

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 718 319**

51 Int. Cl.:

C10G 2/00	(2006.01)
B01J 19/00	(2006.01)
B01J 19/24	(2006.01)
B01J 37/02	(2006.01)
B01J 21/04	(2006.01)
B01J 23/75	(2006.01)
B01J 23/89	(2006.01)
B01J 35/00	(2006.01)
B01J 35/10	(2006.01)
B01J 23/889	(2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **15.12.2004 PCT/US2004/042065**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **18.08.2005 WO05075606**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **15.12.2004 E 04814270 (7)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **20.03.2019 EP 1713883**

54 Título: **Síntesis Fischer-Tropsch mediante el uso de tecnología de microcanales y catalizador y reactor de microcanales novedosos**

30 Prioridad:

28.01.2004 US 766297

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
01.07.2019

73 Titular/es:

**VELOCYS, INC. (100.0%)
7950 Corporate Boulevard
Plain City, OH 43064, US**

72 Inventor/es:

**WANG, YONG;
TONKOVICH, ANNA LEE;
MAZANEC, TERRY;
DALY, FRANCIS P.;
VANDERWIEL, DAVE;
HU, JIANLI;
CAO, CHUNSHE;
KIBBY, CHARLES;
LI, XIAOHONG;
BRISCOE, MICHAEL D.;
GANO, NATHAN y
CHIN, YA-HUEI**

74 Agente/Representante:

SALVÀ FERRER, Joan

ES 2 718 319 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

Síntesis Fischer-Tropsch mediante el uso de tecnología de microcanales y catalizador y reactor de microcanales novedosos

CAMPO TÉCNICO

- 5 La presente invención se refiere a un proceso de síntesis Fischer-Tropsch que utiliza tecnología de microcanales y un catalizador y un reactor de microcanales novedosos. El catalizador y el reactor son útiles en los procesos de síntesis Fischer-Tropsch.

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

- 10 La reacción de síntesis Fischer-Tropsch implica convertir una composición de reactivo que comprende H_2 y CO en presencia de un catalizador en productos de hidrocarburos alifáticos. La composición de reactivo puede comprender la corriente del producto de otro proceso de reacción, como el proceso de reformado con vapor (corriente del producto $H_2/CO \sim 3$), oxidación parcial (corriente del producto H_2/CO_2), reformado autotérmico (corriente del producto $H_2/CO \sim 2,5$), reformado con CO_2 ($H_2/CO \sim 1$), gasificación de carbón (corriente del producto $H_2/CO \sim 1$) y combinaciones de estos. Los productos de hidrocarburo alifático pueden incluir desde metano hasta ceras parafínicas de hasta 100
- 15 átomos de carbono o más.

- Los reactores convencionales, como los reactores tubulares de lecho fijo y los reactores de suspensión tienen varios problemas en la transferencia de calor y masa, lo que resulta en limitaciones en la elección de las condiciones del proceso para las reacciones de síntesis Fischer-Tropsch. Los puntos calientes en los reactores de lecho fijo promueven significativamente la formación de metano, reducen la selectividad de los hidrocarburos pesados y desactivan el
- 20 catalizador. Por otro lado, la fuerte resistencia a la transferencia de masa inherente a un catalizador suspendido en un sistema de suspensión generalmente reduce la velocidad de reacción efectiva y también causa dificultades en la separación de los catalizadores de los productos. La presente invención ofrece una solución a estos problemas. La presente invención se refiere a un proceso para realizar una reacción de síntesis Fischer-Tropsch en un reactor de microcanales, donde se mejora la conversión en un paso de CO dentro del reactor y se reduce la selectividad al
- 25 metano. Con el proceso de la invención, se reduce la tendencia a formar puntos calientes en el reactor de microcanales. Se cree que esta reducción en la tendencia a formar puntos calientes se debe, al menos en parte, al hecho de que el reactor de microcanales proporciona características mejoradas de transferencia de calor y un control más preciso de las temperaturas y los tiempos de residencia en comparación con los procesos de la técnica anterior, donde no se utilizan reactores de microcanales.

- 30 Por ejemplo, el documento US 2003/219903 A describe métodos para realizar reacciones químicas en un canal de reacción que tiene un área de sección transversal variable, de manera que uno o más reactivos químicos experimenten un tiempo de contacto local variable a medida que el o los reactivos fluyen a través del canal.

El documento US 2003/116503 A se refiere a estructuras de nanotubos de carbono en las que los nanotubos se disponen sobre un soporte poroso, como una espuma, un fieltro, una malla o una membrana.

- 35 El documento US 6558634 **B1** describe los catalizadores Fischer-Tropsch, las reacciones que utilizan los catalizadores Fischer Tropsch, los métodos de fabricación de los catalizadores Fischer-Tropsch, los procesos de hidrogenación del monóxido de carbono y los combustibles elaborados mediante estos procesos.

- Con este proceso, es posible obtener niveles relativamente altos de conversión del CO y niveles altos de selectividad para el producto deseado (por ejemplo, hidrocarburos en el intervalo de destilado medio) en comparación con la técnica anterior. Se proporciona un nuevo catalizador y un nuevo diseño de reactor de microcanales.
- 40

SUMARIO DE LA INVENCION

- Esta invención se refiere a un proceso de conformidad con la reivindicación 1 adjunta para convertir una composición de reactivo que comprende H_2 y CO en un producto que comprende al menos un hidrocarburo alifático, que tiene al menos aproximadamente 5 átomos de carbono, donde el proceso comprende: hacer fluir la composición de reactivo
- 45 a través de un reactor de microcanales en contacto con un catalizador Fischer-Tropsch para convertir la composición de reactivo en el producto, donde el reactor de microcanales comprende una pluralidad de microcanales de proceso que contienen el catalizador; transferir calor desde los microcanales de proceso a un intercambiador de calor y retirar el producto del reactor de microcanales; el proceso produce al menos aproximadamente 0,5 gramos de hidrocarburo alifático que tiene al menos aproximadamente 5 átomos de carbono por gramo de catalizador por hora; la selectividad
- 50 al metano en el producto es inferior a aproximadamente el 25%.

El intercambiador de calor comprende una pluralidad de canales de intercambio de calor adyacentes a los microcanales de proceso, y los canales de intercambio de calor son microcanales.

- En una realización, la invención se refiere a un catalizador que comprende Co soportado en alúmina, donde la carga de Co es al menos aproximadamente el 25% en peso y la dispersión de Co, al menos aproximadamente el 3%. Este catalizador también puede comprender Re, Ru o una mezcla de estos.
- 55

El catalizador comprende Co y un soporte. El catalizador se puede hacer mediante los siguientes pasos: (A) impregnar el soporte con una composición que comprende Co para proporcionar un producto catalítico intermedio; (B) calcinar el producto catalítico intermedio formado en el paso (A); (C) impregnar el producto intermedio calcinado formado en el paso (B) con una composición que comprende Co para proporcionar otro producto catalítico intermedio; y (D) calcinar el otro producto catalítico intermedio formado en el paso (C) para formar el catalizador. El catalizador tiene una carga de Co de al menos aproximadamente el 25% en peso. La composición que comprende el Co usado en el paso (A) puede ser igual o diferente a la composición que comprende el Co usado en el paso (C). El soporte puede comprender alúmina.

La invención se refiere además a un reactor de microcanales de conformidad la reivindicación 24 adjunta, que comprende: al menos un microcanal de proceso, donde el microcanal de proceso tiene una entrada y una salida, y al menos una zona de intercambio de calor adyacente al microcanal del proceso, donde la zona de intercambio de calor comprende una pluralidad de canales de intercambio de calor, y los canales de intercambio de calor se extienden en dirección longitudinal en ángulos rectos con respecto a la dirección longitudinal del microcanal de proceso; la zona de intercambio de calor se extiende a lo largo en la misma dirección que el microcanal de proceso y se coloca cerca de la entrada del microcanal de proceso; la longitud de la zona de intercambio de calor es menor que la longitud del microcanal de proceso; el ancho del microcanal de proceso en la salida del microcanal de proceso o cerca de ella es mayor que el ancho del microcanal de proceso en la entrada del microcanal de proceso o cerca de ella. En una realización, la zona de intercambio de calor comprende una primera zona de intercambio de calor y una segunda zona de intercambio de calor; y la longitud de la segunda zona de intercambio de calor es menor que la longitud de la primera zona de intercambio de calor.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

En los dibujos adjuntos, las partes y características similares tienen designaciones similares.

La FIG. 1 es una ilustración esquemática de un microcanal que puede usarse en el proceso inventivo.

La FIG. 2 es un diagrama de flujo esquemático que ilustra el proceso de síntesis Fischer-Tropsch de la invención en una forma particular, donde una composición de reactivo que comprende CO y H₂ fluye a través de un reactor de microcanales en contacto con un catalizador Fischer-Tropsch y reacciona para formar un producto que comprende al menos un hidrocarburo alifático.

