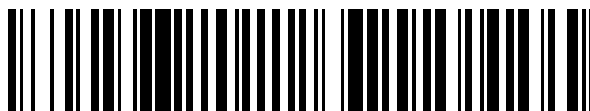


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 502 766**

51 Int. Cl.:

B01J 19/24 (2006.01)

B01J 8/06 (2006.01)

C07C 1/04 (2006.01)

C10G 2/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **06.02.2012 E 12705155 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **18.06.2014 EP 2531290**

54 Título: **Proceso Fischer-Tropsch en un reactor radial**

30 Prioridad:

27.04.2011 GB 201107070

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

06.10.2014

73 Titular/es:

**JOHNSON MATTHEY DAVY TECHNOLOGIES
LIMITED (100.0%)
10 Eastbourne Terrace
London W2 6LG, GB**

72 Inventor/es:

GAMLIN, TIMOTHY DOUGLAS

74 Agente/Representante:

PONTI SALES, Adelaida

ES 2 502 766 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

Proceso Fischer-Tropsch en un reactor radial

- 5 **[0001]** La presente invención se refiere a un procedimiento para la conversión de monóxido de carbono e hidrógeno (gas de síntesis) a productos de hidrocarburos líquidos en presencia de un catalizador de Fischer-Tropsch.
- 10 **[0002]** En la reacción de síntesis de Fischer-Tropsch una mezcla gaseosa de monóxido de carbono e hidrógeno se hace reaccionar en presencia de un catalizador para dar una mezcla de hidrocarburo que tiene una distribución relativamente amplia de pesos moleculares. El producto es hidrocarburos saturados predominantemente de cadena recta, que tienen típicamente una longitud de cadena de más de 2 átomos de carbono, por ejemplo, más de 5 átomos de carbono.
- 15 **[0003]** La capacidad de construir hidrocarburos a partir de gas de síntesis es una alternativa atractiva a la producción de los hidrocarburos por craqueo de petróleo. Este enfoque de obtención de hidrocarburos ha aumentado a medida que la producción de petróleo ha tenido problemas para mantenerse al día con la creciente demanda de combustibles de alta calidad y aumentará aún a medida que las reservas de petróleo disminuyan y las reservas se enriquezcan con más carbono.
- 20 **[0004]** Por lo tanto, es deseable optimizar el proceso de Fischer-Tropsch. Se han hecho varios enfoques para esto y estos se han dirigido generalmente al diseño del reactor o a la formulación de catalizador. Uno de los principales problemas con el proceso es que el calor desprendido por la reacción es muy importante, por ejemplo, aproximadamente el doble que el que se produce por la reacción para producir metanol para la conversión equivalente de óxidos de carbono.
- 25 **[0005]** Un enfoque para tratar la elevada cantidad de calor desprendida es llevar a cabo la reacción en un reactor de lecho fijo. En esta disposición, unos granulos catalizadores se cargan dentro de los tubos de un reactor axial. Se suministra un medio de refrigeración, tal como agua de vaporización, alrededor de los tubos. Los gases reactivos se pasan luego a través de los tubos en los que entran en contacto con el catalizador y se lleva a cabo la reacción de Fischer-Tropsch. El calor desprendido se transfiere a través de la pared del tubo al medio de refrigeración circundante. Debido a la necesidad de controlar el calor dentro del tubo, el tamaño de los tubos es limitado para permitir que el calor pase fácilmente desde el centro de los tubos a las paredes donde se produce el intercambio de calor. En general, por tanto, los tubos tienen un diámetro de menos de aproximadamente 40 mm para garantizar el nivel requerido de transferencia de calor y para evitar que el catalizador situado hacia el centro del tubo se sobrecaliente y quede fuera de control térmicamente. El pequeño tamaño de los tubos contribuye al alto coste de construcción de estos reactores.
- 30 **[0006]** Incluso en tubos de tamaño pequeño las partículas de catalizador tienen que ser relativamente pequeñas con el fin de asegurar una mezcla y transferencia de calor razonables. Además, debe realizarse una cuidadosa selección de las condiciones tales como la velocidad superficial y la velocidad espacial horaria de gas con el fin de mantener la transferencia de calor requerida y gestionar la conversión de los gases reactivos a una caída de presión total razonable.
- 35 **[0007]** Para los tubos que se acercan al límite de tamaño superior, se ha propuesto el uso de grandes tamaños de partículas de catalizador e incorporar gas y / o líquidos reciclados para mejorar la refrigeración del tubo. Sin embargo, este enfoque tiene algunas desventajas, ya que hay una resistencia significativa a la transferencia de masa en partículas de catalizador de Fischer-Tropsch, donde los reactivos y los productos más ligeros tienen que viajar a través de la cera. Esto conduce a la selectividad creciente de los productos más ligeros no deseados y la generación de más calor no deseado en el centro de la partícula.
- 40 **[0008]** En un intento de abordar estos problemas se han propuesto llamados catalizadores "cáscara de huevo" en los que se impregna la superficie de un soporte. Sin embargo, estos catalizadores proporcionan un catalizador menos activo por unidad de volumen del reactor y por lo tanto reducen la productividad, y por lo tanto la economía, del proceso.
- 45 **[0009]** También se ha propuesto reducir la relación entre monóxido de carbono e hidrógeno en el gas reactivo para mejorar la transferencia de masa del monóxido de carbono al centro de la partícula de catalizador. Mientras que esto hace mejorar la selectividad del catalizador, las cinéticas de reacción se ralentizan lo que puede conducir a diversos problemas tales como la formación de carburos que tienen que ser eliminados periódicamente.
- 50 **[0010]** Un problema adicional es que el catalizador reducido no puede en general ser usado en reactores de lecho fijo de modo que tiene que colocarse equipo para atender a la reducción inicial para permitir la regeneración del catalizador, si es necesario. En algunos casos, esto requiere que las condiciones de diseño de las vasijas de reactores sean considerablemente superiores a las condiciones normales de operación, aumentando así los costes de capital.
- 55
- 60
- 65

[0011] Un enfoque alternativo es llevar a cabo la reacción en un reactor de suspensión de burbujas. En esta disposición, las pequeñas partículas de catalizador, tales como las de 150 μm o menos, se suspenden en el producto de hidrocarburos y se agitan mediante la inyección de gas de reacción en la parte inferior del reactor. El gas se vuelve muy disperso por todo el reactor y por lo tanto, en teoría, la zona de transferencia de masa de gas a catalizador es muy grande. Además, como el diámetro del catalizador es reducido, las resistencias de transferencia de masa y de transferencia de calor dentro de la partícula de catalizador son también reducidas, ya que el área de superficie del catalizador es relativamente grande la transferencia de calor desde la partícula de catalizador al fluido es alta de modo que las partículas pueden ser mantenidas al acercarse a las condiciones de temperatura del fluido. El alto desprendimiento de calor en la reacción puede ser gestionado con serpentines internos o externos en los que se vaporiza agua. Así, en teoría, llevar a cabo el proceso en un reactor de suspensión de burbujas ofrece varias ventajas.

[0012] Sin embargo, en la práctica puede haber resistencias de transferencia de masa significativas en los reactores de suspensión de burbujas de tal manera que se pueden dar presiones parciales de agua elevadas dentro de las partículas de catalizador. Los trabajadores han informado de problemas tales como la oxidación del catalizador y daños al catalizador debido al ataque hidrotermal de las estructuras de soporte de catalizador. Además, el desgaste del catalizador puede ser un problema significativo que puede conducir a problemas de pureza del producto y pérdidas de catalizador causadas por la dificultad de disponer una separación adecuada de las partículas muy pequeñas del producto.

