la figura 3 representa, parcialmente y en perspectiva, un ejemplo de realización de un reactor intercambiador según la invención,
- la figura 4 representa, en perspectiva, un ejemplo de un elemento distribuidor de gases reactivos o un elemento colector de gases reactivos para un reactor intercambiador según la invención,

- las figuras 5A, 5B y 5C ilustran, en perspectiva, ejemplos de elementos distribuidores o colectores para un reactor intercambiador según la invención,
 - las figuras 6A, 6B, 6C y 6D ilustran gráficamente la orientación de los campos de velocidad obtenidos para un elemento distribuidor o colector de fluido caloportador de un reactor intercambiador según la invención, respectivamente para el caso en que comprende uno, dos, tres y cuatro paredes internas,
 - las figuras 7 y 8 ilustran, de forma gráfica, respectivamente la evolución de la temperatura y la evolución de la conversión de dióxido de carbono (CO₂) en función de la posición axial en el reactor, para un caso (e) de uso de un catalizador nuevo y para un caso (f) de un catalizador cuya actividad se ha reducido en un 75% en la primera mitad de un reactor intercambiador para simular un envejecimiento avanzado,
 - las figuras 9 y 10 ilustran, de forma gráfica, respectivamente la evolución de la temperatura y la evolución de la conversión de dióxido de carbono (CO₂) en función de la posición axial en el reactor, para un caso (e) de uso de un catalizador nuevo y para un caso (f) de un catalizador cuya actividad se ha reducido en un 75% en la primera mitad de un reactor intercambiador para simular un envejecimiento avanzado, cuando se usa un elemento distribuidor y un elemento colector provistos de paredes internas para obtener tres zonas de intercambio de calor diferentes,
 - las figuras 11 y 12 ilustran, de forma gráfica, respectivamente la evolución de la temperatura y la evolución de la conversión de dióxido de carbono (CO₂) en función de la posición axial en el reactor, para un caso (g) de uso de tres zonas de intercambio de calor, para un caso (h) de uso de una sola zona de intercambio de calor, para un caso (i) de uso de una sola zona de intercambio de calor diferente, y para un caso (j) de uso de una sola zona de intercambio de calor también diferente,
 - las figuras 13 y 14 ilustran, de forma gráfica, respectivamente la evolución de la temperatura y la evolución de la conversión de dióxido de carbono (CO₂) en función de la posición axial en el reactor, para un caso (k) de uso de tres zonas de intercambio de calor, para un caso (l) de uso de una sola zona de intercambio de calor con una temperatura del fluido caloportador de 300 °C, para un caso (m) de uso de una sola zona de intercambio de calor con una temperatura del fluido caloportador de 310 °C, y para un caso (n) de uso de una sola zona de intercambio de calor con una temperatura de fluido caloportador de 320 °C,
 - las figuras 15 y 16 muestran, en perspectiva, ejemplos de elementos distribuidores 6 o colectores 7 provistos de paredes internas para un reactor intercambiador según la invención,
 - las figuras 17, 18 y 19 muestran tres ejemplos de configuraciones de reactores intercambiadores según la invención, usando un elemento distribuidor y/o un elemento colector de fluido caloportador que comprende paredes internas, y
 - las figuras 20 y 21 muestran, en sección simplificada, otros dos ejemplos de configuraciones de reactores intercambiadores según la invención, usando dos circuitos de fluido caloportador separados.
- En todas estas figuras, las referencias idénticas pueden designar elementos idénticos o similares.

Además, las diferentes partes representadas en las figuras no lo están necesariamente en una escala uniforme, para que las figuras sean más legibles.

40 DESCRIPCIÓN DETALLADA DE MODOS DE REALIZACIÓN PARTICULARES

Las figuras 1A-1B y 2A-2B ya se han descrito anteriormente en la sección relativa al estado de la técnica anterior.

Con referencia a la figura 3, se representa, parcialmente y en perspectiva, un ejemplo de realización de un reactor intercambiador 1 según la invención.

El reactor intercambiador 1 está destinado particularmente para llevar a cabo reacciones catalíticas endotérmicas o exotérmicas.

Este comprende un cuerpo de reactor 2 en forma de bloque, en el que se sitúan un circuito reactivo que comprende una pluralidad de canales reactivos 3, y un circuito de fluido caloportador para enfriar los canales reactivos 3, que comprende una pluralidad de canales caloportadores 5.

Los canales caloportadores 5 están orientados de manera transversal con respecto a los canales reactivos 3. El número, las dimensiones y las longitudes de los canales reactivos 3 y los canales caloportadores 5 dependen de las aplicaciones previstas para el reactor intercambiador 1.

Según una primera configuración del reactor intercambiador 1, los canales reactivos 3 con un tamaño de centímetros, por ejemplo con una sección del orden de 1 cm x 0,5 cm, se llenan de catalizador en forma de polvo o gránulos que forman un lecho fijo. Luego se coloca un dispositivo que permite retener el catalizador en los canales reactivos 3, por ejemplo, una rejilla o un sinterizado.

Según una segunda configuración del reactor intercambiador 1, los canales reactivos 3 con un tamaño de centímetros, por ejemplo con una sección del orden de 2 cm x 1 cm, contienen una estructura catalítica monolítica, por ejemplo una espuma o un nido de abejas revestido de una capa fina de catalizador. El catalizador se adhiere así a la estructura monolítica catalítica y no necesita ningún dispositivo específico. Sin embargo, la resistencia térmica entre la estructura

monolítica catalítica y el reactor intercambiador 1 debe minimizarse, lo que puede obtenerse mediante un ajuste fino, contracción (reducción del juego por efecto de dilataciones diferenciales), soldadura fuerte o la adición de una pieza de inserción adaptada a los juegos.

5 Según una tercera configuración del reactor intercambiador 1, las paredes de los canales reactivos 3 con un tamaño de milímetros, por ejemplo con una sección del orden de 2 mm x 0,5 mm, están revestidas directamente de catalizador.

Finalmente, según una cuarta configuración dedicada a las reacciones homogéneas, los canales reactivos 3 pueden estar desnudos, sin catalizador.

10 El cuerpo de reactor 2 en forma de bloque se puede obtener mediante uno de los métodos conocidos por el experto en la materia, como el ensamblaje mediante soldadura o atornillado de placas mecanizadas, o el mecanizado directo de los canales reactivos 3 y de los canales caloportadores 5 en la masa.

15 Por otra parte, el reactor intercambiador 1 comprende un elemento distribuidor 8 de gases reactivos, situado aguas arriba de los canales reactivos 3, para la alimentación con gases reactivos del reactor intercambiador 1, y un elemento colector 9 de gases reactivos, situado aguas abajo de los canales reactivos 3.

20 En la figura 4 se representa, en perspectiva, un ejemplo de este elemento distribuidor 8 o colector 9 de gases reactivos. La fijación al cuerpo de reactor 2 puede hacerse, por ejemplo, mediante soldadura o atornillado. Como se puede ver en esta figura 4, el elemento distribuidor 8 o colector 9 de gases reactivos puede tener forma de cono.

25 Además, el reactor intercambiador 1 también comprende un elemento distribuidor 6 de fluido caloportador, situado aguas arriba de los canales caloportadores 5, y un elemento colector 7 de fluido caloportador, situado aguas abajo de los canales caloportadores 5.

Las figuras 5A, 5B y 5C ilustran, en perspectiva, ejemplos de estos elementos distribuidores 6 o colectores 7 para un reactor intercambiador 1 según la invención.

30 Según la invención, cada elemento distribuidor 6 de fluido caloportador y/o cada elemento colector 7 de fluido caloportador comprenden medios de modificación 10 de la distribución del fluido caloportador, respectivamente hacia los canales caloportadores 5 y/o desde los canales caloportadores 5, para modificar las características térmicas del circuito de fluido caloportador.

35 En este ejemplo, los medios de modificación 10 de la distribución del fluido caloportador comportan la modificación de la disposición de una o varias paredes internas 10 del elemento distribuidor 6 de fluido caloportador y/o del elemento colector 7 de fluido caloportador.

40 La figura 5A muestra una configuración en la que el elemento distribuidor 6 o colector 7 comprende dos paredes internas 10. La figura 5B muestra una configuración en la que el elemento distribuidor 6 o colector 7 comprende tres paredes internas 10. Finalmente, la figura 5C muestra una configuración en la que el elemento distribuidor 6 o colector 7 comprende cuatro paredes internas 10. Al combinar estas configuraciones diferentes de dos en dos es posible obtener muchas configuraciones, para las cuales el número de pasos y la velocidad del fluido caloportador pueden variar normalmente en un factor de 1 a 10, mientras que el flujo total de fluido caloportador permanece constante.

45 El elemento distribuidor 6 y el elemento colector 7 de fluido caloportador del reactor intercambiador 1 se disponen lateralmente en el cuerpo de reactor 2 en forma de bloque. Pueden montarse en el cuerpo de reactor 2 por medio de un sistema desmontable, por ejemplo tipo tornillería, asegurando la estanqueidad del circuito de fluido caloportador, por ejemplo, usando una junta plana o tórica.

50 Cada elemento distribuidor 6 o colector 7 comprende un conducto de entrada o de salida 18, y una pared exterior 19. Además, la pluralidad de paredes internas 10 permite formar compartimentos 16 de paso del fluido caloportador después del ensamblaje en el cuerpo de reactor 2.

55 Dependiendo de la cantidad de paredes internas 10 colocadas, el circuito de fluido caloportador tendrá una longitud desarrollada más o menos importante y una sección de paso diferente. Esta última característica se utiliza para optimizar el enfriamiento en función de las condiciones de operación.

60 A continuación se va a estudiar el efecto del número de paredes internas 10 en un elemento distribuidor 6 o un elemento colector 7 de fluido caloportador en el enfriamiento obtenido de los canales reactivos 3.

El número de Nusselt Nu, que es la relación entre la cantidad de calor intercambiada por convección y la intercambiada por conducción, permite caracterizar la intensidad del intercambio de calor. Este se expresa de la siguiente manera:

65
$$Nu = (hD)/k,$$

donde:

- h representa el coeficiente de intercambio de calor (en W/m²/K),
- D representa el diámetro del tubo (en m), y
- 5 - k representa la conductividad del fluido caloportador (en W/m/K).

Así, por ejemplo, en el caso de un conducto cilíndrico con un flujo turbulento establecido, el número de Nusselt Nu viene dado por la correlación de Colburn, a saber:

10
$$Nu = 0,023 \times Re^{0,8} \times Pr^{0,33},$$

donde:

- Pr es el número de Prandtl, y
- 15 - Re es el número de Reynolds,

con

$$Re = (\rho V D) / \mu,$$

20 donde:

- ρ es la densidad (en kg/m³),
- V es la velocidad (en m/s), y
- 25 - μ es la viscosidad dinámica del fluido caloportador (en kg/m/s).