La FIG. 3 es una ilustración esquemática de una capa de microcanales de proceso y una capa de microcanales de intercambio de calor que se pueden usar en el núcleo del reactor de microcanales del reactor de microcanales ilustrado en la FIG. 2.

La FIG. 4 es una ilustración esquemática de un microcanal de proceso y una zona de intercambio de calor adyacente que se pueden usar en el núcleo del reactor de microcanales del reactor de microcanales ilustrado en la FIG. 2, donde la zona de intercambio de calor contiene una pluralidad de canales de intercambio de calor que se extienden longitudinalmente en ángulos rectos con respecto a la dirección longitudinal del microcanal de proceso; y el flujo de fluido de intercambio de calor a través de los canales de intercambio de calor es contra corriente con respecto al flujo de la composición de reactivo y el producto a través del microcanal de proceso.

La FIG. 5 es una ilustración esquemática de un microcanal de proceso y un canal de intercambio de calor adyacente que se pueden usar en el núcleo del reactor de microcanales del reactor de microcanales ilustrado en la FIG. 2, donde el flujo del fluido de intercambio de calor a través del canal de intercambio de calor es contra corriente con respecto al flujo de la composición de reactivo y el producto a través del microcanal de proceso.

La FIG. 6 es una ilustración esquemática de un microcanal de proceso y una zona de intercambio de calor adyacente que se pueden usar en el núcleo del reactor de microcanales del reactor de microcanales ilustrado en la FIG. 2, donde la zona de intercambio de calor contiene una pluralidad de canales de intercambio de calor que se extienden longitudinalmente en ángulos rectos con respecto a la dirección longitudinal del microcanal de proceso; la zona de intercambio de calor se extiende longitudinalmente en la misma dirección que el microcanal del proceso y se ubica en la entrada del microcanal de proceso o cerca de ella, y la longitud de la zona de intercambio de calor es menor que la longitud del microcanal de proceso.

La FIG. 7 es una ilustración esquemática de un microcanal de proceso y la primera y segunda zona de intercambio de calor adyacente que se pueden usar en el núcleo del reactor de microcanales del reactor de microcanales ilustrado en la FIG. 2, donde cada una de las zonas de intercambio de calor contiene una pluralidad de canales de intercambio de calor que se extienden longitudinalmente en ángulos rectos con respecto a la dirección longitudinal del microcanal de proceso; la zona de intercambio de calor se extiende longitudinalmente en la misma dirección que el microcanal del proceso y se ubica en la entrada del microcanal de proceso o cerca de ella; la longitud de la primera zona de intercambio de calor es menor que la longitud del microcanal de proceso y la longitud de la segunda zona de intercambio de calor es menor que la longitud de la primera zona de intercambio de calor.

La FIG. 8 es una ilustración esquemática de un microcanal de proceso que puede usarse con el proceso de la invención, donde el microcanal de proceso contiene un catalizador que tiene una configuración de flujo.

La FIG. 9 es una ilustración esquemática del microcanal de proceso que puede usarse con el proceso de la invención, donde el microcanal de proceso contiene un catalizador que tiene una configuración de flujo continuo.

5 La FIG. 10 es una ilustración esquemática de un microcanal de proceso que puede usarse con el proceso de la invención, donde el microcanal de proceso contiene un conjunto de aletas que comprende una pluralidad de aletas y el catalizador es soportado por dichas aletas.

La FIG. 11 ilustra una realización alternativa del microcanal de proceso y el conjunto de aletas ilustrados en la FIG. 10.

La FIG. 12 ilustra otra realización alternativa del microcanal de proceso y el conjunto de aletas ilustrados en la FIG. 10.

10 La FIG. 13 es un gráfico del volumen de poros y el área de superficie frente a la carga de cobalto obtenida en el Ejemplo 1.

Las FIGS. 14 a 17 son gráficos que muestran los resultados de las reacciones de síntesis Fischer-Tropsch realizadas en el Ejemplo 3.

15 La FIG. 18 es un gráfico que muestra las diferencias en la actividad Fischer-Tropsch y la selectividad para los catalizadores fabricados en el Ejemplo 4 con y sin intercalcinaciones.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCIÓN

El término "microcanal" se refiere a un canal que tiene al menos una dimensión interna de altura o ancho de hasta aproximadamente 10 milímetros (mm), y en una realización de hasta aproximadamente 5 mm, y en una realización de hasta aproximadamente 2 mm, y en una realización de hasta aproximadamente 1 mm. El flujo de fluido a través del microcanal puede dirigirse a lo largo de la longitud del microcanal de manera normal hasta la altura y el ancho del microcanal. En la Figura 1 se ilustra un ejemplo de un microcanal que puede usarse en el proceso de la invención como un microcanal de proceso y/o un microcanal de intercambio de calor. El microcanal 10 ilustrado en la FIG. 1 tiene una altura (h), un ancho (w) y una longitud (l). El fluido fluye a través del microcanal 10 a lo largo de la longitud del microcanal en la dirección indicada por las flechas 12 y 14. La altura (h) o el ancho (w) del microcanal pueden estar en el intervalo de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 10 mm; y en una realización, en el intervalo de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 5 mm; y en una realización, en el intervalo de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 2 mm; y en una realización, en el intervalo de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 1,5 mm; y en una realización, en el intervalo de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 1 mm; y en una realización, en el intervalo de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 0,75 mm; y en una realización, en el intervalo de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 0,5 mm. La otra dimensión de altura o ancho puede ser de cualquier dimensión, por ejemplo, hasta aproximadamente 3 metros; y en una realización, de aproximadamente 0,01 a aproximadamente 3 metros; y en una realización, de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 3 metros. La longitud (l) del microcanal puede ser de cualquier dimensión, por ejemplo, hasta aproximadamente 10 metros; y en una realización, de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 10 metros; y en una realización, de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 6 metros; y en una realización, de 0,2 a aproximadamente 3 metros. Aunque el microcanal 10 ilustrado en la FIG. 1 tiene una sección transversal que es rectangular, debe entenderse que el microcanal puede tener una sección transversal que tenga cualquier forma, por ejemplo, un cuadrado, círculo, semicírculo, trapecio, etc. La forma y/o el tamaño de la sección transversal del microcanal puede variar a lo largo de su longitud. Por ejemplo, la altura o el ancho pueden ir desde una dimensión relativamente grande a una dimensión relativamente pequeña, o viceversa, a lo largo de la longitud del microcanal.

El término "adyacente" significa en referencia a la posición de un canal con respecto a la posición de otro canal, directamente adyacente, de tal manera que una pared separa los dos canales. Esta pared puede variar en espesor. Sin embargo, los canales "adyacentes" no están separados por un canal intermedio que podría interferir con la transferencia de calor entre los canales. En una realización, un canal puede estar adyacente a otro canal sobre solo una parte de la dimensión del otro canal. Por ejemplo, un microcanal de proceso puede ser más largo y extenderse más allá de uno o más canales de intercambio de calor adyacentes.

El término "fluido" se refiere a un gas, un líquido o un gas o un líquido que contienen sólidos dispersos o gotas de líquido.

50 El término "tiempo de contacto" se refiere al volumen de la zona de reacción dentro del reactor de microcanales dividido por la velocidad de flujo volumétrico de la composición de reactivo a una temperatura de 0°C y una presión de una atmósfera.

El término "tiempo de residencia" se refiere al volumen interno de un espacio (por ejemplo, la zona de reacción dentro de un reactor de microcanales) ocupado por un fluido que fluye a través del espacio dividido por la velocidad de flujo volumétrico promedio para el fluido que fluye a través del espacio a la temperatura y la presión que se están utilizando.

55 El término "zona de reacción" se refiere al espacio dentro de los microcanales de proceso donde los reactivos entran

en contacto con el catalizador.

El término "conversión de CO" se refiere al cambio molar de CO entre la composición de reactivo y el producto dividido por los moles de CO en la composición de reactivo.

5 El término "selectividad a metano" se refiere a los moles de metano en el producto dividido por los moles de metano más dos veces el número de moles de hidrocarburos C₂ en el producto, más tres veces el número de moles de hidrocarburos C₃ en el producto, más cuatro veces el número de moles de hidrocarburos C₄ en el producto, etc., hasta que se hayan incluido todos los moles de hidrocarburos en el producto.

El término "conversión en un paso de CO" se refiere a la conversión de CO después de un paso a través del reactor de microcanales empleado en el proceso de la invención.

10 El término "rendimiento del producto" se refiere a la conversión de CO multiplicado por la selectividad al o los productos indicados.