[0013] Otros catalizadores de Fischer-Tropsch Basados en cobalto pueden ser susceptibles de envenenamiento incluso a niveles muy bajos de impurezas, tales como especies de azufre. Este es un problema particular en los reactores de suspensión de burbujas, ya que, si el gas de síntesis incluye venenos, todo el catalizador dentro del reactor estará expuesto al veneno mientras que en los reactores de lecho fijo el primer catalizador expuesto al veneno tiende a actuar como un lecho de protección para el catalizador posterior.

[0014] Por lo tanto, se entenderá que los reactores de suspensión de burbujas proporcionan un entorno difícil para los catalizadores y por lo tanto las vidas de carga de catalizador largas son difíciles de lograr lo que conduce a la eliminación frecuente o continua de catalizador gastado y sustitución con carga de catalizador fresco que se traduce en la producción media reducida por unidad de catalizador y aumenta el coste de operación del sistema.

[0015] Además, a fin de optimizar el funcionamiento del reactor de suspensión de burbujas, tiene que ser relativamente alto a fin de lograr el nivel requerido de agitación y transferencia de masa. El reactor debe contener suficiente líquido para acomodar el catalizador en concentraciones en la región de 20 a 30 por ciento en peso lo que resulta en un gran volumen de líquido contenido. Cuando estos reactores están funcionando, las retenciones de gas dentro de la suspensión también son significativas. Esto requiere capacidad del reactor extra para acomodar el lecho en suspensión en el estado gaseado. Para acomodar esto, los reactores son generalmente del orden de 60 m de altura. Estos reactores son grandes lo que los hace caros y difíciles de implementar. Si el sitio de la planta no está próximo a una vía de agua considerable, los problemas de transporte de un gran reactor de este tipo se vuelven críticos.

[0016] Más recientemente, se ha sugerido que un reactor denominado de micro-canales puede ser utilizado para mejorar el sistema de reacción de Fischer-Tropsch mediante la intensificación de proceso. La clave de este enfoque es llevar a cabo la reacción en canales estrechos entre las placas de un reactor de elevación de vapor. En esta disposición, se pueden lograr coeficientes de transferencia de calor elevados y altas productividades específicas. Este enfoque también permite minimizar resistencias de transferencia de masa mediante el uso de catalizadores altamente activos en superficies extendidas.

[0017] Estos reactores de micro-canales se realizan mediante placas de unión para formar pasajes para la circulación del medio de refrigeración. Estos reactores tienen que ser fabricados por especialistas y tienen que estar contenidos en recipientes de contención. Por lo tanto los costes de capital de estas disposiciones son sustanciales. Un problema adicional es que hay un límite para el tamaño en el que las unidades modulares pueden ser fabricadas y los reactores tienen sorprendentemente un alto peso específico por unidad de producción haciéndolos de fabricación costosa.

[0018] Como se requiere una alta actividad específica de los catalizadores utilizados en los reactores de micro-canales, tienden a operar a temperaturas más altas y producir productos en el extremo más ligero del espectro de cadenas de hidrocarburos.

[0019] Un problema adicional asociado con reactores de micro-canales se refiere al riesgo de intoxicación, al cual como se indicó anteriormente, los catalizadores de Fischer-Tropsch son particularmente susceptibles. En un reactor de micro-canales la cantidad relativa de catalizador utilizado es baja y por lo tanto si se produce envenenamiento, también se observará una reducción significativa en el rendimiento. Si el catalizador se desactiva, los desarrolladores han establecido que es necesario devolver el módulo del reactor a la fábrica para eliminar el catalizador y reemplazarlo, lo que resulta en altos costes y tiempo de inactividad significativo, a menos que se mantengan unos reactores costosos como recambios. Por lo tanto los reactores de micro-canales se usan

generalmente sólo en situaciones de pequeña capacidad, como en los llamados ciclos de trabajo "*flare busting*" en los que el rendimiento y los costes son menores que los problemas relacionados con la eliminación de gas inconveniente.

5 **[0020]** Una disposición alternativa se discute en el documento WO 2010/069486 en el que un número de reactores adiabáticos están dispuestos en serie. Puesto que los aumentos de temperatura descritos son sustanciales, no se espera que esta disposición ofrezca un buen rendimiento con catalizadores de Fischer-Tropsch convencionales. En particular, se espera que las temperaturas altas causen una rápida desactivación del catalizador. Además, a una conversión global razonable, sería de esperar una producción elevada de metano.

10 **[0021]** Por lo tanto se entenderá que, si bien los diversos enfoques para llevar a cabo reacciones de Fischer-Tropsch ofrecen cada uno algunas ventajas, también tienen cada uno sus propias desventajas. Sigue existiendo por lo tanto una necesidad de proporcionar un proceso de Fischer-Tropsch mejorado que aborde uno o más de los problemas de las disposiciones de la técnica anterior.

15 **[0022]** Según la presente invención se proporciona un proceso para la conversión de gas sintético en hidrocarburos superiores por puesta en contacto de una corriente gaseosa que comprende gas sintético con un catalizador de partículas Fischer-Tropsch, siendo dicho proceso llevado a cabo en un reactor tubular que tiene una entrada y una salida, estando dicha salida situada aguas abajo de la entrada, comprendiendo dicho reactor uno o más tubos que tienen situados en su interior uno o más soportes para dicho catalizador de partículas y un medio de enfriamiento en contacto con dicho al menos un tubo; en el que dicho soporte de catalizador comprende:

20 un recipiente anular que soporta catalizador, teniendo dicho recipiente una pared interior perforada que define un tubo, una pared exterior perforada, una superficie superior que encierra el recipiente anular y una superficie de fondo que encierra el recipiente anular;

25 una superficie que encierra el fondo de dicho tubo formado por la pared interior del recipiente anular; un faldón que se extiende hacia arriba desde la pared exterior perforada del recipiente anular desde una posición en o cerca de la superficie de fondo de dicho recipiente hasta una posición por debajo de la ubicación de una junta; y una junta dispuesta en o cerca de la superficie superior y que se extiende desde el recipiente en una distancia que se extiende más allá de una superficie exterior del faldón; comprendiendo dicho proceso:

- 30 (a) introducir los reactivos gaseosos por la entrada;
- 35 (b) hacer pasar dichos reactivos hacia abajo a través de dicho al menos un tubo hasta la superficie superior del, o el primer, soporte de catalizador donde pasan en el paso definido por la pared perforada interior del recipiente antes de hacerlo pasar radialmente a través del lecho catalizador hacia la pared exterior perforada;
- (c) permitir que ocurra la reacción cuando el gas sintético entra en contacto con el catalizador;
- (d) hacer pasar el reactivo que no ha reaccionado y el producto fuera del recipiente a través de la pared exterior perforada y entonces hacia arriba entre la superficie interior del faldón y la pared exterior del recipiente anular hasta que alcancen la junta hacia la cual se dirigen en el extremo del faldón y obligados a circular hacia abajo entre la
- 40 superficie exterior del faldón y la superficie interior del tubo de reactor donde se realiza la transferencia de calor;
- (e) repetir las etapas (b) a (d) en cualquier soporte de catalizador siguiente; y
- (f) retirar el producto de la salida.

45 **[0023]** La pared exterior perforada se describe en PCT/GB2010/001931 presentado el 19 de octubre de 2010 que se incorpora aquí por referencia.

50 **[0024]** Para evitar dudas, cualquier discusión de la orientación, por ejemplo, términos tales como hacia arriba, abajo, inferior, y similares, para facilidad de referencia, se han discutido con respecto a la orientación del soporte de catalizador tal como se ilustra en los dibujos adjuntos. Sin embargo, cuando los tubos, y por lo tanto el soporte de catalizador, se utilizan en una orientación alternativa, los términos se deben interpretar en consecuencia.