Así, al reducir el número de canales de paso del fluido caloportador y, por lo tanto, la sección de paso del fluido, la velocidad del fluido caloportador aumenta proporcionalmente, lo que lleva a un aumento en el número de Reynolds Re, el número de Nusselt Nu y el coeficiente de intercambio de calor h.

30 Las figuras 6A, 6B, 6C y 6D ilustran la orientación de los campos de velocidad V obtenidos para un elemento distribuidor 6 o colector 7 de fluido caloportador, respectivamente para el caso en el que comprende una, dos, tres y cuatro paredes internas 10. En estas figuras 6A-6D, las flechas no están a escala.

35 Es posible ilustrar la ganancia obtenida con la presencia de paredes internas 10 en el elemento distribuidor 6 o colector 7, según el principio de la invención, comparando la configuración de la figura 6A con la presencia de una sola pared interna 10 y la configuración de la figura 6D con la presencia de cuatro paredes internas 10, en un caso simple donde se aplica un flujo térmico constante a la cara superior, simulando así una reacción exotérmica.

40 Así, para un caudal de fluido caloportador de 1 NL/min, una temperatura de entrada de fluido caloportador de 270 °C y un flujo de superficie de 750 W/m² aplicado sobre una cara de 20 cm x 5 cm, se puede obtener un número de Nusselt Nu que varía de 3,6 a 20, y una temperatura máxima que varía de 301 °C a 286 °C, como se muestra en la tabla a continuación.

45 En esta tabla se compara el enfriamiento obtenido para las dos configuraciones con una sola pared interna 10 y con cuatro paredes internas 10.

Configuración	Geometría del reactor intercambiador	Velocidad de la zona de corriente	Número de Reynolds en la zona de corriente	Número de Nusselt en la zona de corriente	Temperatura máxima de la placa	Temperatura máxima del fluido caloportador	Pérdida de carga
una pared interna	3 zonas: 4, 29, 4 canales reactivos de 2 mm de diámetro	0,14 m/s	145	3,6	301 °C	272,5 °C	40 mbar
cuatro paredes internas	9 zonas de 4, 4, 4, 4, 5, 4, 4, 4, 4 canales reactivos de 2 mm de diámetro	1,25 m/s	1250	20	286 °C	272,5 °C	170 mbar

Por lo tanto, es posible controlar la temperatura de la cara exterior en un rango de 15 °C sin modificar el caudal de fluido caloportador ni la temperatura de entrada del fluido caloportador.

5 Esta característica se puede usar para obtener una conversión máxima dentro de un reactor intercambiador 1 al aproximarse a la temperatura óptima de la reacción mediante el control de los intercambios de calor entre el fluido caloportador y la pared del reactor intercambiador 1. Por lo tanto, puede ser posible obtener una temperatura elevada del catalizador cuando sea necesario, en particular en la entrada del reactor intercambiador 1, para obtener una activación térmica de la reacción, y una temperatura más baja en la salida del reactor intercambiador 1 para situarse en condiciones termodinámicas favorables o también para controlar mejor la temperatura máxima del reactor intercambiador 1 aumentando los intercambios de calor allí donde la reacción sea más exotérmica.

A continuación se va a estudiar el efecto del número de paredes internas 10 del elemento distribuidor 6 o colector 7 de fluido caloportador en la conversión dentro de un reactor intercambiador 1.

15 Para ilustrar la mejora proporcionada por la invención en la conversión a la salida del reactor intercambiador 1, se estudia la simulación de un canal reactivo 3 con una sección igual a 5 mm × 40 mm y una longitud igual a 200 mm. Este canal reactivo 3 contiene un catalizador de níquel-alúmina en forma de granos de 500 μm, y se alimenta con una mezcla a 5 bares con un caudal de 5 NL/min de reactivos con una composición molar igual al 80% de hidrógeno (H₂) y 20% de dióxido de carbono (CO₂).

20 El enfriamiento por los canales caloportadores 5 se modela mediante un coeficiente de intercambio y una temperatura exterior.

25 La reacción química simulada es la de la metanación del dióxido de carbono (CO₂), a saber: $CO_2 + 4H_2 \rightleftharpoons CH_4 + 2H_2O$, que es altamente exotérmica y presenta una entalpía de reacción $\Delta_r H_{298K}$ de -165 kJ/mol.

30 Las figuras 7 y 8 son gráficos que representan, respectivamente, la evolución de la temperatura T, expresada en grados centígrados, y la conversión C a dióxido de carbono, expresada en porcentajes, en función de la posición axial z, expresada en metros, en el reactor a lo largo del canal reactivo 3, para un caso (e) de uso de un catalizador nuevo y para un caso (f) de un catalizador cuya actividad se ha reducido en un 75% en la primera mitad del reactor intercambiador 1 para simular un envejecimiento avanzado. En estos dos gráficos de las figuras 7 y 8, el coeficiente de intercambio de calor h es igual a 500 W/m²/K y la temperatura exterior es constante, igual a 300 °C.

35 Por lo tanto, el envejecimiento del catalizador da como resultado un desplazamiento del pico de temperatura aguas abajo del reactor intercambiador 1 y una disminución en la conversión.

40 Además, si se modifica la configuración del elemento distribuidor 6 y del elemento colector 7 por medio de las paredes internas 10 para obtener tres zonas de intercambios de calor diferentes, por ejemplo, una primera zona de 10 cm de bajo intercambio (por ejemplo con h igual a 50 W/m²/K), una zona central de 5 cm de elevado intercambio (por ejemplo con h igual a 1000 W/m²/K) y finalmente una tercera zona de 5 cm de bajo intercambio (por ejemplo con h igual a 50 W/m²/K), es posible controlar mejor la temperatura del catalizador y, por lo tanto, aumentar significativamente la conversión, como se desprende de los gráficos de las figuras 9 y 10 obtenidos en las mismas condiciones que los de las figuras 7 y 8 después de la aplicación de las tres zonas de intercambio.

45 Se debe tener en cuenta que la modificación de las zonas de intercambio de calor proporciona una mejora sobre la solución conocida que consiste en aumentar la temperatura o el caudal del fluido caloportador. De hecho, si se reduce el caudal del fluido caloportador para reducir el coeficiente de intercambio de calor h, de 500 a 350 W/m²/K, se obtiene un aumento de la conversión pero a costa de un aumento, de cerca de 30 °C, más importante de la temperatura máxima del catalizador en comparación con la aplicación de varias zonas de intercambio, como muestran los gráficos de las figuras 11 y 12, que representan, respectivamente, la evolución de la temperatura T, expresada en grados centígrados, y la conversión C en dióxido de carbono, expresada en porcentajes, en función de la posición axial z, expresada en metros, en el reactor a lo largo del canal reactivo 3, para un caso (g) de uso de tres zonas de intercambio de calor correspondientes a los tres coeficientes de intercambio de calor 50, 1000 y 50 W/m²/K, para un caso (h) de uso de una sola zona de intercambio de calor con h igual a 500 W/m²/K, para un caso (i) de uso de una sola zona de intercambio de calor con h igual a 1000 W/m²/K, y para un caso (j) de uso de una sola zona de intercambio de calor con h igual a 350 W/m²/K.

60 De la misma manera, si se aumenta la temperatura del fluido caloportador, a saber, de 300 a 320 °C, se obtiene un aumento de la conversión pero a costa de un aumento, de cerca de 30 °C, más importante de la temperatura máxima del fluido caloportador con respecto a la aplicación de varias zonas de intercambio de calor, como muestran los gráficos de las figuras 13 y 14, que representan, respectivamente, la evolución de la temperatura T, expresada en grados centígrados, y la conversión C a dióxido de carbono, expresada en porcentajes, en función de la posición axial z, expresada en metros, en el reactor a lo largo del canal reactivo 3, para un caso (k) de uso de tres zonas de intercambio de calor correspondientes a los tres coeficientes de intercambio de calor 50, 1000 y 50 W/m²/K, para un caso (l) de uso de una sola zona de intercambio de calor con h igual a 500 W/m²/K y una temperatura del fluido caloportador de 300 °C, para un caso (m) de uso de una sola zona de intercambio de calor con h igual a 500 W/m²/K y una temperatura

del fluido caloportador de 310 °C, y para un caso (n) de uso de una sola zona de intercambio de calor con h igual a 500 W/m²/K y una temperatura del fluido caloportador de 320 °C.

5 Por consiguiente, ventajosamente, las modificaciones de los caudales del fluido caloportador por la presencia de varias paredes internas 10 en el elemento distribuidor 6 y/o el elemento colector de fluido caloportador 7 permiten aumentar la conversión del reactor intercambiador 1, mediante una simple modificación de la configuración de los elementos distribuidor 6 y/o colector 7, sin modificar las condiciones de funcionamiento, como por ejemplo la presión, el caudal total de fluido caloportador o también la temperatura del fluido caloportador. Esto es particularmente interesante cuando estas condiciones no pueden modificarse sin degradar el rendimiento general del reactor intercambiador 1 o del proceso en su conjunto, por ejemplo, en el caso de integraciones térmicas entre varios componentes del proceso.

10 El paso de una configuración a otra de los elementos distribuidor 6 y/o colector 7 se puede hacer reemplazándolos o modificando la orientación y/o la posición de las paredes internas 10.

15 A continuación se describirán las diferentes configuraciones posibles de los elementos distribuidor 6 o colector 7 con referencia a las figuras 15 a 19. Más precisamente, las figuras 15 y 16 representan, en perspectiva, posibilidades de configuración de un elemento distribuidor 6 o colector 7, y las figuras 17, 18 y 19 representan, en sección simplificada, las posibilidades de configuración de los elementos distribuidor 6 y colector 7 colocados en un reactor intercambiador 1 según la invención.

20 Los elementos distribuidor 6 y/o colector 7 de un reactor intercambiador 1 según la invención tienen, por lo tanto, la particularidad de ser configurables, siendo posible su configuración de las formas descritas a continuación.

25 En primer lugar, el elemento distribuidor 6 de fluido caloportador y/o el elemento colector 7 de fluido caloportador pueden comprender una o varias paredes internas 10 fijas. En este caso, la configuración requiere la detención del reactor intercambiador 1, el vaciado del circuito de fluido caloportador, después el desmontaje de los elementos colector 7 y distribuidor 6 y su reemplazo por nuevos elementos colector 7 y distribuidor 6.

30 Con referencia a la figura 15, también es posible prever que el elemento distribuidor 6 de fluido caloportador y/o el elemento colector 7 de fluido caloportador comprendan paredes internas 10 extraíbles. En este caso, el elemento distribuidor 6 de fluido caloportador y/o el elemento colector 7 de fluido caloportador comprenden unas ubicaciones 11 para la colocación de las paredes internas 10. Las paredes internas 10 se pueden añadir o quitar según sea necesario.