15 El término "dispersión de metal" se refiere al porcentaje de átomos de metal catalíticamente activos y átomos promotores en la superficie del catalizador en comparación con el número total de átomos de metal en el catalizador medido por la quimisorción de hidrógeno que se describe en "Heterogeneous Catalysis in Industrial Practice," 2^{da} ed., Charles N. Satterfield, p. 139, McGraw Hill (1996), que se incorpora a la presente a modo de referencia

20 En la expresión "aproximadamente 0,5 gramos de hidrocarburo alifático que tiene al menos aproximadamente 5 átomos de carbono por gramo de catalizador por hora", el peso o el número de gramos de catalizador se refieren al peso total del catalizador, que consiste en el metal catalítico (por ejemplo, Co) u óxido de este, un cocatalizador opcional (por ejemplo, Re o Ru) y/o un promotor (por ejemplo, Na, K, etc.), así como el peso de cualquier soporte (por ejemplo, alúmina). Sin embargo, si el catalizador está soportado por una estructura de soporte diseñada, como espuma, fieltro, taco o aleta, el peso de dicha estructura de soporte diseñada no se incluye en el cálculo del peso o la cantidad de gramos del catalizador. Del mismo modo, si el catalizador se adhiere a las paredes de los microcanales, el peso de las paredes de los microcanales no se incluye en el cálculo.

25 El término "carga de Co" se refiere al peso del Co en el catalizador dividido por el peso total del catalizador, es decir, el peso total del Co más cualquier cocatalizador o promotor, así como el soporte. Si el catalizador está soportado por una estructura de soporte diseñada, como espuma, fieltro, taco o aleta, el peso de dicha estructura de soporte diseñada no se incluye en el cálculo. Del mismo modo, si el catalizador se adhiere a las paredes de los microcanales, el peso de las paredes de los microcanales no se incluye en el cálculo.

30 Con referencia a la FIG. 2, el proceso se realiza mediante el uso de un reactor de microcanales 100, que incluye un núcleo de reactor de microcanales 102, un cabezal reactivo 104, un pie de producto 106, un cabezal de intercambio de calor 108 y un pie de intercambio de calor 110. El núcleo del reactor de microcanales 102 contiene una pluralidad de microcanales de proceso y una pluralidad de canales de intercambio de calor adyacentes a los microcanales de proceso. Los canales de intercambio de calor son microcanales. Los microcanales de proceso y los canales de intercambio de calor están alineados en capas, uno encima del otro o uno al lado del otro. Los microcanales de proceso contienen un catalizador Fischer-Tropsch en su interior. El cabezal de proceso 104 proporciona un pasaje para que el fluido fluya hacia los microcanales de proceso con una distribución uniforme o sustancialmente uniforme de flujo hacia los microcanales de proceso. El pie de proceso 106 proporciona un paso para que el fluido fluya desde los microcanales de proceso de una manera rápida con una velocidad de flujo relativamente alta. La composición de reactivo fluye hacia el reactor de microcanales 100 a través del cabezal del reactivo 104, como lo indica la flecha direccional 112. La composición de reactivo puede precalentarse antes de ingresar en el cabezal del reactor 104. La composición de reactivo fluye a través de los microcanales de proceso en el núcleo del reactor de microcanales 102 en contacto con el catalizador y reacciona para formar el producto deseado. En una realización, el flujo de la composición de reactivo y el producto a través del núcleo del reactor 102 es en dirección vertical, desde la parte superior del núcleo del reactor 102 hasta su parte inferior. El producto y, en una realización, los componentes sin reaccionar de la composición de reactivo, fluyen desde el núcleo del reactor 102 a través del pie del producto 106 y salen del pie del producto 106, como indica la flecha direccional 114. Aunque una ventaja del proceso de la invención es que se puede obtener un alto nivel de conversión de CO con un paso a través de los microcanales de proceso, en una realización, los componentes sin reaccionar de la composición de reactivo o una parte de estos se pueden reciclar a través de los microcanales de proceso en contacto con el catalizador. Los componentes sin reaccionar de la composición de reactivo que se reciclan a través de los microcanales de proceso se pueden reciclar una cantidad infinita de veces, por ejemplo, una, dos, tres, cuatro veces, etc. Un fluido de intercambio de calor fluye hacia el cabezal de intercambio de calor 108, como indica la flecha direccional 116, y desde el cabezal de intercambio de calor 108 a través de los canales de intercambio de calor en el núcleo del reactor de microcanales 102 hasta el pie de intercambio de calor 110 y fuera del pie de intercambio de calor 110, como indica la flecha direccional 118. El reactor de microcanales 100 se emplea junto con recipientes de almacenamiento, bombas, válvulas, dispositivos de control de flujo y similares, que no se muestran en los dibujos, pero serían evidentes para los entendidos en la técnica.

En una realización, el núcleo del reactor de microcanales 102 puede contener capas de microcanales de proceso y microcanales de intercambio de calor alineados uno al lado del otro. La FIG. 3 muestra un ejemplo de dichas capas

de microcanales Con referencia a la FIG. 3, las capas de microcanales de proceso 130 y las capas de microcanales de intercambio de calor 150 se apilan una al lado de la otra para proporcionar la unidad de repetición 170. La capa de microcanales 130 proporciona el flujo de reactivo y producto. La capa de microcanales 150 proporciona el flujo de fluido de intercambio de calor.

5 La capa de microcanales 130 contiene una pluralidad de microcanales 132 alineados en paralelo, cada microcanal de proceso 132 se extiende en dirección vertical a lo largo de la capa de microcanales 130 desde el extremo 134 hasta el extremo 136, y los microcanales de proceso 132 se extienden a lo largo del ancho de la capa de microcanales 130 desde el extremo 138 hasta el extremo 140. Las tiras de unión 142 y 144 se colocan en los extremos 138 y 140, respectivamente, de la capa de microcanales 130 para permitir la unión de la capa de microcanales 130 a las siguientes capas de intercambio de calor adyacentes 150. Los microcanales de proceso 132 contienen un catalizador en su interior. El flujo de reactivo y producto a través de los microcanales del proceso 132 puede ser en la dirección indicada por las flechas 146 y 148. Cada uno de los microcanales de proceso 132 puede tener una sección transversal que tenga cualquier forma, por ejemplo, un cuadrado, un rectángulo, un círculo, un semicírculo, etc. La altura interna de cada microcanal de proceso 132 puede considerarse como la brecha o distancia vertical u horizontal entre la capa de microcanales 130 y la siguiente capa de intercambio de calor adyacente 150. Cada microcanal de proceso 132 puede tener una altura interna de hasta aproximadamente 10 mm y en una realización, de hasta aproximadamente 6 mm; y en una realización, de hasta aproximadamente 4 mm; y en una realización, de hasta aproximadamente 2 mm. En una realización, la altura puede estar en el intervalo de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 10 mm; y en una realización, en el intervalo de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 6 mm; y en una realización, en el intervalo de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 4 mm; y en una realización, en el intervalo de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 2 mm. El ancho de cada uno de estos microcanales puede ser de cualquier dimensión, por ejemplo, hasta aproximadamente 3 metros; y en una realización, de aproximadamente 0,01 a aproximadamente 3 metros; y en una realización, de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 3 metros. La longitud de cada microcanal de proceso 132 puede ser de cualquier dimensión, por ejemplo, de hasta aproximadamente 10 metros; y en una realización, de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 10 metros; y en una realización, de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 6 metros; y en una realización, de 0,2 a aproximadamente 3 metros.

La capa de microcanales 150 contiene una pluralidad de microcanales de intercambio de calor 152 alineados en paralelo, cada microcanal de intercambio de calor 152 se extiende en dirección horizontal a lo largo del ancho de la capa de microcanales 150 desde el extremo 154 hasta el extremo 156, y los microcanales de intercambio de calor 152 se extienden a lo largo del largo de la capa de microcanales 130 desde el extremo 158 hasta el extremo 160 de la capa de microcanales 150. Las tiras de unión 162 y 164 se colocan en los extremos 154 y 156, respectivamente, de la capa de microcanales 150 para permitir la unión de la capa de microcanales 150 a las siguientes capas de proceso adyacentes 130. El fluido de intercambio de calor puede fluir a través de los microcanales de intercambio de calor 152 en la dirección indicada por las flechas 166 y 168. El flujo de fluido de intercambio de calor en la dirección indicada por las flechas 166 y 168 es contra corriente al flujo de reactivo y el producto que fluye a través de los microcanales de proceso 132, como indican las flechas 146 y 148. Alternativamente, los microcanales de intercambio de calor 152 podrían estar orientados para proporcionar un flujo del fluido de intercambio de calor a lo largo del ancho de la capa de microcanales 150 desde el extremo 158 hasta el extremo 160 o desde el extremo 160 hasta el extremo 158. En consecuencia, el flujo de fluido de intercambio de calor fluiría a través de los microcanales de proceso 132 en la misma dirección que el flujo de reactivo y producto o contra corriente. Cada uno de los microcanales de intercambio de calor 152 puede tener una sección transversal que tenga cualquier forma, por ejemplo, un cuadrado, un rectángulo, un círculo, un semicírculo, etc. La altura interna de cada microcanal de intercambio de calor 152 puede considerarse como la brecha o distancia vertical u horizontal entre la capa de microcanales de intercambio de calor 150 y la siguiente capa de microcanales adyacente 130. Cada uno de los microcanales de intercambio de calor 152 puede tener una altura interna de hasta aproximadamente 2 mm y en una realización, en el intervalo de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 2 mm; y en una realización, en el intervalo de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 1,5 mm. El ancho de cada uno de estos microcanales puede ser de cualquier dimensión, por ejemplo, hasta aproximadamente 3 metros, y en una realización, de aproximadamente 0,01 a aproximadamente 3 metros; y en una realización, de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 3 metros. La longitud de cada microcanal de intercambio de calor 152 puede ser de cualquier dimensión, por ejemplo, de hasta aproximadamente 10 metros; y en una realización, de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 10 metros; y en una realización, de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 6 metros; y en una realización, de 0,2 a aproximadamente 3 metros.