55 **[0025]** El recipiente de catalizador generalmente será de un tamaño tal que sea de una dimensión menor que la dimensión interna del tubo del reactor en el que se coloca. La junta está dimensionada de tal manera que interactúa con la pared interior del tubo de reactor cuando el soporte de catalizador de la presente invención está en posición dentro del tubo. La junta no necesita ser perfecta a condición de que sea suficientemente eficaz para causar que la mayoría del gas que fluye pase a través del soporte.

60 **[0026]** en general, una pluralidad de soportes de catalizador se apilarán dentro del tubo de reactor. En esta disposición, los reactivos/ productos fluyen hacia abajo entre la superficie exterior del faldón de un primer soporte y la superficie interior del tubo de reactor hasta que entran en contacto con la superficie superior y la junta de un segundo soporte y se dirigen hacia abajo en el tubo del segundo soporte definido por la pared interior perforada de su recipiente anular. Entonces se repite la trayectoria de flujo descrita anteriormente.

65 **[0027]** El soporte de catalizador puede estar constituido por cualquier material adecuado. Este material se seleccionará en general para resistir las condiciones de funcionamiento del reactor. En general, el soporte de

catalizador se hará de acero al carbono, aluminio, acero inoxidable, otras aleaciones o cualquier material capaz de soportar las condiciones de reacción.

5 **[0028]** La pared del recipiente anular puede ser de cualquier espesor adecuado. Un espesor adecuado será del orden de aproximadamente 0,1 mm a aproximadamente 1,0 mm, preferentemente del orden de aproximadamente 0,3 mm a aproximadamente 0,5 mm.

10 **[0029]** El tamaño de las perforaciones en las paredes interiores y exteriores del recipiente anular se selecciona de tal manera que permita el flujo uniforme de reactivo (s) y producto (s) a través del catalizador mientras se mantiene el catalizador dentro del recipiente. Por lo tanto, se entenderá que su tamaño dependerá del tamaño de las partículas de catalizador que se utilicen. En una alternativa de disposición, las perforaciones pueden ser de un tamaño tal que sean más grandes pero que tengan una malla de filtro que cubra las perforaciones para asegurar que el catalizador se mantiene dentro del recipiente anular, Esto permite utilizar perforaciones más grandes destinadas a facilitar la libre circulación de los reactivos sin una pérdida de presión significativa.

15 **[0030]** Se entenderá que las perforaciones pueden ser de cualquier configuración adecuada. De hecho, cuando se describe una pared como perforada todo lo que se requiere es que haya medios para permitir que los reactivos y los productos pasen a través de las paredes. Estos pueden ser pequeñas aberturas de cualquier configuración, pueden ser ranuras, pueden estar formadas por una pantalla de alambres o por cualquier otro medio de creación de una superficie porosa o permeable.

20 **[0031]** Aunque la superficie superior que encierra el recipiente anular estará generalmente localizada en el borde superior de la o cada para del recipiente anular, puede ser deseable poner la superficie superior por debajo del borde superior de tal manera que una porción del borde superior de la pared externa forme un labio. De manera similar, la superficie de fondo puede estar situada en el borde inferior del, o cada, pared del recipiente anular o puede ser deseable situar la superficie de fondo de modo que esté por encima del borde del fondo de la pared del recipiente anular de modo que la pared forme un labio.

25 **[0032]** La superficie de fondo del anillo y la superficie que encierra el fondo del tubo pueden estar formados como una unidad única o pueden ser dos piezas separadas unidas entre sí. Las dos superficies pueden ser coplanares pero en una disposición preferida, están en diferentes planos. En una disposición, la superficie de cierre de la parte inferior del tubo está en un plano inferior a la superficie inferior del recipiente anular. Esto sirve para ayudar en la ubicación de un soporte sobre un soporte dispuesto por debajo cuando se van a utilizar una pluralidad de recipientes. Se entenderá que en una disposición alternativa, la superficie que encierra el fondo del tubo puede estar en un plano más alto que la superficie de fondo del recipiente angular.

30 **[0033]** Aunque la superficie inferior será generalmente maciza, puede incluir uno o más orificios de drenaje. Cuando uno o más orificios de drenaje están presentes, pueden estar cubiertos por una malla de filtrado. Del mismo modo un orificio de drenaje, opcionalmente cubierto con una malla de filtro puede estar presente en la superficie de cierre de la parte inferior del tubo. El soporte se debe utilizar en una orientación no vertical, el agujero de drenaje, cuando está presente se ubicará en una posición alternativa es decir, uno que es el punto más bajo en el soporte cuando se utiliza.

35 **[0034]** Uno o más medios de espaciamento se pueden extender hacia abajo desde la superficie de fondo del recipiente anular. El, o cada, medio de espaciamento pueden estar formados como componentes separados o pueden estar formados por depresiones en la superficie de fondo. Cuando estos medios de separación están presentes, ayudan a proporcionar un camino claro para los reactivos y los productos que fluyen entre la superficie inferior del primer soporte y la superficie superior de un segundo soporte inferior que se utiliza. El espaciador puede ser del orden de aproximadamente 4 mm a aproximadamente 15 mm, o aproximadamente 6 mm, de profundidad. Como alternativa, o adicionalmente, unos medios espaciadores pueden estar presentes en la superficie superior.

40 **[0035]** La superficie superior cerrar el recipiente anular puede incluir en su superficie superior medios para situar el recipiente contra un soporte de catalizador apilado encima del recipiente en uso. Los medios para situar el recipiente pueden ser de cualquier disposición adecuada. En una disposición comprende un collar vertical que tiene aberturas o espacios en el recipiente para permitir la entrada de reactivos.

45 **[0036]** El faldón que se extiende hacia arriba puede ser liso o puede tener alguna forma. Cualquier forma adecuada puede ser utilizada. Las formas adecuadas incluyen pliegues, ondulaciones, y similares. Los pliegues, ondulaciones y similares estarán generalmente dispuestos longitudinalmente a lo largo de la longitud del soporte. La conformación del faldón vertical aumenta el área de superficie del faldón y ayuda a la inserción del soporte de catalizador en el tubo de reacción, ya que permite alojar cualquier rugosidad de superficie en la superficie interior del tubo del reactor o las diferencias en las tolerancias de los tubos.

50 **[0037]** Cuando se conforma el faldón que se extiende hacia arriba, por lo general será aplanado con una configuración lisa hacia el punto en el que está conectado al recipiente anular para permitir que se forme una junta de gas con el recipiente anular. El faldón vertical estará conectado generalmente a la pared exterior del recipiente

anular en o cerca de su base. Cuando el faldón está conectado en un punto por encima de la parte inferior de la pared, la pared estará libre de perforaciones en el área por debajo del punto de conexión. El faldón vertical puede ser flexible.

5 **[0038]** Generalmente, el faldón vertical se detendrá de aproximadamente 0,5 cm a aproximadamente 1,5 cm, preferentemente de aproximadamente 1 cm, de la superficie superior del recipiente anular.

10 **[0039]** Sin desear estar ligado por ninguna teoría, se cree que el faldón vertical sirve para reunir los reactivos/productos desde la pared exterior perforada del recipiente anular y dirigirlos mediante las formas hacia la parte alta del soporte de catalizador recogiendo así más reactivos/productos que salen de la pared exterior del recipiente anular a medida que se mueven hacia arriba. Como se describió anteriormente, los reactivos / productos se dirigen entonces hacia abajo entre la pared del tubo y el exterior del faldón vertical. Mediante este procedimiento, la transferencia de calor se ve reforzada por toda la longitud del soporte pero como el intercambio de calor se separa del catalizador, se puede utilizar fluido de intercambio de calor más caliente o más frío de manera apropiada sin interrumpir la reacción en la pared del tubo y, al mismo tiempo asegurando que la temperatura del catalizador hacia el centro del soporte se mantiene adecuadamente.