35 Además, con referencia a la figura 16, también es posible prever que el elemento distribuidor 6 de fluido caloportador y/o el elemento colector 7 de fluido caloportador comprendan paredes internas 10 móviles dentro del elemento distribuidor 6 de fluido caloportador y/o del elemento colector 7 de fluido caloportador.

40 Estas paredes internas 10 móviles se pueden desplazar por medio de palancas 20 para el desplazamiento en rotación y/o traslación de las paredes internas 10, y en particular en traslación por deslizamiento en el ejemplo de la figura 16. El número de paredes internas 10 puede ser fijo y su desplazamiento permite ocultar más o menos el paso del fluido caloportador. Posiblemente, esto se puede lograr sin la necesidad de prever el desmontaje del elemento distribuidor 6 y/o del elemento colector 7.

45 El desplazamiento de las paredes internas 10 puede ser manual, como en el ejemplo de la figura 16, o automatizado, por ejemplo, por control eléctrico y/o neumático.

50 Con referencia a la figura 17, también es posible prever que el elemento distribuidor 6 de fluido caloportador y/o el elemento colector 7 de fluido caloportador comprendan paredes internas 10 provistas de válvulas de control 12 del caudal de fluido caloportador. En esta figura 17 también están simbolizadas, respectivamente por las flechas F1 y F2, la entrada de fluido caloportador y la salida de fluido caloportador.

55 Según esta configuración, el elemento distribuidor 6 y el elemento colector 7 comprenden un número fijo de compartimentos 16, cada uno conectado al compartimiento adyacente por una válvula de control 12 que desempeña el mismo papel que una pared interna 10 móvil; es decir, que introduce una pérdida de carga ajustable, capaz de cambiar la distribución de los caudales de fluido caloportador entre los canales.

También es posible combinar las diferentes configuraciones presentadas aquí y, por ejemplo, combinar el uso de paredes internas 10 fijas, extraíbles y/o móviles.

60 Con referencia ahora a la figura 18, se representa la posibilidad que consiste en que el elemento distribuidor 6 de fluido caloportador comprenda una primera parte 13, que forma un dispositivo de derivación, y una segunda parte 14, que tiene una pluralidad de compartimentos 16 delimitados por las paredes internas 10, estando situada esta segunda parte 14 entre el cuerpo de reactor 2 y la primera parte 13. Cada compartimento 16 de la segunda parte 14 está conectado además a la primera parte 13 a través de una válvula de control 15 del caudal de fluido caloportador.

65 En otras palabras, esta configuración ilustra la posibilidad de tener una derivación 13 (o "by-pass" en inglés), a la que

los compartimentos 16 están conectados por válvulas de control 15, por ejemplo del tipo válvula de corredera, válvula esférica o válvula obturadora, entre otras.

5 En esta configuración, las válvulas 15 se pueden colocar solo en el elemento distribuidor 6 (como se representa), solo en el elemento colector 7 o también en parte en el elemento distribuidor 6 y en parte en el elemento colector 7.

10 Finalmente, con referencia a la figura 19, se ilustra la posibilidad de tener, además de los elementos del ejemplo de la figura 18, un elemento de derivación 17 que conecta directamente el elemento distribuidor 6 y el elemento colector 7 de fluido caloportador a través de una válvula de control 15 del caudal de fluido caloportador para el elemento distribuidor 6 y directamente para el elemento colector 7.

15 En otras palabras, esta configuración ilustra la posibilidad de tener dos soluciones de derivación 13 y 17 (es decir, dos "by-pass" en inglés). Una ventaja de esta configuración es que si el caudal de fluido caloportador en la derivación formada por el dispositivo de derivación 13 asociado al elemento de derivación 17 es suficiente, el control del caudal en un grupo de canales influirá menos en el flujo en los otros grupos de canales.

20 Las diferentes configuraciones presentadas anteriormente se pueden elegir en función de las aplicaciones previstas para el reactor intercambiador 1. En todos los casos se prefiere instrumentar los canales reactivos 3 mediante mediciones de temperatura, por ejemplo, insertando termopares, para conocer la evolución de la temperatura en el reactor intercambiador 1 a lo largo del tiempo.

25 Cuando se instrumentan los canales reactivos 3 es ventajoso modificar la apertura de las válvulas de control 15 en función de la temperatura máxima en cada grupo de canales instrumentados. Esta modificación puede ser automatizada o manual.

30 Por otra parte, para cada una de las configuraciones descritas anteriormente, se puede realizar el método según la invención de adaptación del caudal de fluido caloportador del circuito de fluido caloportador del reactor intercambiador 1 mediante la etapa consistente en actuar sobre la paredes internas 10 del elemento distribuidor 6 de fluido caloportador y/o del elemento colector 7 de fluido caloportador para modificar la distribución del fluido caloportador, respectivamente hacia los canales caloportadores 5 y/o desde los canales caloportadores 5, en particular, añadiendo, desplazando o suprimiendo paredes internas 10.

35 Obviamente, las configuraciones descritas anteriormente pueden extenderse al caso de que se utilicen varios circuitos de fluido caloportador separados, como ilustran, en sección simplificada, los reactores intercambiadores 1 de las figuras 20 y 21.

40 De hecho, el uso de varios circuitos de fluido caloportador a diferentes temperaturas puede permitir la aproximación a la temperatura óptima del reactor intercambiador 1 más fácilmente que con un solo circuito de fluido caloportador. El principio sigue siendo el mismo, es decir, que el reactor intercambiador 1 comprende un cuerpo de reactor 2 que comprende los canales reactivos 3 y los canales caloportadores 5, preferiblemente dispuestos de manera perpendicular con respecto a los canales reactivos 3. La llegada y la salida de los circuitos de fluido caloportador se pueden hacer en varios elementos distribuidores y/o colectores separados, o incluso en un solo elemento distribuidor 6 y/o colector 7 que comprenda varias entradas F1, F1' y varias salidas F2, F2', como se representa en las figuras 20 y 21.

45 Más particularmente, la figura 20 ilustra el caso de una configuración de dos circuitos de fluido caloportador separados, mediante el uso de un elemento distribuidor 6 que comprende dos entradas F1, F1' y dos salidas F2, F2' de fluido caloportador. El elemento distribuidor 6 comprende paredes internas 10a-10d y el elemento colector 7 comprende paredes internas 10e y 10f.

50 Como en el caso en el que se utiliza un solo circuito de fluido caloportador, es posible modificar la configuración de los elementos colector 7 y distribuidor 6 sin modificar el cuerpo de reactor 2, desplazando las paredes internas 10a-10f.

55 En la figura 21 se ilustra así una modificación de los elementos colector 7 y distribuidor 6 del ejemplo de la figura 20 para permitir ampliar la primera zona de enfriamiento y acortar la segunda zona de enfriamiento por desplazamiento de las paredes internas 10b, 10d y 10e. Además, en esta figura 21 se ilustra una forma de modificar la topología de la segunda zona de enfriamiento para obtener solo una inversión, en lugar de tres inversiones en el ejemplo de la figura 20, retrayendo las paredes internas 10c y 10f. Una modificación de este tipo puede obtenerse, por ejemplo, desmontando los elementos colector 7 y distribuidor 6 para desplazar las paredes internas, o sin desmontaje mediante la traslación de las paredes internas 10b, 10d y 10e y mediante la retracción de las paredes internas 10c y 10f.

REIVINDICACIONES

1. Reactor intercambiador (1) destinado para llevar a cabo reacciones catalíticas endotérmicas o exotérmicas, que comprende:

- 5
- un cuerpo de reactor (2),
 - un circuito reactivo que comprende una pluralidad de canales reactivos (3) que comprenden un catalizador, eventualmente soportado por una estructura monolítica catalítica,
 - un circuito de fluido caloportador para enfriar los canales reactivos (3), que comprende una pluralidad de canales caloportadores (5),
 - 10 - un elemento distribuidor (6) de fluido caloportador, situado aguas arriba de los canales caloportadores (5), y un elemento colector (7) de fluido caloportador situado aguas abajo de los canales caloportadores (5),

15 **caracterizado por que** el elemento distribuidor (6) de fluido caloportador y/o el elemento colector (7) de fluido caloportador comprenden medios de modificación (10) de la distribución del fluido caloportador, respectivamente hacia los canales caloportadores (5) y/o desde los canales caloportadores (5), para modificar las características térmicas del circuito de fluido caloportador, comportando dichos medios de modificación de la distribución del fluido caloportador la modificación de la o las secciones de paso del fluido caloportador entre el elemento distribuidor (6) de fluido caloportador y/o el elemento colector (7) de fluido caloportador y los canales caloportadores (5) por la modificación de

20 la disposición de una o varias paredes internas (10) del elemento distribuidor (6) de fluido caloportador y/o del elemento colector (7) de fluido caloportador.

2. Reactor intercambiador según la reivindicación 1 **caracterizado por que** el elemento distribuidor (6) de fluido caloportador y/o el elemento colector (7) de fluido caloportador comprenden una o varias paredes internas (10) fijas.

25 3. Reactor intercambiador según las reivindicaciones 1 o 2 **caracterizado por que** el elemento distribuidor (6) de fluido caloportador y/o el elemento colector (7) de fluido caloportador comprenden una o varias paredes internas (10) extraíbles, comprendiendo el elemento distribuidor (6) de fluido caloportador y/o el elemento colector (7) de fluido caloportador en particular una o varias ubicaciones (11) para la colocación de una o varias paredes internas (10).

30 4. Reactor intercambiador según una de las reivindicaciones 1 a 3 **caracterizado por que** el elemento distribuidor (6) de fluido caloportador y/o el elemento colector (7) de fluido caloportador comprenden una o varias paredes internas (10) móviles dentro del elemento distribuidor (6) de fluido caloportador y/o del elemento colector (7) de fluido caloportador, en particular por traslación y/o por rotación.

35 5. Reactor intercambiador según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4 **caracterizado por que** el elemento distribuidor (6) de fluido caloportador y/o el elemento colector (7) de fluido caloportador comprenden una o varias paredes internas (10) provistas de válvulas de control (12) del caudal de fluido caloportador.

40 6. Reactor intercambiador según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5 **caracterizado por que** el elemento distribuidor (6) de fluido caloportador y/o el elemento colector (7) de fluido caloportador comprenden al menos una primera parte (13), que forma un dispositivo de derivación, y una segunda parte (14), que comprende una pluralidad de compartimentos (16) delimitados por una o varias paredes internas (10) y situada entre el cuerpo de reactor (2) y la primera parte (13), estando conectado cada compartimento (16) de la segunda parte (14) a la primera parte (13) a través de una válvula de control (15) del caudal de fluido caloportador.