Alternativamente, los microcanales de proceso y los microcanales de intercambio de calor pueden estar alineados, como en la unidad de repetición 170a. La unidad de repetición 170a se ilustra en la FIG. 4. Con referencia a la FIG. 4, el microcanal de proceso 132 se ubica adyacente a la capa de microcanales 150 que contiene microcanales de intercambio de calor. Una pared común 171 separa el microcanal de proceso 132 de la capa de microcanales de intercambio de calor 150. El microcanal de proceso 132 contiene un catalizador 172. La composición de reactivo fluye hacia el lecho de catalizador 172 en el microcanal del proceso 132 y a través de él, en la dirección indicada por la flecha direccional 146, entra en contacto con el catalizador 172 y reacciona para formar el producto deseado. El producto y, en una realización, los componentes sin reaccionar de la composición de reactivo, salen del microcanal del proceso 132, como indica la flecha direccional 148. El fluido de intercambio de calor fluye a través de los microcanales de intercambio de calor 152 en una dirección contra corriente al flujo de la composición de reactivo y el producto a través del microcanal de proceso 132.

- Alternativamente, los microcanales de proceso y los microcanales de intercambio de calor pueden estar alineados, como en la unidad de repetición 170b. La unidad de repetición 170b que se ilustra en la FIG. 5 es idéntica a la unidad de repetición 170a ilustrada en la FIG. 4, con la excepción de que la capa de microcanales 150 gira 90° y el fluido de intercambio de calor que fluye a través del microcanal de intercambio de calor 152 fluye en la dirección indicada por las flechas de dirección 166a y 168a, que es contra corriente al flujo de la composición de reactivo y el producto a través del microcanal de proceso 132. Alternativamente, el fluido de intercambio de calor podría fluir en la dirección opuesta a la indicada por las flechas direccionales 166a y 168a y, por lo tanto, proporcionar el flujo de fluido de intercambio de calor a través del microcanal de intercambio de calor 152 en una dirección que se correspondería con la dirección de la composición de reactivo y el producto a través del microcanal de proceso 132.
- Alternativamente, los microcanales de proceso y los microcanales de intercambio de calor pueden estar alineados, como en la unidad de repetición 170c. La unidad de repetición 170c se ilustra en la FIG. 6. Con referencia a la FIG. 6, el microcanal de proceso 132a se ubica adyacente a la zona de intercambio de calor 151. La zona de intercambio de calor 151 contiene una pluralidad de microcanales de intercambio de calor 152 alineados en paralelo entre sí, y cada microcanal de intercambio de calor 152 se extiende a lo largo en un ángulo recto con respecto a la dirección longitudinal del microcanal de proceso 132a. La zona de intercambio de calor 151 tiene una longitud menor que el microcanal de proceso 132a. La zona de intercambio de calor 151 se extiende a lo largo desde la entrada 134a o cerca de ella hacia el microcanal de proceso 132a hasta un punto a lo largo de la longitud del microcanal de proceso 132a, cerca de la salida 136a hacia el microcanal de proceso 132a. En una realización, la longitud de la zona de intercambio de calor 151 es de hasta aproximadamente el 100% de la longitud del microcanal del proceso 132a; y en una realización, la longitud de la zona de intercambio de calor 151 es de aproximadamente el 5 a aproximadamente el 100% de la longitud del microcanal de proceso 132a; y en una realización, la longitud de la zona de intercambio de calor 151 es de aproximadamente el 5 a aproximadamente el 50% de la longitud del microcanal de proceso 132a; y en una realización, la longitud de la zona de intercambio de calor 151 es de aproximadamente el 50 a aproximadamente el 100% de la longitud del microcanal del proceso 132a. El ancho del microcanal de proceso 132a se expande o extiende en el área en dirección descendente respecto del extremo 153 de la zona de intercambio de calor 151. Esta disposición proporciona la ventaja del intercambio de calor (es decir, el enfriamiento) en la entrada 134a al microcanal de proceso 132a o cerca de ella, así como a partes del microcanal de proceso 132a en dirección descendente desde la entrada. El microcanal de proceso 132a contiene un catalizador 172. La composición de reactivo fluye hacia y a través del lecho de catalizador 172 en el microcanal del proceso 132a en la dirección indicada por la flecha direccional 146, entra en contacto con el catalizador 172 y reacciona para formar el producto deseado. El producto y, en una realización, los componentes sin reaccionar de la composición de reactivo, salen del microcanal del proceso 132a, como indica la flecha direccional 148. El fluido de intercambio de calor fluye a través de los microcanales de intercambio de calor 152 en una dirección contra corriente al flujo de la composición de reactivo y el producto a través del microcanal de proceso 132a.
- Alternativamente, los microcanales de proceso y los microcanales de intercambio de calor pueden estar alineados, como en la unidad de repetición 170d. La unidad de repetición 170d que se ilustra en la FIG. 7 es idéntica a la unidad de repetición 170c ilustrada en la FIG. 6, con la excepción de que la unidad de repetición 170d incluye una zona de intercambio de calor 151a adyacente al microcanal de proceso 132a en el lado opuesto al microcanal de proceso 132a desde la zona de intercambio de calor 151. La zona de intercambio de calor 151 contiene una pluralidad de microcanales de intercambio de calor 152a paralelos, que son del mismo tamaño y tienen el mismo diseño que los microcanales de intercambio de calor 152, o un tamaño y diseño similares a estos. La zona de intercambio de calor 151a se extiende a lo largo desde la entrada 134a o cerca de ella hacia el microcanal de proceso 132a hasta un punto a lo largo de la longitud del microcanal de proceso 132a, cerca de la salida 153 de la zona de intercambio de calor 151. La longitud de la zona de intercambio de calor 151a puede ser menor que la longitud de la zona de intercambio de calor 151. En una realización, la longitud de la zona de intercambio de calor 151a puede ser de hasta aproximadamente el 100% de la longitud del microcanal del proceso 132a; y en una realización, la longitud de la zona de intercambio de calor 151a es de aproximadamente el 5 a aproximadamente el 100% de la longitud del microcanal de proceso 132a; y en una realización, la longitud de la zona de intercambio de calor 151a es de aproximadamente el 5 a aproximadamente el 50% de la longitud del microcanal de proceso 132a; y en una realización, la longitud de la zona de intercambio de calor 151a es de aproximadamente el 50 a aproximadamente el 100% de la longitud del microcanal del proceso 132a. El ancho del microcanal de proceso 132a se expande en las áreas en forma descendente respecto de los extremos 153 y 153a de las zonas de intercambio de calor 151 y 151a, respectivamente. Esta disposición proporciona la ventaja del intercambio de calor (es decir, el enfriamiento) en la entrada 134a al microcanal de proceso 132a o cerca de ella, así como a partes del microcanal de proceso 132a en dirección descendente desde la entrada 134a. El uso de las dos zonas de intercambio de calor 151 y 151a permite un nivel relativamente alto de intercambio de calor en el área del microcanal de proceso 132a cerca de su entrada y un intercambio de calor relativamente moderado en el microcanal del proceso en dirección descendente desde un área cercana al extremo 153a de la zona de intercambio de calor 151a. El microcanal de proceso 132a contiene un catalizador 172. La composición de reactivo fluye hacia el lecho de catalizador 172 en el microcanal de proceso 132a y a través de él, en la dirección indicada por la flecha direccional 146, entra en contacto con el catalizador 172 y reacciona para formar el producto deseado. El producto y, en una realización, los componentes sin reaccionar de la composición de reactivo, salen del microcanal del proceso 132a, como indica la flecha direccional 148. El fluido de intercambio de calor fluye a través de los canales de intercambio de calor 151 y 151a en una dirección contra corriente al flujo de la composición de reactivo y el producto a través del microcanal de proceso 132a.

El lecho de catalizador se puede segregar en zonas de reacción separadas en los microcanales de proceso en la dirección del flujo a través de los microcanales de proceso. En cada zona de reacción, la longitud de una o más zonas de intercambio de calor adyacentes puede variar en sus dimensiones. Por ejemplo, en una realización, la longitud de una o más zonas de intercambio de calor adyacentes puede ser menor que aproximadamente el 50% de la longitud de cada zona de reacción. Alternativamente, las zonas de intercambio de calor pueden tener longitudes que superan aproximadamente el 50% de la longitud de cada zona de reacción hasta aproximadamente el 100% de la longitud de cada zona de reacción.