20 **[0040]** La junta puede hacerse de cualquier manera adecuada. Sin embargo, generalmente será suficientemente compresible para acomodar el diámetro más pequeño del tubo del reactor. La junta será generalmente una junta flexible deslizante. En una disposición, se puede utilizar una junta tórica. Podría utilizarse un anillo partido compresible o un anillo que tiene un alto coeficiente de expansión. La junta puede estar hecha de cualquier material adecuado siempre que pueda soportar las condiciones de reacción. En una disposición, puede ser un reborde deformable que se extiende desde el portador. La brida puede estar dimensionada para ser más grande que el diámetro interno del tubo de tal manera que cuando el recipiente se inserta en el tubo se deforma para encajar dentro e interactuar con el tubo.

30 **[0041]** En la presente invención, el espacio anular entre la superficie exterior del recipiente de catalizador y la superficie interior de la pared del tubo es pequeño, generalmente del orden que va desde aproximadamente 3 mm a aproximadamente 10 mm. Este espacio estrecho permite lograr un coeficiente de transferencia de calor de modo que se puede alcanzar una diferencia de temperatura aceptable del orden de aproximadamente 10 °C a aproximadamente 40 °C entre el gas de salida enfriado y el refrigerante.

35 **[0042]** El tamaño del anillo entre el faldón y el catalizador pared y el faldón y la pared del tubo se seleccionará en general para alojar el caudal del gas requerido manteniendo a la vez una transferencia de calor elevada y una pérdida de presión reducida. Así, el proceso de la presente invención puede incluir la etapa adicional de seleccionar el tamaño adecuado del anillo para cumplir con estos criterios.

40 **[0043]** El proceso de la presente invención permite utilizar tubos de reactor relativamente grandes. En particular, se pueden utilizar los tubos que tienen diámetros en la región de aproximadamente 75 mm a aproximadamente 130 mm o incluso de 150 mm en comparación con diámetros de menos de aproximadamente 40 mm utilizados en los sistemas convencionales. Los tubos de mayor diámetro permitirán lograr una capacidad en la región de 10,000 barriles US / día en un solo reactor de menos de 6 m de diámetro y de menos de 700 toneladas de peso.

45 **[0044]** Como se discutió anteriormente la naturaleza altamente exotérmica de la reacción de Fischer-Tropsch es un factor importante en el diseño de un reactor en el que la reacción puede llevarse a cabo. El uso del soporte de catalizador en el proceso de la presente invención, permite que los tubos que comprenden una pluralidad de soportes de catalizadores se conviertan, en efecto, en una pluralidad de reactores adiabáticos con inter-refrigeración.

50 **[0045]** Cualquier catalizador adecuado puede usarse en el proceso de la presente invención. Se pueden utilizar en polvo, en espuma, estructurado, u otras formas adecuadas.

55 **[0046]** Uno de los beneficios del proceso de la presente invención es que el soporte permite el despliegue de catalizadores de Fischer-Tropsch de pequeño diámetro como los que tienen diámetros que van desde aproximadamente 100 mm a aproximadamente 1 mm. Puesto que éstos se utilizan en un lecho fijo, las resistencias de transferencia de masa se pueden reducir en gran medida respecto a las disposiciones de la técnica anterior. Esto conducirá a la mejora de la selectividad de los productos requeridos, particularmente los que tienen una longitud de cadena de carbono de cinco y por encima.

60 **[0047]** Además, como estos pequeños catalizadores tienen una alta área de superficie y se encuentran en el flujo directo del gas de reacción, se mantienen a una temperatura que es muy similar a la de la corriente de gas. Esto reducirá la tendencia a la formación de subproductos.

65 **[0048]** En una disposición alternativa, se puede utilizar un catalizador monolítico. En esta disposición, se puede modificar la estructura del recipiente de catalizador. Los detalles completos de un recipiente de catalizador adecuado

para su con un catalizador monolítico se describe en la solicitud de patente 1105691.8 presentada el 4 de Abril de 2011 cuyo contenido se incorpora aquí por referencia.

5 [0049] Así, de acuerdo con un segundo aspecto de la presente invención, se proporciona un proceso para la
conversión de gas sintético en hidrocarburos superiores por puesta en contacto de una corriente gaseosa que
comprende gas sintético con un catalizador monolítico de Fischer-Tropsch, siendo dicho proceso llevado a cabo en
un reactor tubular que tiene una entrada y una salida, estando dicha salida situada aguas abajo de la entrada,
comprendiendo dicho reactor uno o más tubos que tienen situados en su interior uno o más soportes para dicho
10 catalizador monolítico y un medio de enfriamiento en contacto con dichos tubos; en el que dicho soporte de
catalizador comprende: un recipiente que soporta un catalizador monolítico, teniendo dicho recipiente una superficie
de fondo que encierra el recipiente y un faldón que se extiende hacia arriba desde la superficie de fondo de dicho
recipiente hasta una posición por debajo de la ubicación de una junta y distanciado de esta, estando dicho faldón
posicionado de modo que hay un espacio entre una superficie exterior del catalizador monolítico y el faldón; y una
15 junta dispuesta en o cerca de una superficie superior del catalizador monolítico y que se extiende desde el
catalizador monolítico en una distancia que se extiende más allá de una superficie exterior del faldón;
comprendiendo dicho proceso:

(a) introducir los reactivos gaseosos por la entrada;

20 (b) hacer pasar dichos reactivos hacia abajo a través de dicho al menos un tubo hasta la superficie superior del, o el
primer, catalizador monolítico donde pasan a través del catalizador monolítico;

(c) permitir que ocurra la reacción cuando el gas sintético entra en contacto con el catalizador;

(d) hacer pasar el reactivo que no ha reaccionado y el producto fuera del catalizador y entonces hacia arriba entre la
superficie interior del faldón y la superficie exterior del catalizador monolítico hasta que alcancen la junta hacia la
cual se dirigen en el extremo del faldón y obligados a circular hacia abajo entre la superficie exterior del faldón y la
25 superficie interior del tubo de reactor donde se realiza la transferencia de calor;

(e) repetir las etapas (b) to (d) en cualquier soporte de catalizador siguiente; y

(f) retirar el producto de la salida.

30 [0050] En una disposición, el catalizador de monolito es un sólido, en el que sustancialmente no hay espacio dentro
del cuerpo del monolito que no está ocupado por el catalizador. Cuando el monolito se usa en un reactor vertical con
flujo descendente, el o los reactivos fluyen hacia abajo a través del tubo reactor, primero el o los reactivos hacen
contacto con la cara superior del catalizador monolítico y fluye a través del mismo en una dirección paralela al eje
del cilindro. La junta del recipiente impide que el o los reactivos fluyan alrededor del monolito y ayudan a la dirección
de los reactivos en el catalizador. La reacción puede entonces producirse dentro del catalizador monolítico. El
35 producto podrá entonces también fluir hacia abajo a través del monolito en una dirección paralela al eje del cilindro.

[0051] Una vez que el o los reactivos y el producto llegan a la superficie inferior del soporte de catalizador se dirigen
hacia el faldón del soporte. Para facilitar este flujo, se pueden proporcionar pies dentro del soporte en la cara
superior de la superficie inferior de tal manera que, en uso, el monolito catalizador está soportado en los pies y hay
40 un hueco entre la parte inferior del catalizador monolítico y la superficie inferior del soporte de catalizador. El faldón
que se extiende hacia arriba dirige a continuación el o los reactivos y el producto hacia arriba entre la superficie
interior del faldón y la superficie exterior del catalizador monolítico hasta que alcanzan la parte inferior de la junta.
Luego se dirigen, por la parte inferior de la junta, sobre el extremo del faldón y luego fluyen hacia abajo entre la
superficie exterior del faldón y la superficie interior del tubo de reactor donde se realiza la transferencia de calor.