45 7. Reactor intercambiador según la reivindicación 6 **caracterizado por que** comprende un elemento de derivación (17) que conecta directamente el elemento distribuidor (6) y el elemento colector (7) de fluido caloportador, eventualmente a través de una o varias válvulas de control (15) del caudal de fluido caloportador.

50 8. Reactor intercambiador según cualquiera de las reivindicaciones anteriores **caracterizado por que** los canales caloportadores (5) están dispuestos de manera transversal con respecto a los canales reactivos (3), extendiéndose los canales reactivos (3) en particular longitudinalmente y extendiéndose los canales caloportadores (5) en particular transversalmente.

55 9. Reactor intercambiador según cualquiera de las reivindicaciones anteriores **caracterizado por que** comprende un elemento distribuidor (8) de reactivos, situado corriente arriba de los canales reactivos (3), y un elemento colector (9) de reactivos, situado corriente abajo de los canales reactivos (3).

60 10. Reactor intercambiador según cualquiera de las reivindicaciones anteriores **caracterizado por que** los canales reactivos (3) comprenden un catalizador en forma de granos.

65 11. Reactor intercambiador según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 9 **caracterizado por que** los canales reactivos (3) comprenden un catalizador soportado por una estructura monolítica catalítica.

12. Reactor intercambiador según cualquiera de las reivindicaciones anteriores **caracterizado por que** comprende al

menos dos elementos distribuidores y/o colectores de fluido caloportador separados, o un elemento distribuidor (6) y/o un colector (7) de fluido caloportador que comprende una o varias entradas (F1, F1') y una o varias salidas (F2, F2') de fluido caloportador, para formar al menos dos circuitos separados de fluido caloportador.

- 5 13. Procedimiento para adaptar el caudal de fluido caloportador de un circuito de fluido caloportador de un reactor intercambiador (1) según cualquiera de las reivindicaciones anteriores **caracterizado por que** comprende la etapa de actuar sobre los medios de modificación (10) del elemento distribuidor (6) de fluido caloportador y/o el elemento colector (7) de fluido caloportador para modificar la distribución del fluido caloportador respectivamente hacia los canales caloportadores (5) y/o desde los canales caloportadores (5).
- 10 14. Procedimiento según la reivindicación 13 **caracterizado por que** comprende la etapa de modificar, en particular añadiendo, desplazando y/o suprimiendo, una o varias paredes internas (10) del elemento distribuidor (6) de fluido caloportador y/o del elemento colector (7) de fluido caloportador para modificar el caudal de fluido caloportador.