El número de microcanales en cada una de las capas de microcanales 130 y 150 puede ser cualquier número deseado, por ejemplo, uno, dos, tres, cuatro, cinco, seis, ocho, diez, cientos, miles, decenas de miles, cientos de miles, millones, etc. De forma similar, el número de unidades de repetición 170 (o 170a a 170d) de capas de microcanales en el núcleo del reactor de microcanales 102 puede ser cualquier número deseado, por ejemplo, uno, dos, tres, cuatro, seis, ocho, diez, cientos, miles, etc.

El reactor de microcanales 100, que incluye el núcleo del reactor de microcanales 102, puede estar hecho de cualquier material que proporcione suficiente resistencia, estabilidad dimensional y características de transferencia de calor para realizar el proceso de la invención. Entre los ejemplos de materiales adecuados se incluyen acero (por ejemplo, acero inoxidable, acero al carbono y similares), aluminio, titanio, níquel y aleaciones de cualquiera de los metales anteriores, plásticos (por ejemplo, resinas epoxi, resinas curadas con UV, resinas termoendurecibles y similares), monel, inconel, cerámica, vidrio, compuestos, cuarzo, silicio o una combinación de dos o más de estos. El reactor de microcanales puede fabricarse mediante técnicas conocidas, que incluyen el mecanizado por electrolisis por cable, el mecanizado convencional, el corte por láser, el mecanizado fotoquímico, el mecanizado electroquímico, el moldeo, el chorro de agua, el estampado, el grabado (por ejemplo, el grabado químico, fotoquímico o por plasma) y sus combinaciones. El reactor de microcanales se puede construir a partir de la formación de capas u hojas con porciones eliminadas que permiten el paso del flujo. Se puede ensamblar una pila de hojas mediante unión por difusión, soldadura por láser, soldadura por difusión y métodos similares para formar un dispositivo integrado. El reactor de microcanales tiene colectores, válvulas, conductos, etc. apropiados para controlar el flujo de la composición de reactivo y el producto y el flujo del fluido de intercambio de calor. Estos no se muestran en los dibujos, pero los entendidos en la técnica pueden proporcionarlos fácilmente.

La composición de reactivo comprende una mezcla de H_2 y CO . La mezcla puede denominarse gas de síntesis o sintegas. La relación molar de H_2 a CO puede variar de aproximadamente 0,8 a aproximadamente 10; y en una realización, de aproximadamente 0,8 a aproximadamente 5; y en una realización, de aproximadamente 1 a aproximadamente 3; y en una realización, de aproximadamente 1,5 a aproximadamente 3; y en una realización, de aproximadamente 1,8 a aproximadamente 2,5; y en una realización, de aproximadamente 1,9 a aproximadamente 2,2; y en una realización, de aproximadamente 2,05 a aproximadamente 2,10. La composición de reactivo también puede contener CO_2 y/o H_2O , así como hidrocarburos ligeros de 1 a aproximadamente 4 átomos de carbono; y en una realización, de 1 a aproximadamente 2 átomos de carbono. La composición de reactivo puede contener de aproximadamente el 5 a aproximadamente el 45% en volumen de CO ; y en una realización, de aproximadamente el 5 a aproximadamente el 20% en volumen de CO y aproximadamente el 55 a aproximadamente el 95% en volumen de H_2 ; y en una realización, de aproximadamente el 80 a aproximadamente 95% en volumen de H_2 . La concentración de CO_2 en la composición de reactivo puede ser de hasta aproximadamente el 60% en volumen; y en una realización, de aproximadamente el 5 a aproximadamente el 60% en volumen; y en una realización, de aproximadamente el 5 a aproximadamente el 40% en volumen. La concentración de H_2O en la composición de reactivo puede ser de hasta aproximadamente el 80% en volumen; y en una realización, de aproximadamente el 5 a aproximadamente el 80% en volumen; y en una realización, de aproximadamente el 5 a aproximadamente el 50% en volumen. La concentración de hidrocarburos livianos en la composición de reactivo puede ser de hasta aproximadamente el 80% en volumen; y en una realización, de aproximadamente el 1 a aproximadamente el 80% en volumen; y en una realización, de aproximadamente el 1 a aproximadamente el 50% en volumen. La composición de reactivo puede comprender productos gaseosos reciclados formados durante el proceso de la invención. La composición de reactivo puede comprender una corriente (por ejemplo, una corriente gaseosa) de otro proceso, como un proceso de reformado con vapor (corriente del producto con una relación molar de H_2/CO de aproximadamente 3), un proceso de oxidación parcial (corriente del producto con una relación molar de H_2/CO de aproximadamente 2), un proceso de reformado autotérmico (flujo de producto con una relación molar de H_2/CO de aproximadamente 2,5), un proceso de reformado con CO_2 (flujo de producto con una relación de molar de H_2/CO de aproximadamente 1), un proceso de gasificación de carbón (flujo de producto con una relación molar de H_2/CO de aproximadamente 1) y sus combinaciones.

La presencia de contaminantes como azufre, nitrógeno, halógeno, selenio, fósforo, arsénico y similares en la composición de reactivo puede ser indeseable. Por lo tanto, en una realización de la invención, los contaminantes anteriores pueden eliminarse de la composición de reactivo o tener sus concentraciones reducidas antes de realizar el proceso de la invención. Los entendidos en la técnica conocen bien las técnicas para eliminar estos contaminantes. Por ejemplo, se pueden utilizar lechos de ZnO para eliminar las impurezas de azufre. En una realización, el nivel de contaminantes en la composición de reactivo puede ser de hasta aproximadamente el 5% en volumen; y en una realización, de hasta el 1% en volumen; y en una realización, de hasta el 0,1% en volumen; y en una realización, de hasta el 0,5% en volumen.

El fluido de intercambio de calor puede ser cualquier fluido. Estos incluyen aire, vapor, agua en estado líquido, nitrógeno gaseoso, otros gases, que incluyen gases inertes, monóxido de carbono, sal fundida, aceites, como aceite mineral y fluidos de intercambio de calor como Dowtherm A y Therminol, proporcionados por Dow-Union Carbide.

5 El fluido de intercambio de calor puede comprender una corriente de la composición de reactivo. Esto puede proporcionar un proceso de precalentamiento y un aumento de la eficiencia térmica general del proceso.

10 En una realización, los canales de intercambio de calor comprenden canales de proceso en los que se produce un proceso endotérmico. Estos canales de proceso de intercambio de calor pueden ser microcanales. Entre los ejemplos de procesos endotérmicos que pueden producirse en los canales de intercambio de calor se incluyen reacciones de reformado con vapor y deshidrogenación. El reformado con vapor de un alcohol que se produce a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 200°C a aproximadamente 300°C es otro ejemplo de dicho proceso endotérmico. La incorporación de una reacción endotérmica simultánea para proporcionar un disipador térmico mejorado puede permitir un flujo de calor típico de una magnitud a penas por encima del flujo calorífico del enfriamiento por convección. El uso de reacciones exotérmicas y endotérmicas simultáneas para intercambiar calor en un reactor de microcanales se describe en la solicitud de patente de EE.UU. No. 10/222,196, presentada el 15 de agosto de 2002, que se incorpora a la presente a modo de referencia.

20 En una realización, el fluido de intercambio de calor experimenta un cambio de fase parcial o total a medida que fluye a través de los canales de intercambio de calor. Este cambio de fase proporciona una eliminación de calor adicional de los microcanales de proceso adicional a la eliminación provista por el enfriamiento por convección. Para un líquido de intercambio de calor que se vaporiza, el calor adicional que se transfiere desde los microcanales de proceso resultaría del calor latente de vaporización requerido por el líquido de intercambio de calor. Un ejemplo de dicho cambio de fase sería un aceite o agua que se somete a ebullición. En una realización, aproximadamente el 50% en peso del fluido de intercambio de calor se vaporiza.

25 El flujo de calor para el intercambio de calor por convección en el reactor de microcanales puede variar de aproximadamente 1 a aproximadamente 25 vatios por centímetro cuadrado del área de superficie de los microcanales de proceso (W/cm^2) en el reactor de microcanales; y en una realización, de aproximadamente 1 a aproximadamente 10 W/cm^2 . El flujo de calor para el cambio de fase o el intercambio de calor por reacción endotérmica simultánea puede variar de aproximadamente 1 a aproximadamente 250 W/cm^2 ; y en una realización, de aproximadamente 1 a aproximadamente 100 W/cm^2 , y en una realización, de aproximadamente 1 a aproximadamente 50 W/cm^2 ; y en una realización, de aproximadamente 1 a aproximadamente 25 W/cm^2 ; y en una realización, de aproximadamente 1 a aproximadamente 10 W/cm^2 .