45 [0052] Generalmente, el canal se encontrará en el eje central del catalizador monolítico. Así, cuando el tubo de
reactor es de sección transversal circular, el catalizador monolítico de esta disposición será de sección transversal
anular. En esta disposición, en uso, en un reactor vertical con flujo descendente, los reactivos fluyen hacia abajo a
través del tubo del reactor y por lo tanto entran primero en contacto con la superficie superior del catalizador
monolítico. La junta bloquea el paso del o los reactivos alrededor del lado del catalizador. Puesto que la trayectoria
de flujo del o de los reactivos se ve impedido por el catalizador, generalmente toma el camino más fácil y entra en el
canal en el monolito. A continuación el o los reactivos entran en el catalizador monolítico anular y pasan radialmente
a través del catalizador hacia la superficie exterior del catalizador monolítico. Durante el paso a través del catalizador
monolítico ocurre la reacción. El reactivo que no ha reaccionado y el producto fluyen hacia fuera del catalizador
50 monolítico a través de su superficie exterior. El faldón que se extiende hacia arriba dirige entonces el reactivo y el
producto hacia arriba entre la superficie interior del faldón y la pared exterior del catalizador monolítico hasta que
alcanzan la junta. Entonces son dirigidos, por el lado inferior de la junta, en el extremo del faldón y fluyen hacia abajo
entre la superficie exterior del faldón y la superficie interior del tubo de reactor donde se realiza la transferencia de
calor.

60 [0053] En la disposición en la que el catalizador monolítico incluye el canal, el soporte de catalizador puede incluir
una superficie superior que se extenderá sobre el catalizador monolítico pero dejará el canal descubierto. Esta
superficie superior sirve para garantizar que el o los reactivos no entran en el monolito catalizador de la parte
superior, sino que se dirigen hacia el canal de flujo radial.

65

[0054] La discusión de las características específicas del soporte de catalizador descrito anteriormente en relación con la primera realización se aplica igualmente en conexión con el soporte de catalizador para un catalizador monolítico de la segunda realización en la medida en que las características relevantes están presentes.

5 **[0055]** Sea cual sea el tipo de soporte que se utilice, en una disposición más de 40 soportes, preferentemente más de 41 soportes están situados dentro de un único tubo. Más preferentemente, se pueden usar desde unos 70 a unos 200 soportes. Esto permitirá mantener en cada etapa un aumento de temperatura razonable del orden de aproximadamente 10 °C a aproximadamente 20 °C.

10 **[0056]** El flujo radial a través del, o de cada, soporte de catalizador dentro de la tubo significa que la longitud de la trayectoria de flujo de gas también es muy bajo en comparación con las disposiciones de la técnica anterior. Se pueden lograr unas profundidades totales de catalizador del orden de aproximadamente 2 metros dentro de un tubo de hasta 20 metros de longitud en velocidades espaciales por hora de catalizador de alrededor de 4000.

15 La trayectoria de flujo reducido significa que la caída de presión global alcanzada es un orden de magnitud inferior que el que se experimenta con el mismo catalizador en un tubo axial en el que no se usa el procedimiento de la presente invención.

20 **[0057]** Una ventaja de ser capaz de lograr una baja caída de presión total por el procedimiento de la presente invención es que los tubos largos con altas velocidades superficiales del gas, se pueden alojar gases que contienen altas cantidades de compuestos inertes o un reciclado de gas y sin la caída de presión y la posibilidad de aplastamiento del catalizador, desventajas que se experimentan con altos flujos a través de los actuales sistemas de lecho fijo. La capacidad para alojar reciclados permitirá alcanzar una conversión global a menos conversiones por paso, una alta productividad y selectividad del catalizador.

25 **[0058]** El catalizador reducido puede reducirse varias veces y de forma fiable y ser cargado en el soporte en una instalación de fabricación y el equilibrio del recipiente se puede llenar con cera. Los recipientes pueden ser montados en unidades conectadas que simplificarán la carga del reactor y, en particular, significará que los operadores no tendrán que entrar en contacto con el catalizador. El procedimiento de descarga también se simplifica ya que los soportes pueden ser descargados fácilmente antes de ser llevados para su reprocesamiento.

30 **[0059]** En una disposición de la presente invención, puede utilizarse una pluralidad de reactores en paralelo.

35 **[0060]** Se recuperará la corriente de producto líquido separado de la corriente que sale del reactor, en el proceso de la presente invención, y el gas sin reaccionar que sale de la salida de la, o de cada, reactor se puede tratar adicionalmente para eliminar el calor. El calor eliminado puede ser reutilizado y / o ser expulsado para enfriamiento. Se recuperará el producto líquido separado de la corriente que sale del reactor.

40 **[0061]** En una disposición, se pueden disponer dos o más reactores en serie en comunicación de fluido con instalaciones dispuestas entre cada reactor para eliminar calor. El calor puede ser reutilizado y / o ser expulsado para enfriamiento. En una disposición, monóxido de hidrógeno y de carbono contenido en el vapor que sale de la última etapa de una serie de reactores interconectados puede reciclarse en cualquier punto adecuado en el proceso. En una disposición se reciclará en la entrada del primer reactor.

45 **[0062]** En una disposición alternativa, dos o más grupos de reactores paralelos podrán estar dispuestos en serie. En esta disposición, los grupos de reactores paralelos están en comunicación en serie con instalaciones dispuestas entre cada grupo para eliminar calor. El calor puede ser reutilizado y/o expulsado para enfriamiento. En una disposición, producto líquido puede ser retirado entre cada etapa con monóxido de hidrógeno y de carbono contenido en el vapor que se hace pasar a un grupo de reactores siguiente en la serie. El contenido de monóxido de hidrógeno y de carbono en el vapor que sale de la última etapa de una serie de reactores interconectados puede ser reciclado en cualquier punto adecuado en el proceso. En una disposición se reciclará en la entrada del primer reactor.

50 **[0063]** Cuando el procesamiento incluye una pluralidad de etapas de reacción, se puede suministrar una corriente rica en hidrógeno al segundo y/o uno o más de cualquier etapa ulterior.

55 **[0064]** Se pueden usar cualesquiera condiciones de reacción adecuadas. En una disposición, la temperatura de reacción irá desde aproximadamente 190°C a aproximadamente 250 °C. La presión de reacción puede ir desde aproximadamente 20 bar a aproximadamente 80 bar.

60 **[0065]** La presente invención se describirá ahora, a modo de ejemplo, con referencia a los dibujos adjuntos en los que:

La figura 1 es una vista en perspectiva desde arriba del soporte de catalizador de la presente invención;

La figura 2 es una vista en perspectiva del soporte de catalizador desde abajo;

65 La figura 3 es una sección transversal parcial vista desde el lado;

La figura 4 es un diagrama simplificado del soporte de catalizador de la presente invención;

La figura 5 es una ilustración esquemática de un soporte de la presente invención desde abajo cuando está situado dentro de un tubo:

La figura 6 es una sección transversal esquemática de tres soportes de catalizador situados dentro de un tubo;

La figura 7 es una sección transversal ampliada de la sección A de la Figura 6;

5 La figura 8 es una representación esquemática de una alternativa de realización de la presente invención, que ilustra la trayectoria de flujo;

La figura 9 es una representación esquemática de una tercera realización de la presente invención, que ilustra la trayectoria de flujo; y

10 La figura 10 es una representación esquemática de la trayectoria de flujo entre dos soportes apilados del tipo ilustrado en la Figura 9.