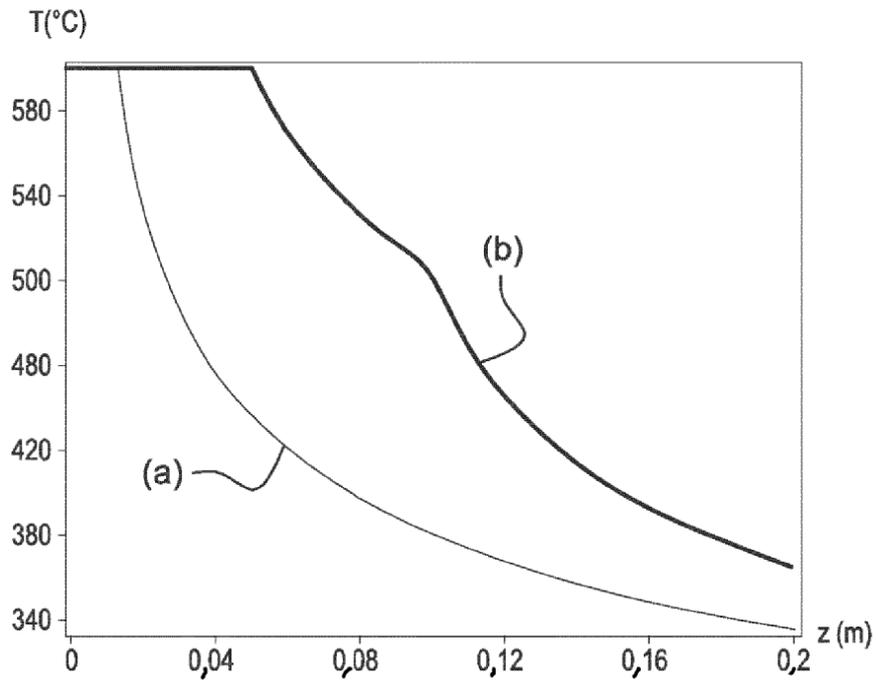


Fig. 1A

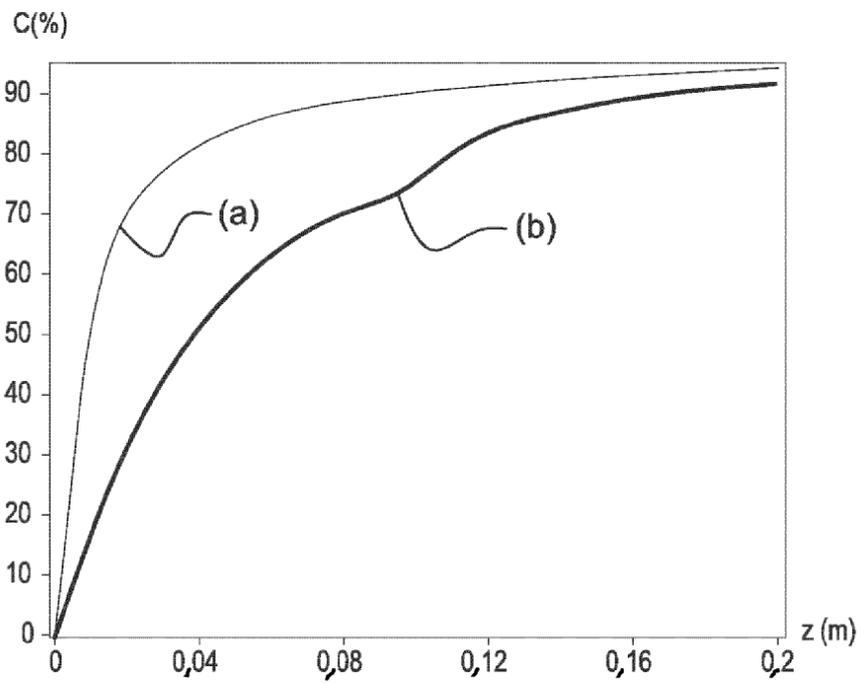


Fig. 1B

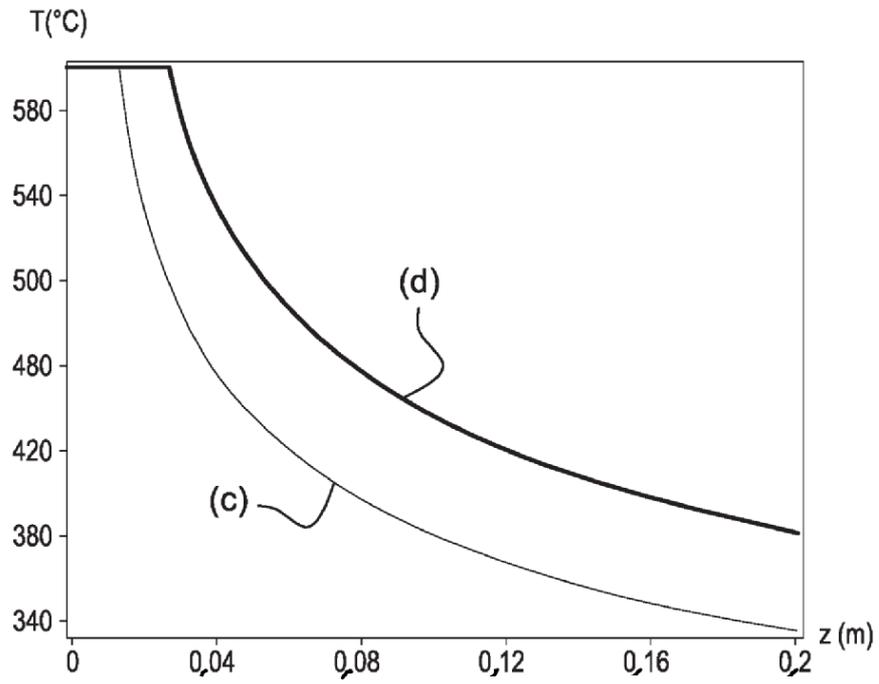


Fig. 2A

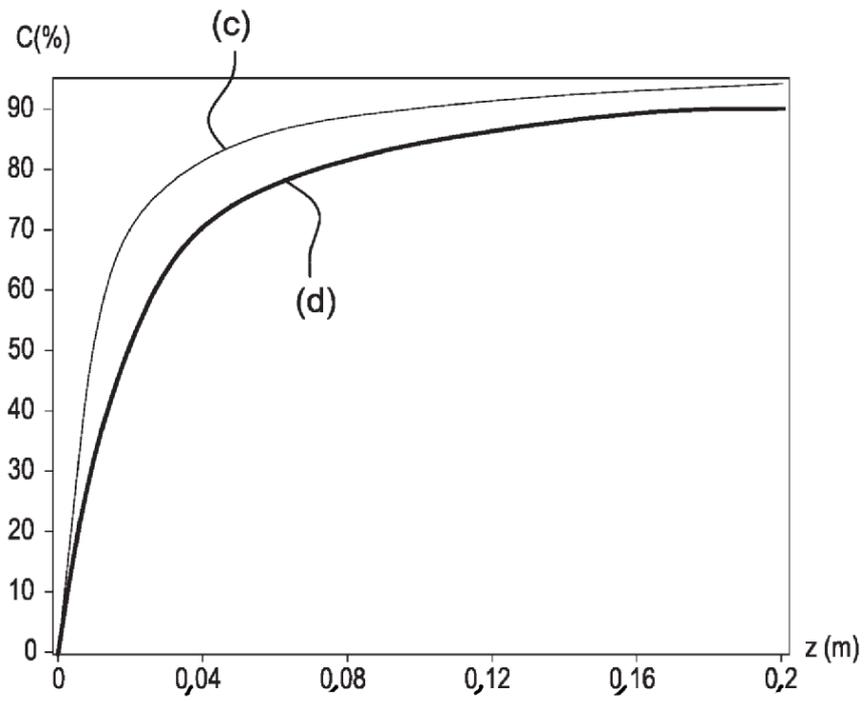


Fig. 2B

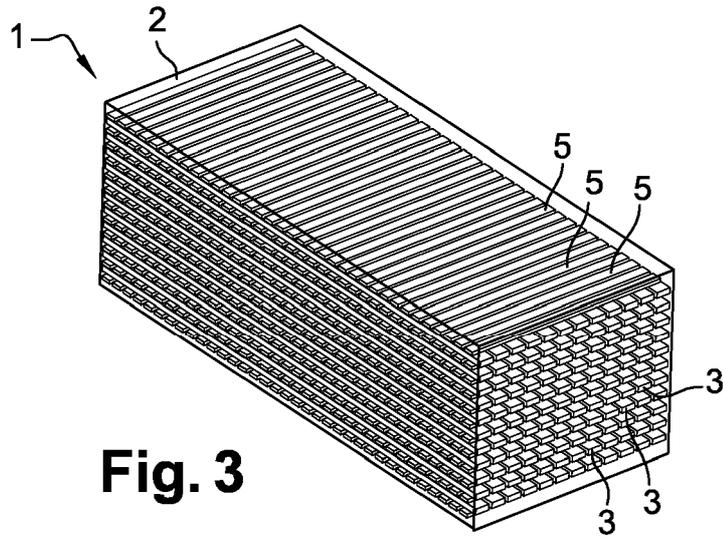


Fig. 3

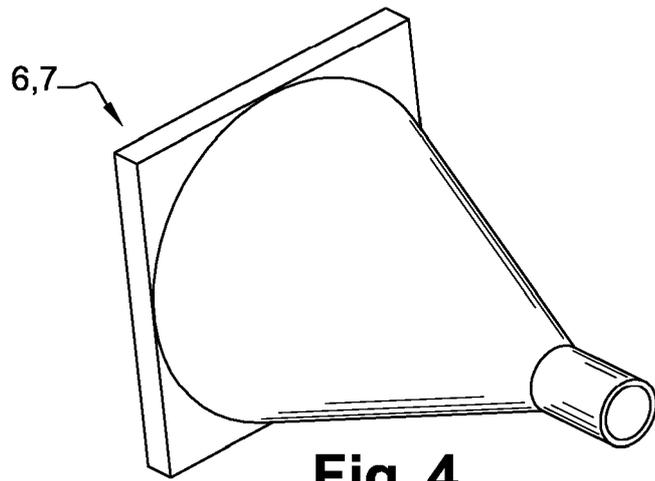


Fig. 4

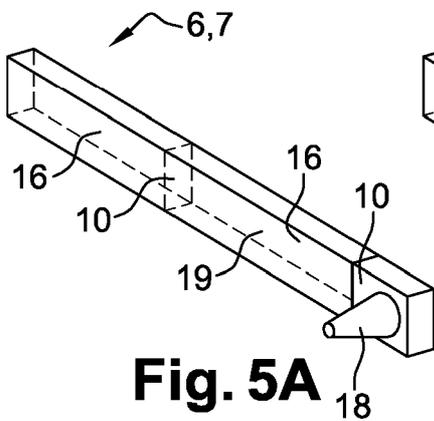


Fig. 5A

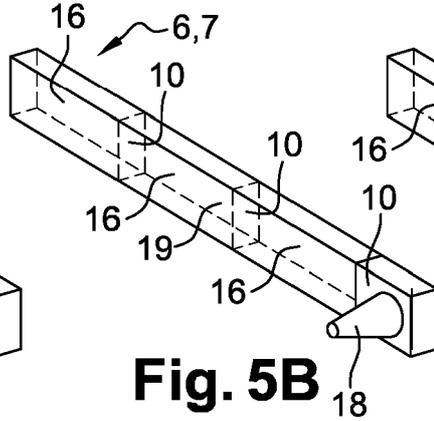