30 El enfriamiento de los microcanales de proceso durante el proceso de la invención, en una realización, es ventajoso para controlar la selectividad hacia el producto principal o deseado debido al hecho de que dicho enfriamiento adicional reduce o elimina la formación de subproductos no deseados de reacciones paralelas no deseadas con mayores energías de activación. Como resultado de este enfriamiento, en una realización, la temperatura de la composición de reactivo en la entrada de los microcanales de proceso puede estar dentro de aproximadamente 200°C; y en una realización, dentro de aproximadamente 150°C; y en una realización, dentro de aproximadamente 100°C; y en una realización, dentro de aproximadamente 50°C; y en una realización, dentro de aproximadamente 25°C; y en una realización, dentro de aproximadamente 10°C de la temperatura del producto (o mezcla de producto y reactivos sin reaccionar) a la salida de los microcanales de proceso.

40 El catalizador puede comprender cualquier catalizador Fischer-Tropsch. El catalizador comprende al menos un metal catalíticamente activo o un óxido de dicho metal. En una realización, el catalizador comprende además un soporte catalítico. En una realización, el catalizador comprende además al menos un promotor. El metal catalíticamente activo puede comprender Co, Fe, Ni, Ru, Re, Os o una combinación de dos o más de estos. El material de soporte puede comprender alúmina, circonia, sílice, fluoruro de aluminio, alúmina fluorada, bentonita, ceria, óxido de zinc, sílice-alúmina, carburo de silicio, un tamiz molecular o una combinación de dos o más de estos. El material de soporte puede comprender un óxido refractario. El promotor puede comprender un metal del Grupo IA, IIA, IIIB o IVB u un óxido de este, un metal u óxido de metal de lantánido o un metal u óxido de metal de actínido. En una realización, el promotor es Li, B, Na, K, Rb, Cs, Mg, Ca, Sr, Ba, Sc, Y, La, Ac, Ti, Zr, La, Ac, Ce o Th o un óxido de estos o una mezcla de dos o más de estos. Entre los ejemplos de catalizadores que se pueden usar se incluyen los descritos en las patentes de EE.UU. No. 4,585,798; 5,036,032; 5,733,839; 6,075,062; 6,136,868; 6,262,131B1; 6,353,035B2; 6,368,997B2; 6,476,085B2; 6,451,864B1; 6,490,880B1; 6,537,945B2; 6,558,634B1 y las publicaciones de patentes de EE.UU. 2002/0028853A1; 2002/0188031A1 y 2003/0105171A1; estas patentes y publicaciones de patentes se incorporan a la presente a modo de referencia por sus divulgaciones de catalizadores Fischer-Tropsch y métodos para preparar dichos catalizadores.

55 El catalizador comprende Co y, opcionalmente, un cocatalizador y/o promotor, apoyados sobre un soporte, donde la carga de Co es al menos aproximadamente el 25% en peso; y en una realización, al menos aproximadamente el 28% en peso; y en una realización, al menos aproximadamente el 30% en peso; y en una realización, al menos aproximadamente el 32% en peso; y en una realización, al menos aproximadamente el 35% en peso; y en una realización, al menos aproximadamente el 40% en peso. En una realización, la carga de Co puede ser de aproximadamente el 25 a aproximadamente el 50% en peso; y en una realización, de aproximadamente el 28 a

- aproximadamente el 50% en peso; y en una realización, de aproximadamente el 30 a aproximadamente el 50% en peso; y en una realización, de aproximadamente el 32% a aproximadamente el 50% en peso. La dispersión de metal para el metal catalíticamente activo (es decir, Co, y, opcionalmente, un cocatalizador y/o promotor) del catalizador puede variar de aproximadamente el 1 a aproximadamente el 30%; y en una realización, de aproximadamente el 2 a aproximadamente el 20%; y en una realización, de aproximadamente el 3 a aproximadamente el 20%. El cocatalizador puede ser Fe, Ni, Ru, Re, Os o un óxido de estos o una mezcla de dos o más de estos. El promotor puede ser un metal del Grupo IA, IIA, IIIB o IVB u un óxido de este, un metal u óxido de metal de lantánido o un metal u óxido de metal de actínido. En una realización, el promotor es Li, B, Na, K, Rb, Cs, Mg, Ca, Sr, Ba, Sc, Y, La, Ac, Ti, Zr, La, Ac, Ce o Th o un óxido de estos o una mezcla de dos o más de estos. El cocatalizador se puede emplear a una concentración de hasta aproximadamente el 10% en peso en función del peso total del catalizador (es decir, el peso del catalizador, cocatalizador, promotor y soporte); y en una realización, de aproximadamente el 0,1 a aproximadamente el 5% en peso. El promotor se puede emplear a una concentración de hasta aproximadamente el 10% en peso en función del peso total del catalizador; y en una realización, de aproximadamente el 0,1 a aproximadamente el 5% en peso.
- 5 En una realización, el catalizador comprende Co y soportado por alúmina, donde la carga de Co es al menos aproximadamente el 25% en peso; y en una realización, al menos aproximadamente el 28% en peso; y en una realización, al menos aproximadamente el 30% en peso; y en una realización, al menos aproximadamente el 32% en peso; y en una realización, al menos aproximadamente el 3% en peso; y en una realización, al menos aproximadamente el 5%; y en una realización, al menos aproximadamente el 7%.
- 10 En una realización, el catalizador puede comprender una composición representada por la fórmula
- 20



- donde: M¹ es Fe, Ni, Ru, Re, Os o una mezcla de estos; y en una realización, M¹ es Ru o Re o una mezcla de estos; M² es Li, B, Na, K, Rb, Cs, Mg, Ca, Sr, Ba, Sc, Y, La, Ac, Ti, Zr, La, Ac, Ce o Th o una mezcla de estos; a es un número en el intervalo de cero a aproximadamente 0,5; en una realización, de cero a aproximadamente 0,2; b es un número en el intervalo de cero a aproximadamente 0,5; en una realización, de cero a aproximadamente 0,1; y x es el número de oxígenos necesarios para cumplir los requisitos de valencia de los elementos presentes.
- 25

- En una realización, el catalizador utilizado en el proceso de la invención se puede hacer mediante el uso de múltiples etapas de impregnación donde se realizan etapas de intercalcinación entre cada etapa de impregnación. El uso de este procedimiento, al menos en una realización, permite la formación de catalizadores con niveles de carga de metal catalítico y opcionalmente promotor que son más altos que con procedimientos donde no se emplean esas etapas de intercalcinación. En una realización, un metal catalítico (por ejemplo, Co) y opcionalmente cocatalizador (por ejemplo, Re o Ru) y/o promotor se cargan en un soporte (por ejemplo, Al₂O₃) mediante la siguiente secuencia de pasos: (A) impregnar el soporte con una composición que comprende un metal catalítico y opcionalmente un cocatalizador y/o promotor para proporcionar un producto catalítico intermedio; (B) calcinar el producto catalítico intermedio formado en la etapa (A); (C) impregnar el producto intermedio calcinado formado en (B) con otra composición que comprende un metal catalítico y opcionalmente un cocatalizador y/o promotor, para proporcionar otro producto catalítico intermedio; y (D) calcinar el otro producto catalítico intermedio formado en la etapa (C) para proporcionar el producto catalítico deseado. El metal catalítico y el co-catalizador y/o promotor opcional pueden impregnarse en el soporte mediante un proceso de impregnación de humedad incipiente. Las etapas (C) y (D) se pueden repetir una o más veces hasta que se logren la carga deseada de metal catalítico y un cocatalizador y/o promotor opcional. La composición que comprende el metal catalítico puede ser una solución de nitrato del metal, por ejemplo, una solución de nitrato de cobalto. El proceso puede continuar hasta que el metal catalítico (es decir, Co) alcance un nivel de carga de aproximadamente 20% en peso o más, y en una realización aproximadamente 25% en peso o más, y en una realización aproximadamente 28% en peso o más, y en una realización aproximadamente el 30% en peso o más, y en una realización aproximadamente el 32% en peso o más, y en una realización aproximadamente el 35% en peso o más, y en una realización aproximadamente el 37% en peso o más, y en una realización, aproximadamente el 40% en peso o más. Cada una de las etapas de calcinación puede comprender calentar el catalizador a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 100°C a aproximadamente 500°C, y en una realización, aproximadamente 100°C a aproximadamente 400°C, y en una realización aproximadamente 250 a aproximadamente 350°C durante aproximadamente 0,5 a aproximadamente 100 horas, y en una realización aproximadamente 0,5 a aproximadamente 24 horas, y en una realización aproximadamente 2 a aproximadamente 3 horas La temperatura puede aumentar hasta la temperatura de calcinación a una velocidad de aproximadamente 1-20°C/min. Las etapas de calcinación pueden ir precedidas por etapas de secado donde el catalizador se seca a una temperatura de aproximadamente 75 a aproximadamente 200°C, y en una realización de aproximadamente 75°C a aproximadamente 150°C, durante aproximadamente 0,5 a aproximadamente 100 horas, y en una realización, aproximadamente 0,5 a aproximadamente 24 horas. En una realización, el catalizador se puede secar durante aproximadamente 12 horas a aproximadamente 90°C y luego a aproximadamente 110-120°C durante aproximadamente 1-1,5 horas, y aumentar la temperatura desde 90°C a 110-120°C a una velocidad de aproximadamente 0,5-10°C/min.
- 30
- 35
- 40
- 45
- 50
- 55

- El catalizador utilizado en un reactor de microcanales puede tener cualquier tamaño y configuración geométrica que se ajuste a los microcanales de proceso. El catalizador puede estar en forma de sólidos particulados (por ejemplo, gránulos, polvo, fibras y similares) que tienen un diámetro medio de partículas de aproximadamente 1 a
- 60

aproximadamente 1000 μm (micras) y en una realización de aproximadamente 10 a aproximadamente 500 μm , y en una realización, aproximadamente 25 a aproximadamente 250 μm . En una realización, el catalizador está en forma de lecho fijo de sólidos particulados.