[0066] Un soporte de catalizador 1 de la presente invención se ilustra en las figuras 1 a 3. El soporte comprende un recipiente anular 2 que tiene paredes perforadas 3, 4. La pared perforada interior 3 define un tubo 5. Una superficie superior 6 cierra el recipiente anular en la parte superior. Se encuentra en un punto hacia la parte superior de las paredes 3, 4 del recipiente anular 2 de tal manera que se forma un labio 6. Una superficie de fondo 7 cierra el fondo del recipiente anular 2 y una superficie 8 cierra el fondo de tubo 5. La superficie 8 se encuentra en un plano inferior que el de la superficie de fondo 7. Medios de espaciamento en forma de una pluralidad de depresiones 9 están situados sobre la superficie de fondo 7 del recipiente anular 2. Unos agujeros de drenaje 10, 11 están situados en la superficie de fondo 7 y la superficie 8.

[0067] Una junta 12 se extiende desde la superficie superior 6 y se proporciona un collar vertical 13 coaxial con el tubo 5.

[0068] Un faldón vertical corrugado 14 rodea el recipiente 2. Las ondulaciones se aplanan en la región de L hacia la base del soporte 1

[0069] Un soporte de catalizador 1 de la presente invención está situado en un tubo de reactor 15. El flujo de gas se ilustra esquemáticamente en la figura 4 por las flechas.

30 [0070] Cuando una pluralidad de soportes de catalizador de la presente invención están situados dentro de un tubo de reactor 15 se bloquean entre sí tal como se ilustra en las figuras 6 y 7. El efecto sobre la trayectoria del flujo se ilustra en la sección ampliada que se muestra en la Figura 7.

35 [0071] Un soporte de catalizador 101 de una segunda realización se ilustra en la Figura 8. Una superficie de fondo 102 cierra el fondo del recipiente 101. Unos pies 103 se extienden hacia arriba desde la superficie de fondo para soportar un catalizador monolítico 104. Un faldón vertical 105 se extiende desde la superficie de fondo 102. El faldón puede ser corrugado y puede ser aplanado como en una región hacia la superficie de fondo 103.

40 [0072] Se proporciona una junta 106 que se extiende desde el catalizador monolítico 104 e interactúa con la pared del tubo de reactor 107. Unos deflectores 108 se extienden hacia arriba para la junta. Estos sirven para dirigir el flujo y para separar el soporte desde la superficie de fondo de un soporte situado encima del soporte. El flujo de gas se ilustra esquemáticamente por las flechas.

45 [0073] Una forma de realización alternativa de la presente invención se ilustra en la Figura 9. En esta disposición el catalizador monolítico 104 tiene un canal longitudinal 109 a través del mismo. En esta disposición, se pueden omitir los pies de la primera realización. Este soporte es similar en disposición a la primera realización. Sin embargo, además, una superficie superior 110 se proporciona para cubrir la superficie superior del catalizador monolítico. El flujo de gas en la disposición de la figura 9 se ilustra esquemáticamente mediante las flechas.

50 [0074] Cuando una pluralidad de soportes de catalizador de la presente invención están situados dentro de un tubo de reactor 107 el efecto sobre la trayectoria del flujo se ilustra en la sección ampliada que se muestra en la Figura 10.

55 [0075] Se entenderá que, si bien los soportes de catalizadores se han descrito con referencia particular a un uso en un tubo de sección transversal circular el tubo puede ser de sección transversal no circular, por ejemplo, puede ser un reactor de placa. Cuando el tubo es de sección transversal no circular, el soporte será de la forma apropiada. En esta disposición, en el modo de realización descrito en el que se utiliza un monolito anular se entenderá que el monolito no será un anillo circular y este término se debe interpretar en consecuencia.

60 [0076] La presente invención se explicará ahora con referencia al siguiente ejemplo:

Ejemplo 1

65 [0077] Unos reactores de lecho fijo convencionales, actualmente en producción son capaces de producir unos 5.833 barriles US / día de líquidos Fischer-Tropsch. Unas divulgaciones públicas indican que el peso de estos reactores s de 1.200 toneladas y tienen un diámetro de 7,2 m y contienen más de 28.000 tubos. Un reactor para el proceso de la

5 presente invención que procesa gas de alimentación que contiene hidrógeno y monóxido de carbono derivado de gas natural con un diámetro de 5,6 m producirá alrededor de 10.000 barriles US / día de líquidos de Fischer-Tropsch y contendrá aproximadamente 2.300 tubos axiales cada uno lleno de unos 80 soportes de catalizador y pesará alrededor de 700 toneladas. Por lo tanto, se entenderá que esto representa una mejora de casi un factor de tres en el peso específico instalado por unidad de producción sobre los dispositivos de la técnica anterior.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la conversión de gas sintético en hidrocarburos superiores por puesta en contacto de una corriente gaseosa que comprende gas sintético con un catalizador de partículas de Fischer- Tropsch, siendo dicho proceso llevado a cabo en un reactor tubular que tiene una entrada y una salida, estando dicha salida situada aguas abajo de la entrada, comprendiendo dicho reactor uno o más tubos que tienen situados en su interior uno o más soportes para dicho catalizador de partículas y un medio de enfriamiento en contacto con dichos tubos; en el que dicho soporte de catalizador comprende:
- 5 un recipiente anular para soportar el catalizador que se utiliza, teniendo dicho recipiente una pared interior perforada que define un tubo, una pared exterior perforada, una superficie superior que encierra el recipiente anular y una superficie de fondo que encierra el recipiente anular;
- 10 una superficie que encierra el fondo o dicho tubo formado por la pared interior del recipiente anular; un faldón que se extiende hacia arriba desde la pared exterior perforada del recipiente anular desde una posición en o cerca de la superficie de fondo de dicho recipiente hasta una posición por debajo de la ubicación de una junta; y
- 15 una junta dispuesta en o cerca de la superficie superior y que se extiende desde el recipiente en una distancia que se extiende más allá de una superficie exterior del faldón; comprendiendo dicho proceso:
- (a) introducir los reactivos gaseosos por la entrada;
- 20 (b) hacer pasar dichos reactivos hacia abajo a través de dicho al menos un tubo hasta la superficie superior del, o el primer soporte de catalizador donde pasan en el paso definido por la pared perforada interior del recipiente antes de hacerlo pasar radialmente a través del lecho catalizador hacia la pared exterior perforada;
- (c) permitir que ocurra la reacción cuando el gas sintético entra en contacto con el catalizador;
- 25 (d) hacer pasar el reactivo que no ha reaccionado y el producto fuera del recipiente a través de la pared exterior perforada y entonces hacia arriba entre la superficie interior del faldón y la pared exterior del recipiente anular hasta que alcancen la junta hacia la cual se dirigen, en el extremo del faldón y obligados a circular hacia abajo entre la superficie exterior del faldón y la superficie interior del tubo de reactor donde se realiza la transferencia de calor;
- (e) repetir las etapas (b) a (d) en cualquier soporte de catalizador siguiente; y
- 30 (f) retirar el producto de la salida.
2. Un proceso según la reivindicación 1 en el que las partículas de catalizador tienen un diámetro que va desde aproximadamente 100 mm a aproximadamente 1 mm.
3. Un proceso para la conversión de gas sintético en hidrocarburos superiores por puesta en contacto de una corriente gaseosa que comprende gas sintético con un catalizador monolítico Fischer- Tropsch, siendo dicho proceso llevado a cabo en un reactor tubular que tiene una entrada y una salida, estando dicha salida situada aguas abajo de la entrada, comprendiendo dicho reactor uno o más tubos que tienen situados en su interior uno o más soportes para dicho catalizador monolítico y un medio de enfriamiento en contacto con dichos tubos; en el que dicho soporte de catalizador comprende:
- 35 un recipiente que soporta un catalizador monolítico, teniendo dicho recipiente una superficie de fondo que encierra el recipiente y un faldón que se extiende hacia arriba desde la superficie de fondo de dicho recipiente hasta una posición por debajo de la ubicación de una junta y distanciado de esta, estando dicho faldón posicionado de modo que hay un espacio entre una superficie exterior del catalizador monolítico y el faldón; y
- 40 una junta dispuesta en o cerca de una superficie superior del catalizador monolítico y que se extiende desde el catalizador monolítico en una distancia que se extiende más allá de una superficie exterior del faldón; comprendiendo dicho proceso:
- 45 (a) introducir los reactivos gaseosos por la entrada;
- 50 (b) hacer pasar dichos reactivos hacia abajo a través de dicho al menos un tubo hasta la superficie superior del, o el primer, catalizador monolítico donde pasan a través del catalizador monolítico;
- (c) permitir que ocurra la reacción cuando el gas sintético entra en contacto con el catalizador;
- (d) hacer pasar el reactivo que no ha reaccionado y el producto fuera del catalizador y entonces hacia arriba entre la superficie interior del faldón y la superficie exterior del catalizador monolítico hasta que alcancen la junta hacia la cual se dirigen en el extremo del faldón y obligados a circular hacia abajo entre la superficie exterior del faldón y la superficie interior del tubo de reactor donde se realiza la transferencia de calor;
- 55 (e) repetir las etapas (b) a (d) en cualquier soporte de catalizador siguiente; y (f) retirar el producto de la salida.
4. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3 en el que una pluralidad de soportes de catalizador están apilados dentro del tubo de reactor.
- 60 5. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4 en el que el espacio anular entre la superficie exterior del recipiente de catalizador y la superficie interior de la pared del tubo se selecciona para alojar el caudal del gas requerido manteniendo a la vez una transferencia de calor elevada y una pérdida de presión reducida.
- 65

6. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5 en el que el espacio anular entre la superficie exterior del recipiente de catalizador y la superficie interior de la pared del tubo es del orden que va desde aproximadamente 3 mm a aproximadamente 10 mm.
- 5 7. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 to 6 en el que los tubos tienen un diámetro que va desde aproximadamente 75 mm a aproximadamente 150 mm.
8. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7 en el que más de 41 soportes están situados dentro de un único tubo.
- 10 9. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8 en el que desde aproximadamente 70 a aproximadamente 200 soportes están situados dentro de un único tubo.
- 15 10. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 9 en el que una pluralidad de reactores se utilizan en paralelo.
11. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 10 en el que gas que no ha reaccionado que sale de la salida del o de los reactores se trata para eliminar calor.
- 20 12. Un proceso según la reivindicación 11 en el que el gas retirado que no ha reaccionado se vuelve a utilizar.
13. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 9 en el que dos o más reactores están dispuestos en serie.
- 25 14. Un proceso según la reivindicación 13 en el que los reactores dispuestos en serie están en comunicación de fluido con instalaciones dispuestas entre cada reactor para eliminar calor.
- 30 15. Un proceso según la reivindicación 13 o la 14 en el que monóxido de hidrógeno y de carbono contenido en el vapor que sale de la última etapa de la serie de reactores interconectados se recicla en cualquier punto adecuado en el proceso.
- 35 16. Un proceso según la reivindicación 1 en el que monóxido de hidrógeno y de carbono contenido en el vapor que sale de la última etapa de la serie de reactores interconectados se recicla en el primer reactor.
- 40 17. Un proceso según la reivindicación 9 en el que unos grupos de reactores paralelos están en comunicación en serie con instalaciones dispuestas entre cada grupo para eliminar calor.
18. Un proceso según la reivindicación 13 o la 16 en el que el calor se vuelve a utilizar y/o se expulsa para enfriamiento.
- 45 19. Un proceso según la reivindicación 17, en el que producto líquido se retira entre cada grupo de reactores paralelos haciéndose pasar monóxido de hidrógeno y de carbono contenido en el vapor a un grupo de reacción subsiguiente en la serie.
- 50 20. Un proceso según la reivindicación 19 en el que monóxido de hidrógeno y de carbono contenido en el vapor que sale de la última etapa de una serie de reactores interconectados se recicla en cualquier punto adecuado en el proceso.
21. Un proceso según la reivindicación 20 en el que la corriente se recicla en la entrada del primer reactor.
- 55 22. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones 9 a 21 en el que una corriente rica en hidrógeno se alimenta al segundo y/o uno o más del reactor siguiente o de los reactores siguientes.
23. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 22 en el que la temperatura de reacción va desde aproximadamente 190°C a aproximadamente 250 °C.
- 60 24. Un proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 23 en el que la presión de reacción va desde aproximadamente 20 bares a aproximadamente 80 bares.