Fig. 5B

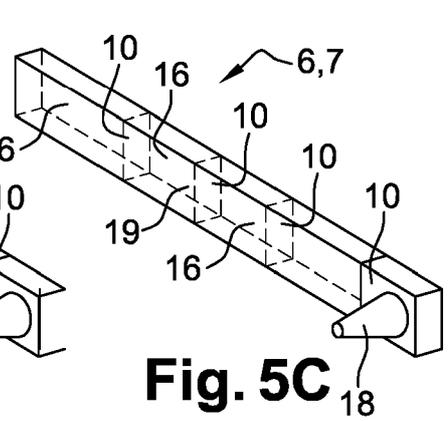


Fig. 5C

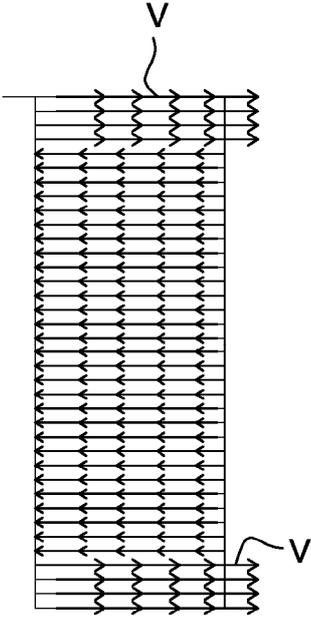


Fig. 6A

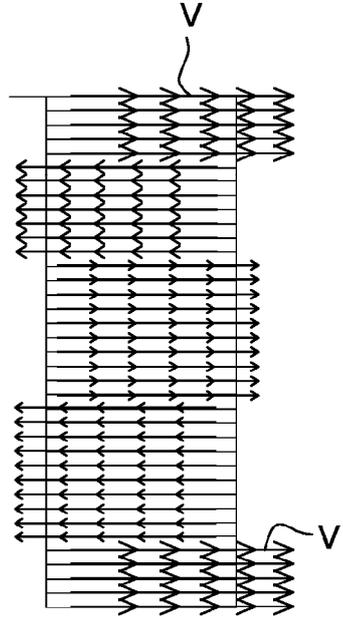


Fig. 6B

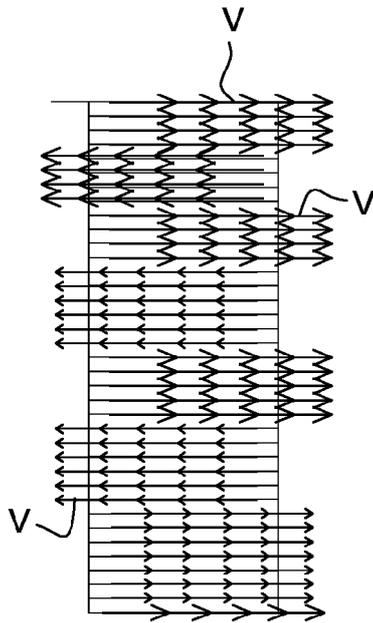


Fig. 6C

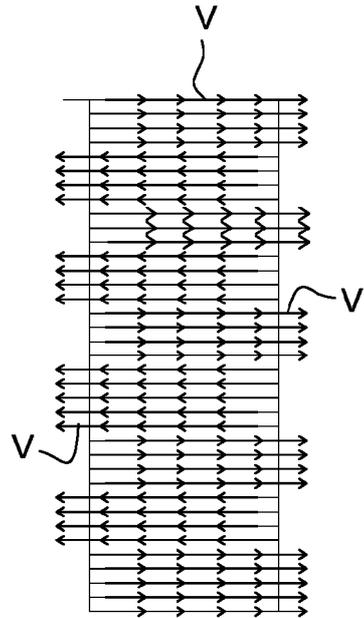


Fig. 6D

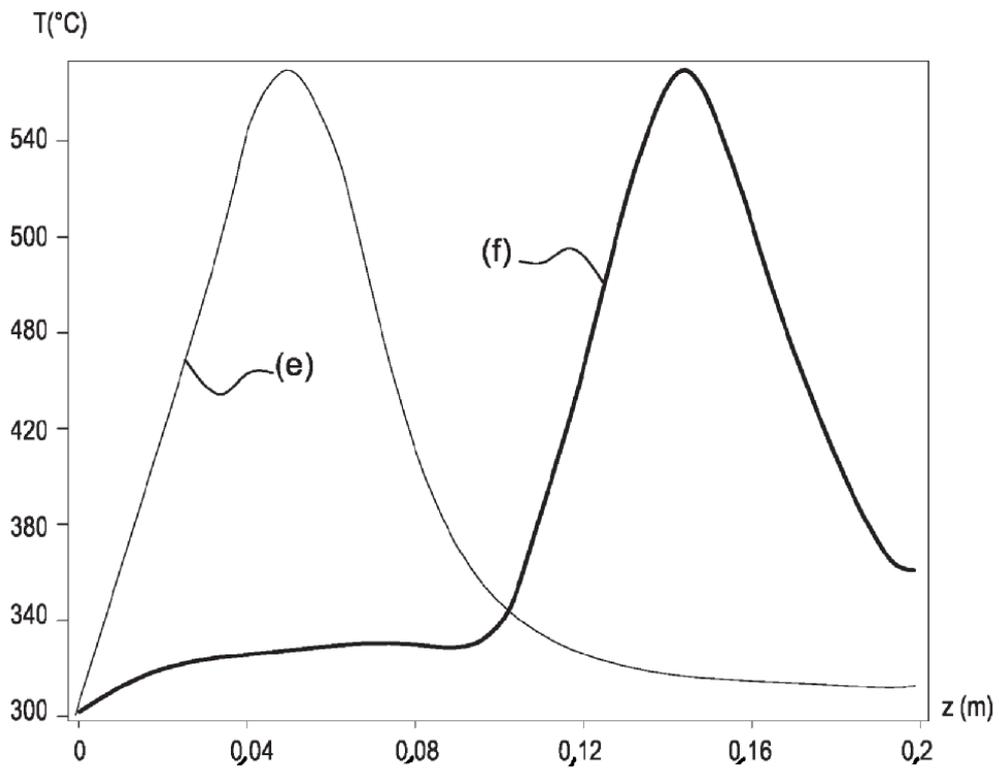


Fig. 7

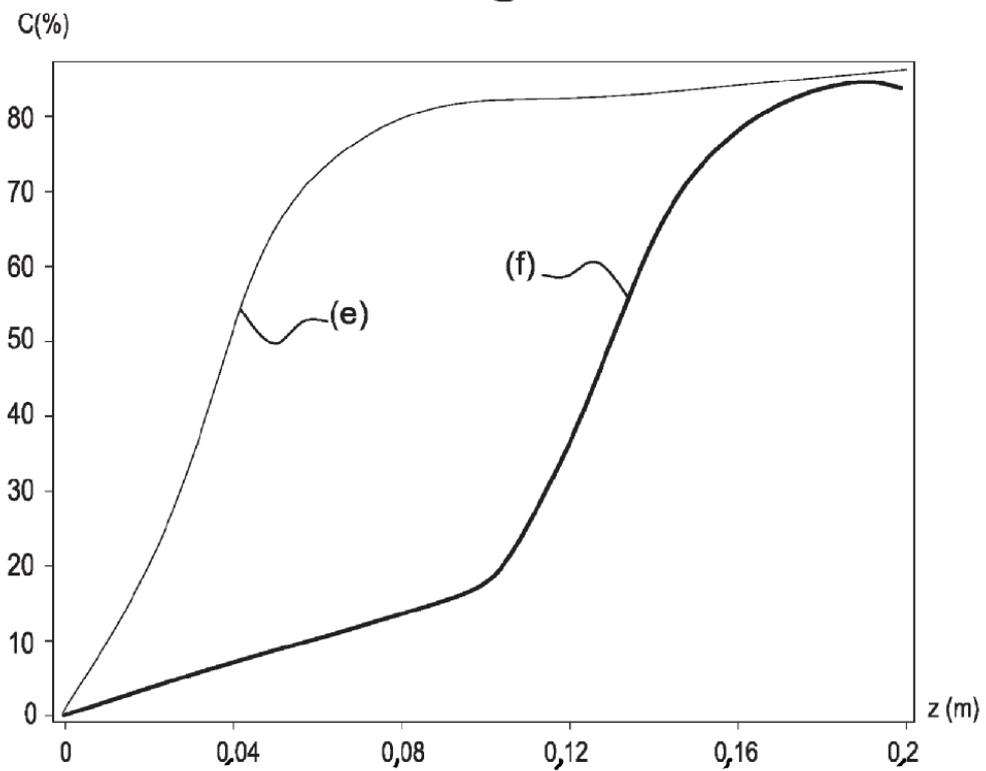


Fig. 8

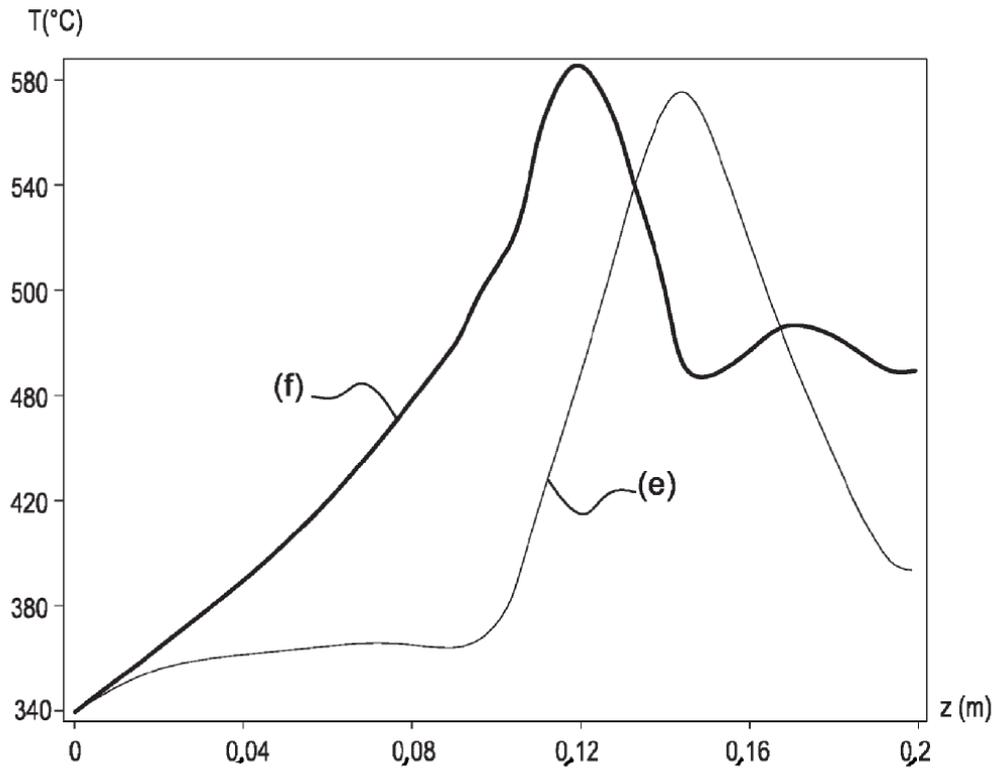