En una realización, el catalizador está en forma de lecho fijo de sólidos particulados, el diámetro medio de las partículas de los sólidos particulados del catalizador es relativamente pequeño y la longitud de cada microcanal de proceso es relativamente corta. El diámetro medio de partícula puede estar en el intervalo de aproximadamente 1 a aproximadamente 1000 μm , y en una realización, de aproximadamente 10 a aproximadamente 500 μm , y la longitud de cada microcanal de proceso puede estar en el intervalo de hasta aproximadamente 500 cm, y en una realización aproximadamente 10 a aproximadamente 500 cm, y en una realización aproximadamente 50 a aproximadamente 300 cm.

El catalizador puede apoyarse en una estructura de soporte porosa, como espuma, fieltro, rollo o una combinación de ellos. El término "espuma" se usa en el presente documento para referirse a una estructura con paredes continuas que definen poros en toda la estructura. El término "fieltro" se usa en el presente documento para referirse a una estructura de fibras con espacios intersticiales entre ellas. El término "rollo" se usa en el presente documento para referirse a una estructura de hebras enmarañadas, como lana de acero. El catalizador puede estar apoyado sobre una estructura de panal.

El catalizador puede apoyarse en una estructura de soporte de flujo, como un fieltro con un espacio adyacente, una espuma con un espacio adyacente, una estructura de aleta con espacios, un recubrimiento en cualquier sustrato insertado o una gasa que sea paralela a la dirección de flujo con un espacio correspondiente para el flujo. Un ejemplo de estructura de flujo se ilustra en la FIG. 8. En la FIG. 8, el catalizador 300 está dentro del microcanal de proceso 302. Un paso abierto 304 permite el flujo del fluido a través del microcanal de proceso 302 en contacto con el catalizador 300, como indican las flechas 306 y 308.

El catalizador puede apoyarse en una estructura de soporte de flujo continuo, como espuma, rollo, gránulo, polvo o gasa. Un ejemplo de estructura de flujo continuo se ilustra en la FIG. 9. En la FIG. 9, el catalizador de flujo continuo 310 está dentro del microcanal de proceso 312 y el fluido fluye a través del catalizador 310, como indican las flechas 314 y 316.

La estructura de soporte para un catalizador de flujo continuo se puede formar a partir de un material que comprende gel de sílice, cobre espumado, fibra de acero inoxidable sinterizada, lana de acero, alúmina, poli (metacrilato de metilo), polisulfonato, poli (tetrafluoroetileno), hierro, esponja de níquel, nailon, difluoruro de polivinilideno, polipropileno, polietileno, etilcetona de polietileno, alcohol polivinílico, acetato de polivinilo, poliácido, polimetilmetacrilato, poliestireno, sulfuro de polifenileno, polisulfona, polibutileno, o una combinación de dos o más de ellos. En una realización, la estructura de soporte puede estar hecha de un material conductor del calor, como un metal, para mejorar la transferencia de calor lejos del catalizador.

El catalizador puede recubrirse directamente en las paredes interiores de los microcanales de proceso, crecer en las paredes desde la solución o recubrirse in situ sobre una estructura de aleta. El catalizador puede estar en forma de una sola pieza de material poroso contiguo o muchas piezas en contacto físico. En una realización, el catalizador puede comprender un material contiguo y tiene una porosidad contigua tal que las moléculas pueden difundirse a través del catalizador. En esta realización, los fluidos fluyen a través del catalizador en lugar de a su alrededor. En una realización, el área de la sección transversal del catalizador ocupa aproximadamente del 1 al 99%, y en una realización de aproximadamente 10 a aproximadamente 95% del área de la sección transversal de los microcanales de proceso. El catalizador puede tener un área superficial, medida por BET, mayor que aproximadamente 0,5 m^2/g , y en una realización mayor que aproximadamente 2 m^2/g .

El catalizador puede comprender un soporte poroso, una capa interfacial sobre el soporte poroso y un material catalizador sobre la capa interfacial. La capa interfacial puede ser una solución depositada sobre el soporte o puede ser depositada por deposición química de vapor o deposición física de vapor. En una realización, el catalizador tiene un soporte poroso, una capa buffer, una capa interfacial y un material catalizador. Cualquiera de las capas anteriores puede ser continua o discontinua, como en forma de puntos o en forma de una capa con huecos o agujeros.

El soporte poroso puede tener una porosidad de al menos aproximadamente el 5% medido por porosimetría de mercurio y un tamaño de poro promedio (suma de los diámetros de poros dividido por la cantidad de poros) de aproximadamente 1 a aproximadamente 1000 μm . El soporte poroso puede ser una cerámica porosa o una espuma metálica. Otros soportes porosos que pueden utilizarse incluyen carburos, nitruros y materiales compuestos. El soporte poroso puede tener una porosidad de aproximadamente 30% a aproximadamente 99% y en una realización de aproximadamente 60% a aproximadamente 98%. El soporte poroso puede estar en forma de espuma, fieltro, rollo o una combinación de ellos. Las celdas abiertas de la espuma de metal pueden estar en el intervalo de aproximadamente 20 poros por pulgada (ppi) y aproximadamente 3000 ppi, y en una realización aproximadamente 20 a aproximadamente 1000 ppi, y en una realización aproximadamente 40 a aproximadamente 120 ppi. El término "ppi" se refiere a la mayor cantidad de poros por pulgada (en materiales isotrópicos la dirección de la medición es irrelevante; sin embargo, en materiales anisotrópicos, la medición se realiza en la dirección que maximiza la cantidad de poros).

La capa buffer, cuando está presente, puede tener una composición y/o densidad diferentes a las del soporte poroso y las capas interfaciales, y en una realización tiene un coeficiente de expansión térmica que es un valor intermedio entre los coeficientes de expansión térmica del soporte poroso y la capa interfacial. La capa buffer puede ser un óxido metálico o carburo metálico. La capa buffer puede estar compuesta por Al_2O_3 , TiO_2 , SiO_2 , ZrO_2 o una combinación de ellos. El Al_2O_3 puede ser $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$, $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ o una combinación de ellos. El $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ ofrece la ventaja de una excelente resistencia a la difusión de oxígeno. La capa buffer puede estar formada por dos o más subcapas de composición diferente. Por ejemplo, cuando el soporte poroso es de metal, por ejemplo, una espuma de acero inoxidable, se puede usar una capa buffer formada por dos subcapas de composición diferente. La primera subcapa (en contacto con el soporte poroso) puede ser TiO_2 . La segunda subcapa puede ser $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ que se coloca sobre el TiO_2 . En una realización, la subcapa $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ es una capa densa que proporciona protección de la superficie metálica subyacente. Una capa interfacial menos densa y de gran superficie, como alúmina, puede entonces depositarse como soporte para una capa catalíticamente activa.

El soporte poroso puede tener un coeficiente térmico de expansión diferente al de la capa interfacial. En ese caso, puede ser necesaria una capa buffer para la transición entre los dos coeficientes de expansión térmica. El coeficiente de expansión térmica de la capa buffer se puede adaptar mediante el control de su composición para obtener un coeficiente de expansión que sea compatible con los coeficientes de expansión del soporte poroso y las capas interfaciales. La capa buffer debe estar libre de aberturas y agujeros para proporcionar una protección superior del soporte subyacente. La capa buffer puede ser no porosa. La capa buffer puede tener un grosor que sea menor que la mitad del tamaño de poro promedio del soporte poroso. La capa buffer puede tener un espesor de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 10 μm , y en una realización, de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 5 μm .

En una realización de la invención, la adhesión adecuada y la estabilidad química pueden obtenerse sin una capa buffer. En esta realización, la capa buffer puede omitirse.