Fig. 1

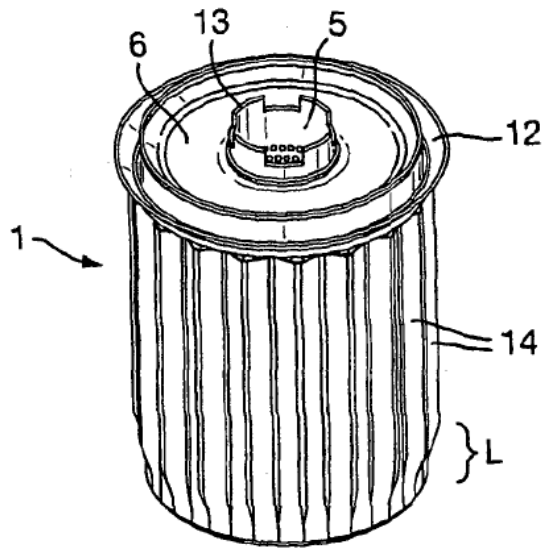


Fig. 2

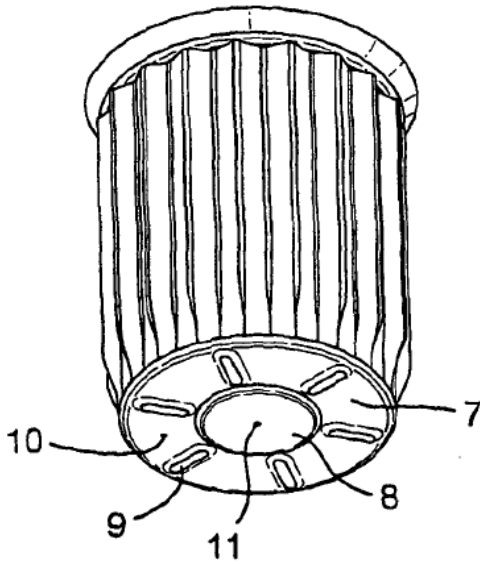


Fig. 3

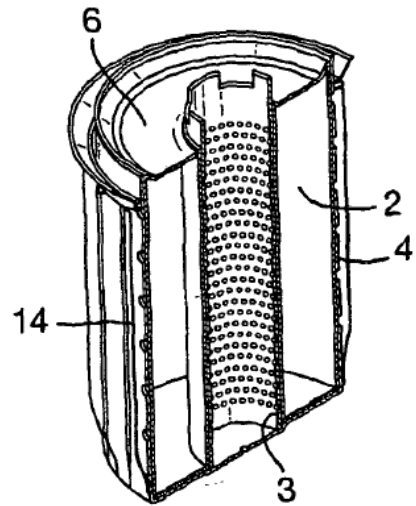


Fig. 4

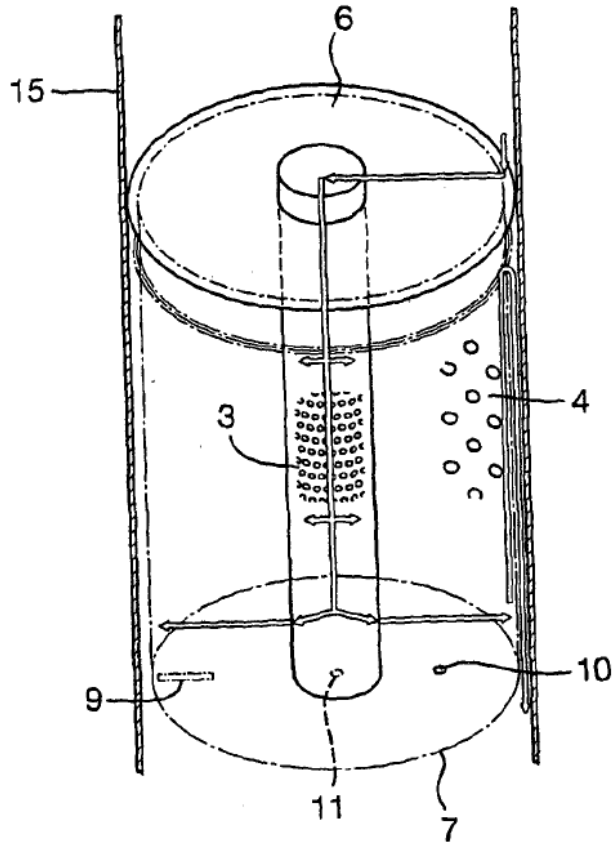


Fig. 5

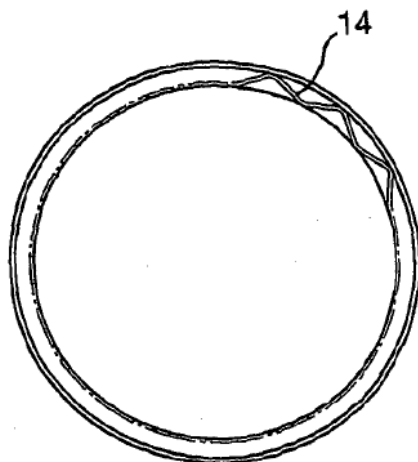


Fig. 6

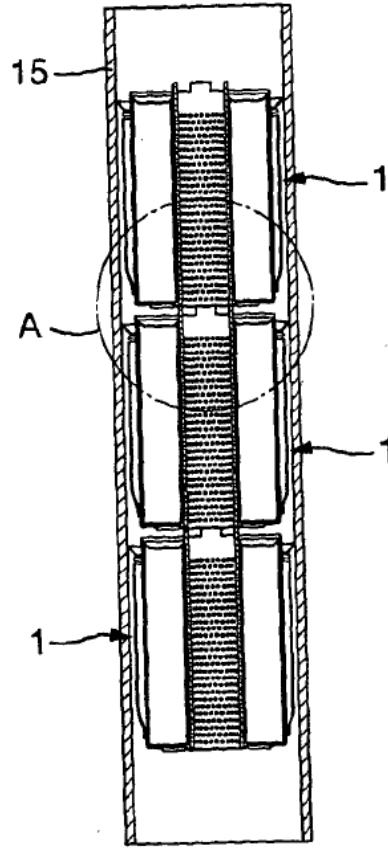
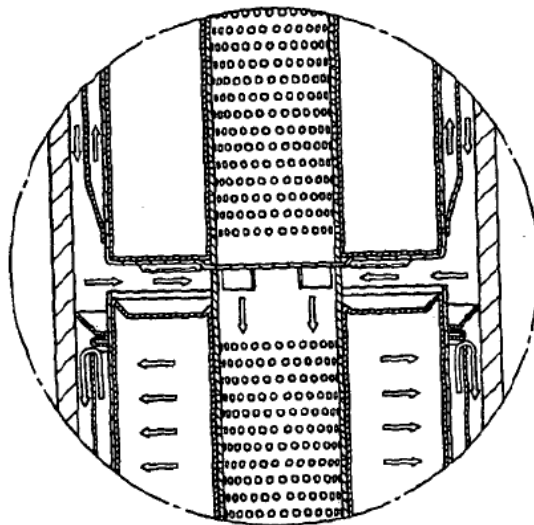


Fig. 7



Detail A

Fig. 8

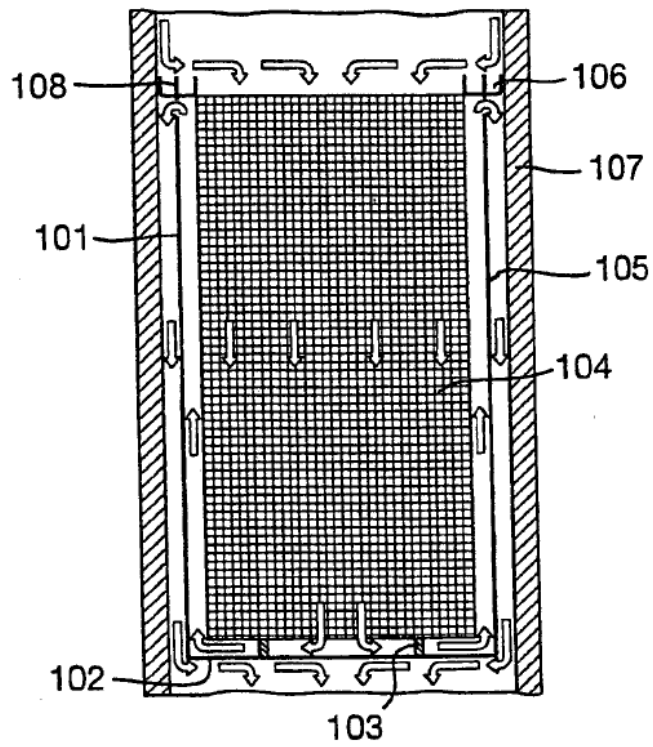


Fig. 9

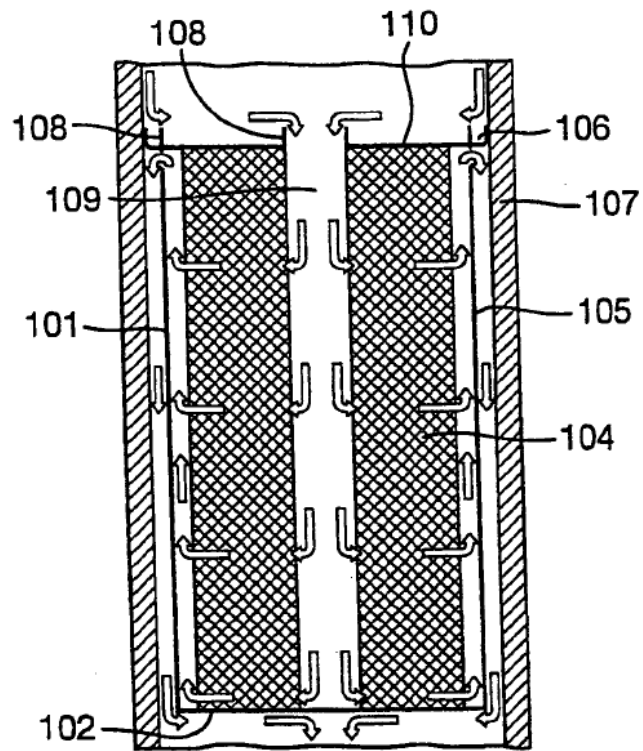


Fig. 10