Fig. 9

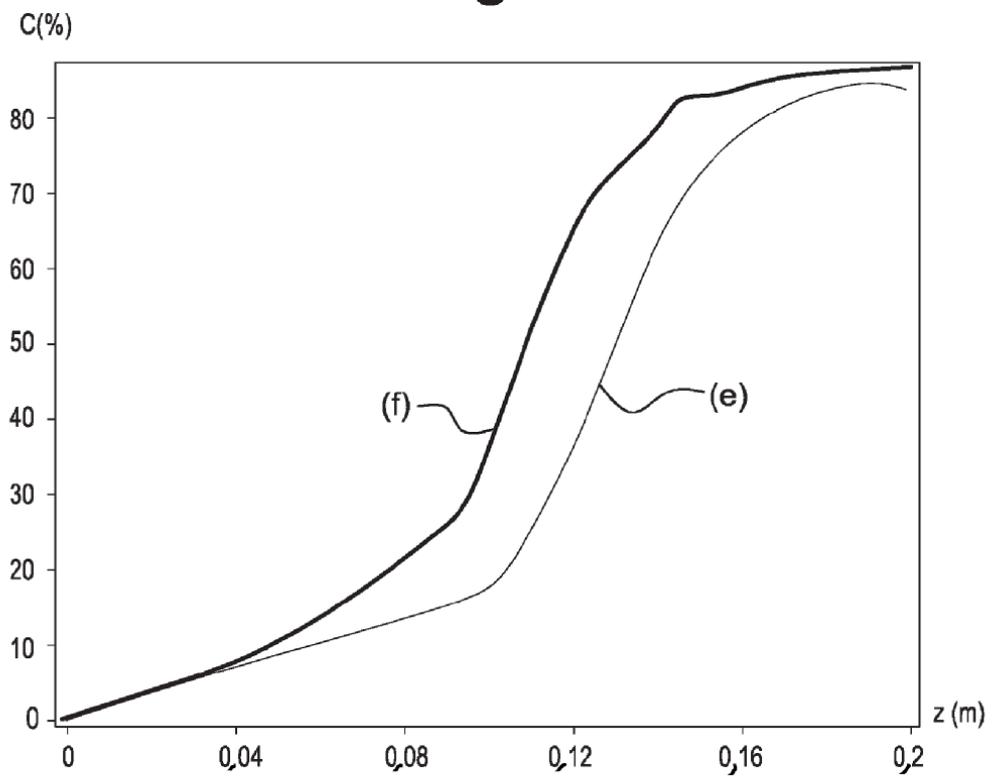


Fig. 10

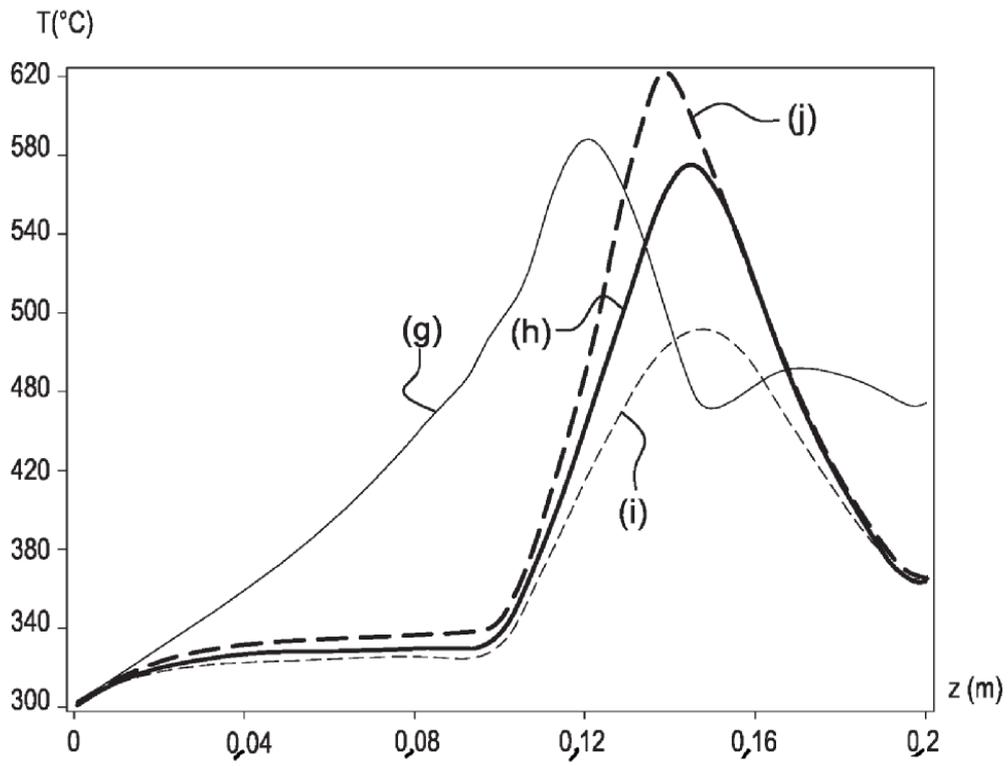


Fig. 11

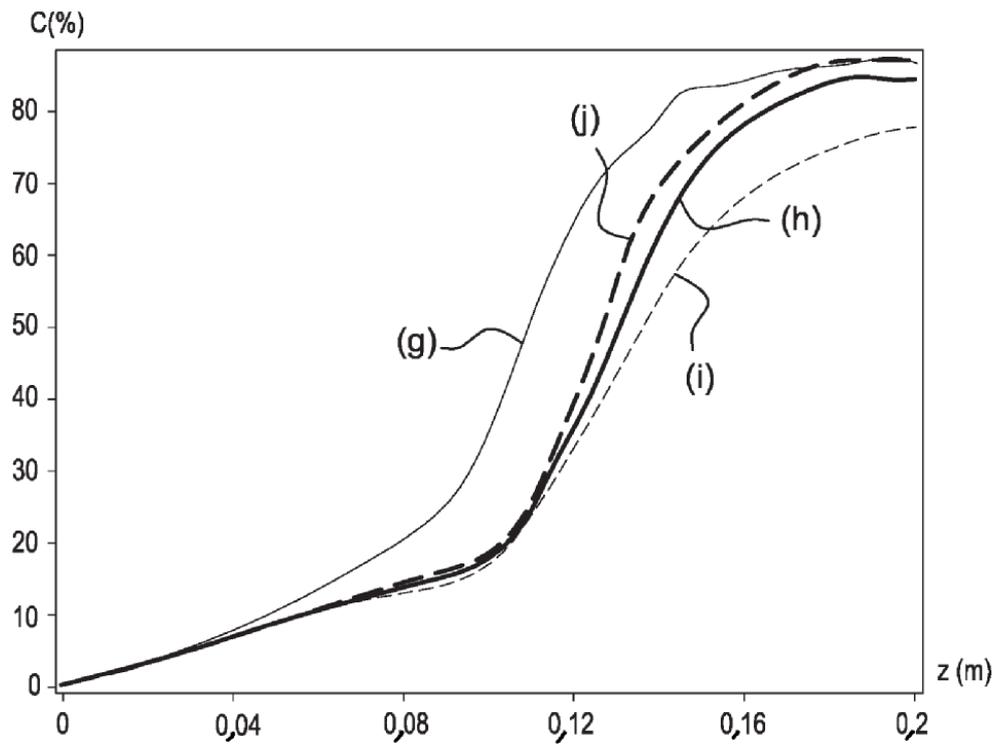


Fig. 12

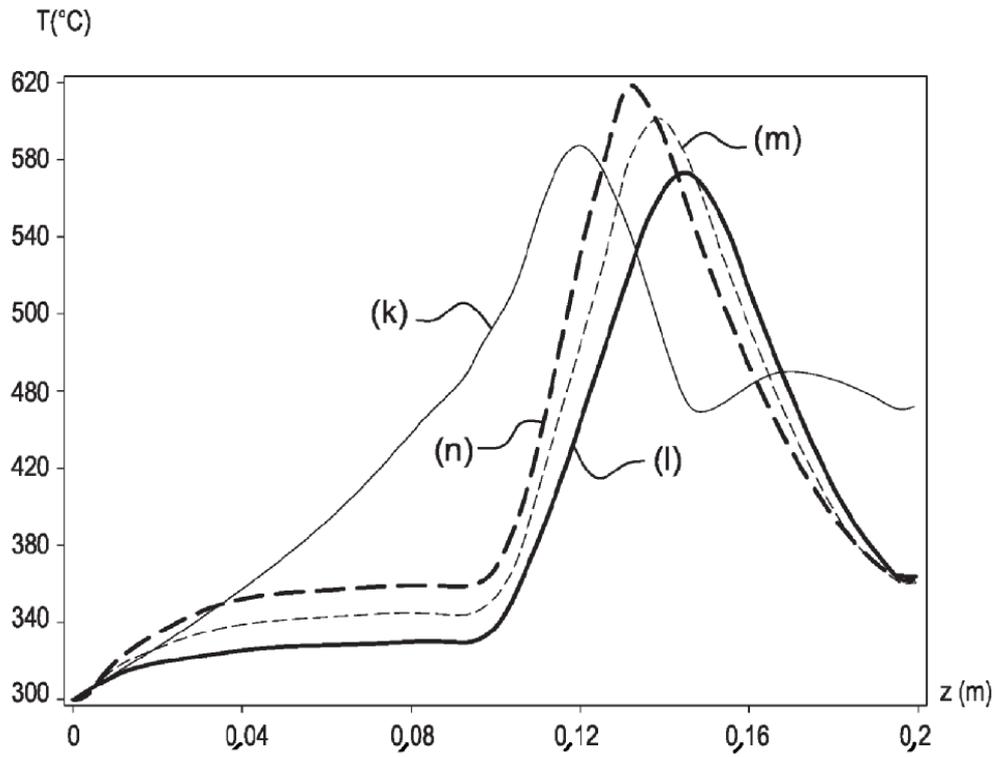


Fig. 13

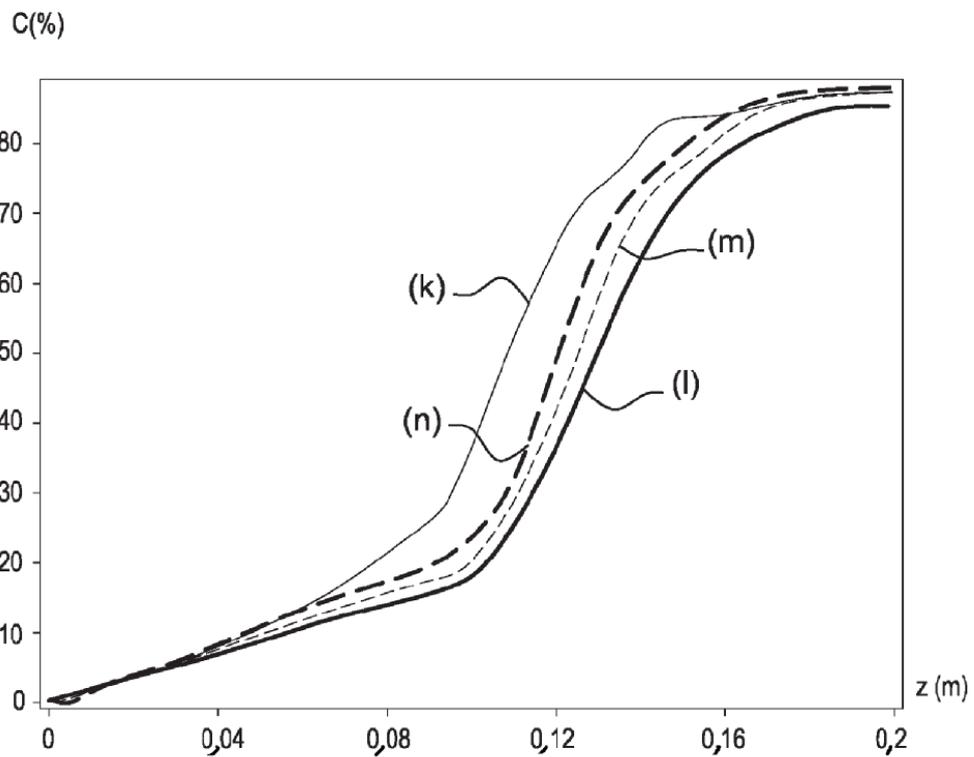
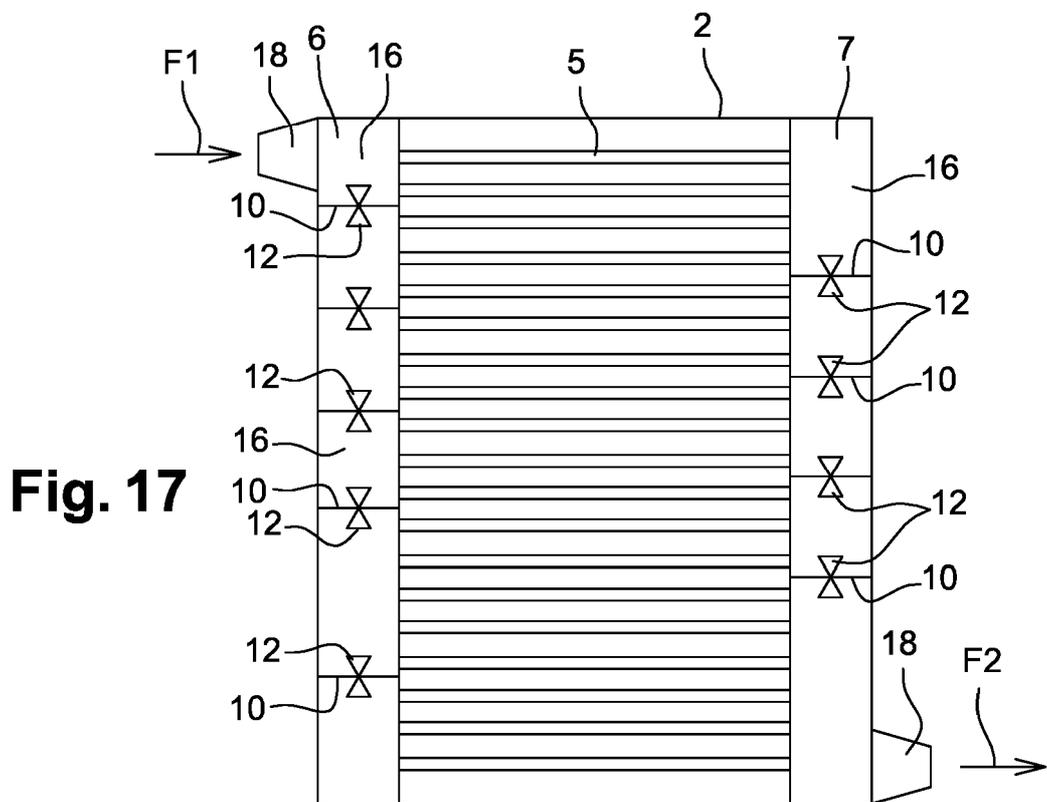
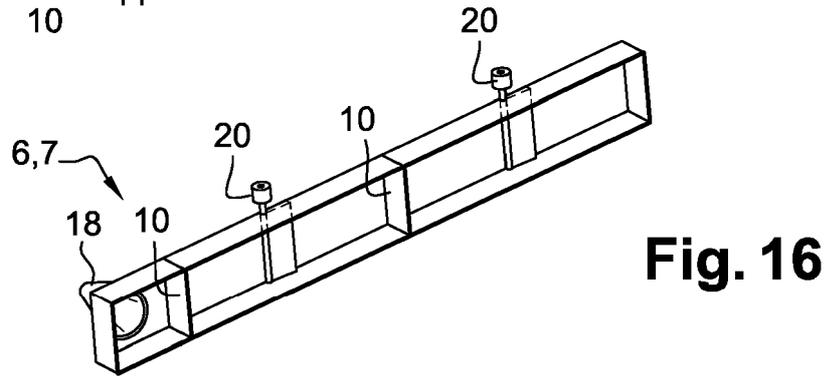
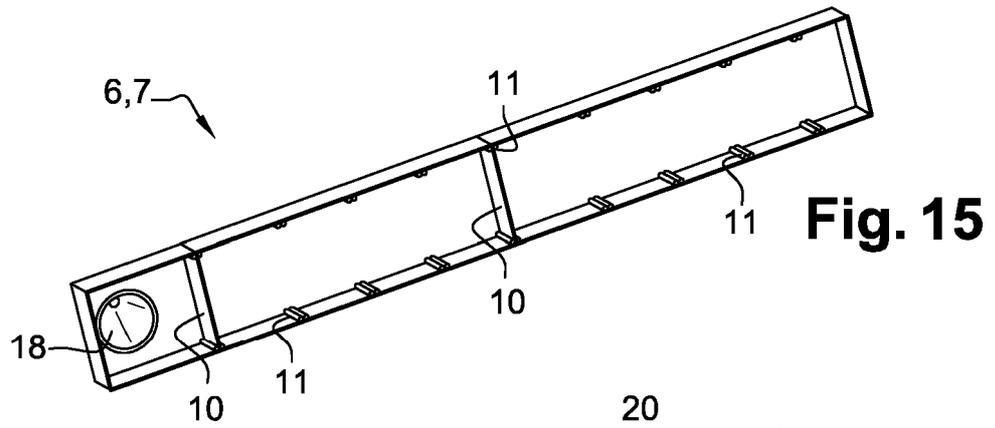


Fig. 14



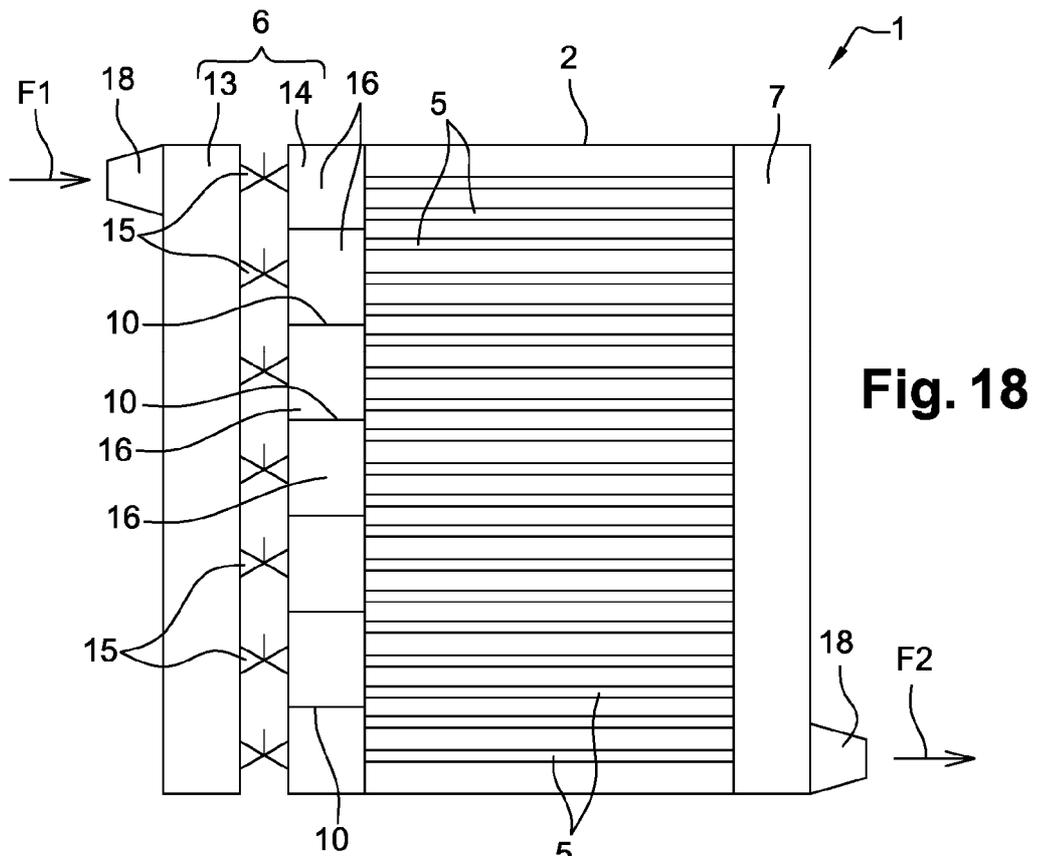


Fig. 18

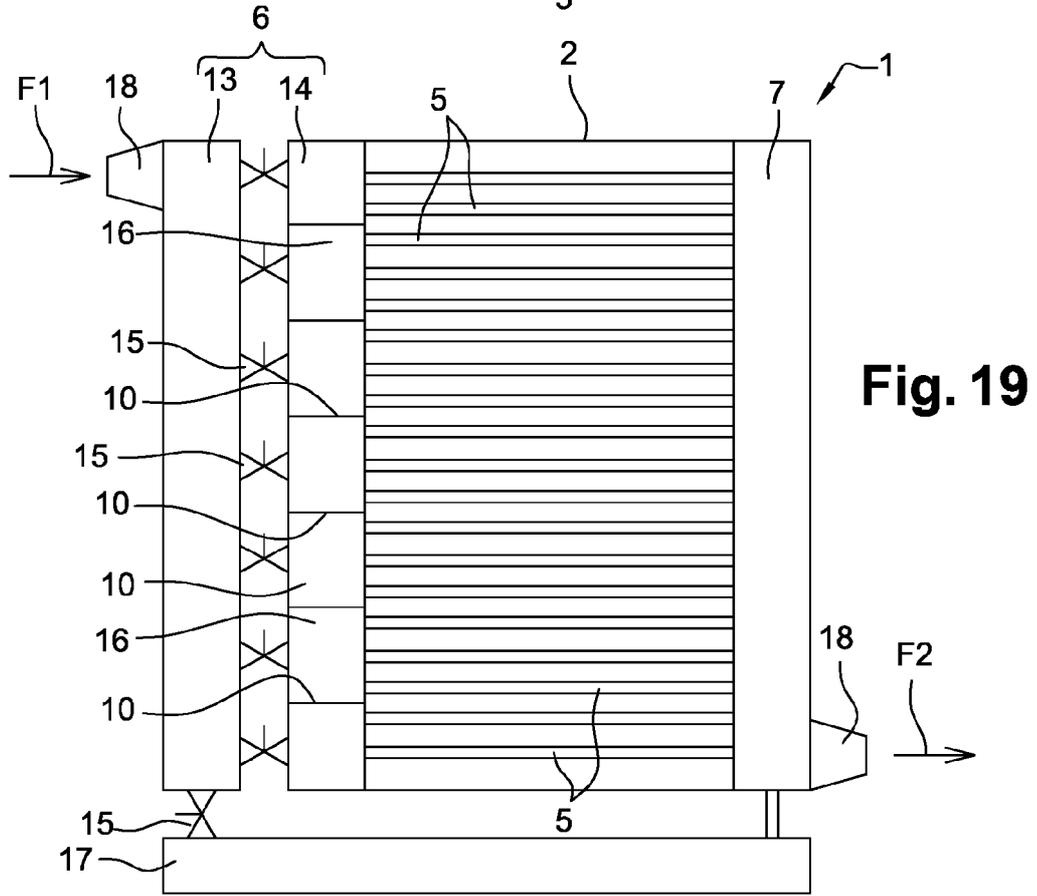


Fig. 19

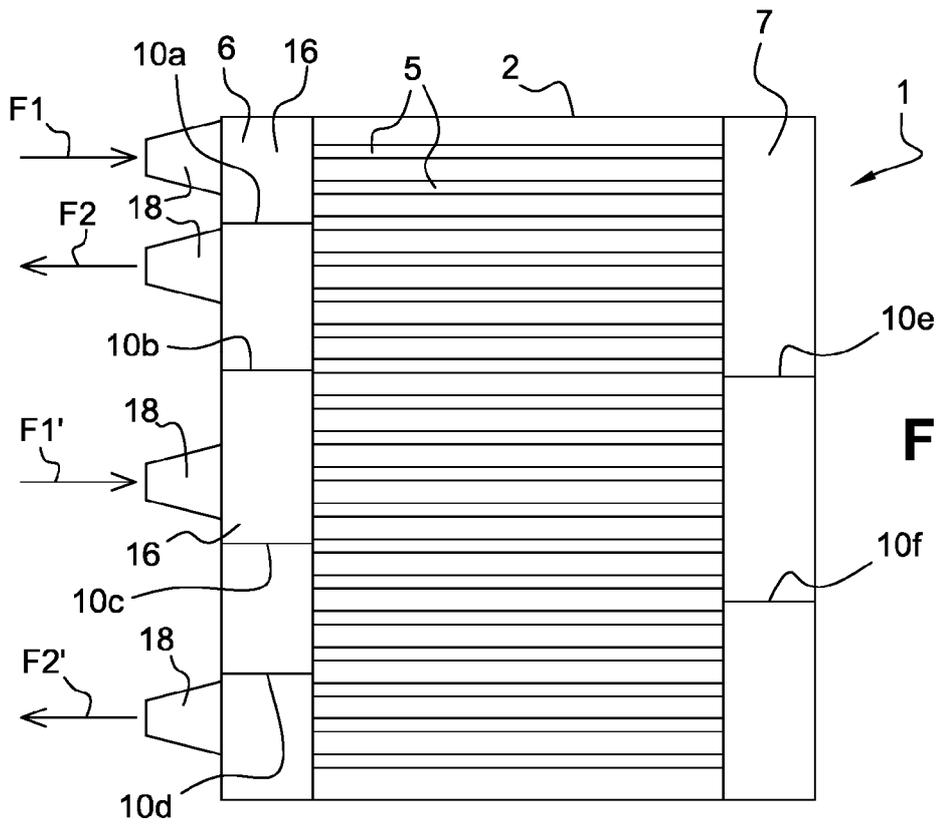


Fig. 20

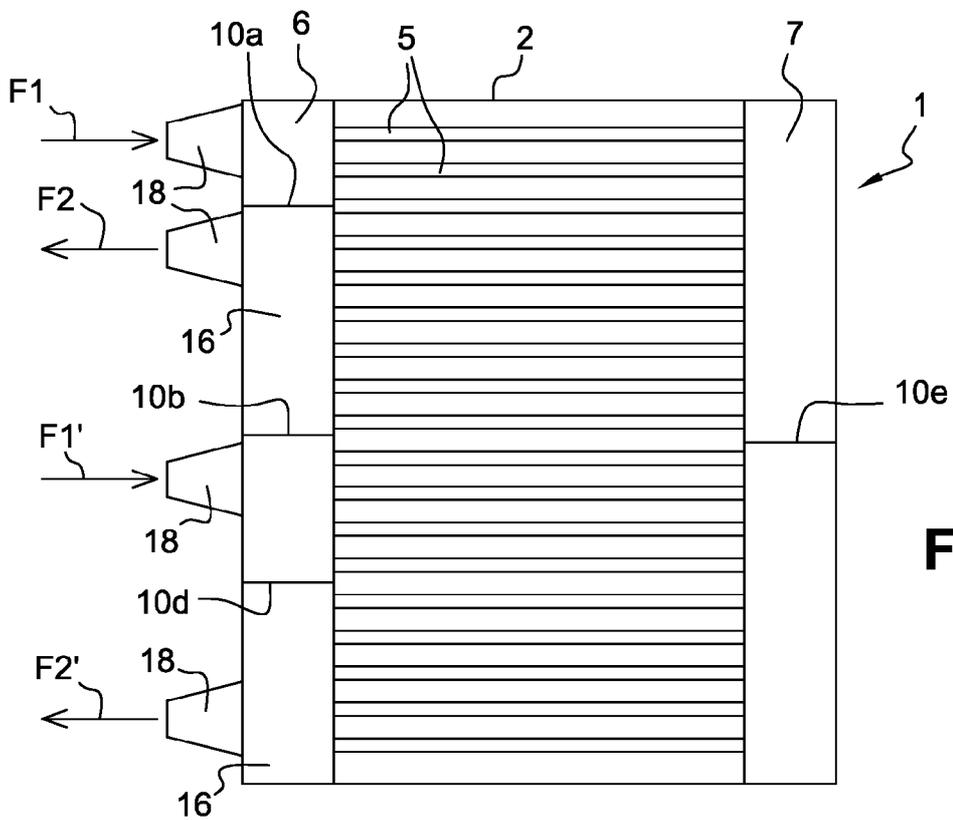


Fig. 21