La capa interfacial puede comprender nitruros, carburos, sulfuros, haluros, óxidos metálicos, carbono o una combinación de ellos. La capa interfacial proporciona una superficie alta y/o proporciona una interacción deseable de soporte de catalizador para catalizadores soportados. La capa interfacial puede estar compuesta de cualquier material que se use convencionalmente como soporte de catalizador. La capa interfacial puede estar compuesta de un óxido metálico. Los ejemplos de óxidos metálicos que se pueden usar incluyen $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$, SiO_2 , ZrO_2 , TiO_2 , óxido de tungsteno, óxido de magnesio, óxido de vanadio, óxido de cromo, óxido de manganeso, óxido de hierro, óxido de níquel, óxido de cobalto, óxido de cobre, óxido de zinc, óxido de molibdeno, óxido de estaño, óxido de calcio, óxido de aluminio, óxido/s de la serie del lantano, zeolita/s y combinaciones de ellos. La capa interfacial puede servir como capa catalíticamente activa sin ningún otro material catalíticamente activo depositado sobre ella. Generalmente, sin embargo, la capa interfacial se usa en combinación con una capa catalíticamente activa. La capa interfacial puede también estar formada por dos o más subcapas de composición diferente. La capa interfacial puede tener un grosor que sea menor que la mitad del tamaño de poro promedio del soporte poroso. El grosor de la capa interfacial puede estar en el intervalo de aproximadamente 0,5 y aproximadamente 100 μm , y en una realización de aproximadamente 1 y aproximadamente 50 μm . La capa interfacial puede ser cristalina o amorfa. La capa interfacial puede tener una superficie BET de al menos aproximadamente 1 m^2/g .

El catalizador puede depositarse sobre la capa interfacial. Como alternativa, el material catalizador puede depositarse simultáneamente con la capa interfacial. La capa de catalizador se puede dispersar íntimamente en la capa interfacial. El hecho de que la capa de catalizador esté "dispersada" o "depositada sobre" la capa interfacial incluye el entendimiento convencional de que las partículas microscópicas de catalizador están dispersas: en la superficie de la capa de soporte (es decir, la capa interfacial), en las grietas de la capa de soporte y en los poros abiertos en la capa de soporte.

El catalizador puede apoyarse en un montaje de una o más aletas ubicadas dentro de los microcanales de proceso. Los ejemplos se ilustran en las FIGS. 10-12. En la FIG. 10, el montaje de aletas 320 incluye aletas 322 que están montadas en el soporte de aletas 324 que se superpone a la pared de base 326 del microcanal de proceso 328. Las aletas 322 se proyectan desde el soporte de aletas 324 hacia el interior del microcanal de proceso 328. Las aletas 322 se extienden y pueden entrar en contacto con la superficie interior de la pared superior 330 del microcanal de proceso 328. Los canales de aleta 332 entre las aletas 322 proporcionan pasos para que el fluido fluya a través del microcanal de proceso 328 en paralelo a su longitud. Cada una de las aletas 322 tiene una superficie exterior en cada uno de sus lados, la cual proporciona una base de soporte para el catalizador. Con el proceso de la invención, los flujos de la composición de reactivo fluyen a través de los canales de aletas 332, entra en contacto con el catalizador apoyado en la superficie exterior de las aletas 322 y reacciona para formar el producto. El montaje de aletas 320a ilustrado en la FIG. 11 es similar al montaje de aletas 320a ilustrado en la FIG. 10, excepto que las aletas 322a no se extienden hasta la superficie interior de la pared superior 330 del microcanal 328. El montaje de aletas 320b ilustrado en la FIG. 12 es similar al montaje de aletas 320a ilustrado en la FIG. 10, excepto que las aletas 322b en el montaje de aletas 320b tienen formas de sección transversal en forma de trapecios. Cada una de las aletas puede tener una altura en el intervalo de aproximadamente 0,02 mm y la altura del microcanal de proceso 328, y en una realización de aproximadamente 0,02 a aproximadamente 10 mm, y en una realización de aproximadamente 0,02 a aproximadamente 5 mm, y en una realización de aproximadamente 0,02 a aproximadamente 2 mm. El ancho de cada aleta puede estar en el intervalo de aproximadamente 0,02 y aproximadamente 5 mm, y en una realización de aproximadamente 0,02 a aproximadamente 2 mm y en una realización de aproximadamente 0,02 a aproximadamente

1 mm. La longitud de cada aleta puede ser de cualquier longitud hasta la longitud del microcanal de proceso 328, y en una realización hasta aproximadamente 10 m, y en una realización aproximadamente 0,5 a aproximadamente 10 m, y en una realización aproximadamente 0,5 a aproximadamente 6 m, y en una realización aproximadamente 0,5 a aproximadamente 3 m. El espacio entre cada una de las aletas puede ser de cualquier valor y estar en el intervalo de aproximadamente 0,02 y aproximadamente 5 mm, y en una realización entre aproximadamente 0,02 y aproximadamente 2 mm, y en una realización entre aproximadamente 0,02 y aproximadamente 1 mm. La cantidad de aletas en el microcanal de proceso 328 puede estar en el intervalo de aproximadamente 1 y aproximadamente 50 aletas por centímetro de ancho del microcanal de proceso 328, y en una realización de aproximadamente 1 a aproximadamente 30 aletas por centímetro, y en una realización de aproximadamente 1 a aproximadamente 10 aletas por centímetro, y en una realización de aproximadamente 1 a aproximadamente 5 aletas por centímetro, y en una realización de aproximadamente 1 a aproximadamente 3 aletas por centímetro. Cada una de las aletas puede tener una sección transversal en forma de rectángulo o cuadrado como se ilustra en las FIGS. 10 u 11, o de trapecio como se ilustra en la FIG. 12. En una vista longitudinal, cada aleta puede ser recta, cónica o tener una configuración de serpentina. El montaje de aletas puede estar hecho de cualquier material que proporcione resistencia, estabilidad dimensional y características de transferencia de calor suficientes para la operación a la cual está destinado el microcanal de proceso. Estos materiales incluyen: acero (por ejemplo, acero inoxidable, acero al carbono y similares); monel; inconel; aluminio; titanio; níquel; platino; rodio; cobre; cromo; latón; aleaciones de cualquiera de los metales anteriores; polímeros (por ejemplo, resinas termoestables); cerámica; vidrio; compuestos que comprenden uno o más polímeros (por ejemplo, resinas termoestables) y fibra de vidrio; cuarzo; silicio; o una combinación de dos o más de ellos. El montaje de aletas puede estar hecho de un material formador de Al_2O_3 , como una aleación que comprende Fe, Cr, Al e Y, o un material formador de Cr_2O_3 , como una aleación de Ni, Cr y Fe.

En una realización, el catalizador puede ser regenerado. Esto se puede hacer al dejar fluir un fluido de regeneración a través de los microcanales de proceso en contacto con el catalizador. El fluido de regeneración puede comprender hidrógeno o una corriente de hidrógeno diluido. El diluyente puede comprender nitrógeno, argón, helio, metano, dióxido de carbono, vapor o una mezcla de dos o más de ellos. El fluido de regeneración puede fluir desde la parte superior 104 a través de los microcanales de proceso y hacia la parte inferior 106, o en la dirección opuesta desde la parte inferior 106 a través de los microcanales de proceso hasta la parte superior 104. La temperatura del fluido de regeneración puede ser de aproximadamente 50 a aproximadamente 400°C, y en una realización, de aproximadamente 200 a aproximadamente 350°C. La presión dentro de los microcanales de proceso durante esta etapa de regeneración puede estar en el intervalo de aproximadamente 1 a aproximadamente 40 atmósferas, y en una realización de aproximadamente 1 y aproximadamente 20 atmósferas, y en una realización de aproximadamente 1 y aproximadamente 5 atmósferas. El tiempo de residencia para el fluido de regeneración en los microcanales de proceso puede estar en el intervalo de aproximadamente 0,01 y aproximadamente 1.000 segundos, y en una realización de aproximadamente 0,1 segundos y aproximadamente 100 segundos.

En una realización, los microcanales de proceso pueden caracterizarse por tener una trayectoria de flujo masivo. El término "trayectoria de flujo masivo" se refiere a una trayectoria abierta (región de flujo masivo contiguo) dentro de los microcanales de proceso. Una región de flujo masivo contiguo permite un flujo rápido de fluido a través de los microcanales sin grandes caídas de presión. En una realización, el flujo de fluido en la región de flujo masivo es laminar. Las regiones de flujo masivo dentro de cada microcanal de proceso pueden tener un área de sección transversal de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 10.000 mm², y en una realización de aproximadamente 0,05 a aproximadamente 5.000 mm², y en una realización de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 2.500 mm². Las regiones de flujo masivo pueden comprender de aproximadamente 5% a aproximadamente 95%, y en una realización, de aproximadamente 30% a aproximadamente 80% de la sección transversal de los microcanales de proceso.

El tiempo de contacto de los reactivos con el catalizador dentro de los microcanales de proceso puede variar hasta aproximadamente 2.000 milisegundos (ms), y en una realización de aproximadamente 10 ms a aproximadamente 1000 ms, y en una realización de aproximadamente 20 ms a aproximadamente 500 ms. En una realización, el tiempo de contacto puede variar hasta aproximadamente 300 ms, y en una realización desde aproximadamente 20 a aproximadamente 300 ms, y en una realización desde aproximadamente 50 hasta aproximadamente 150 ms, y en una realización desde aproximadamente 75 hasta aproximadamente 125 ms, y en una realización aproximadamente 100 ms.

La velocidad espacial (o velocidad espacial horaria del gas (GHSV)) para el flujo de la composición de reactivo y el producto a través de los microcanales de proceso puede ser de al menos aproximadamente 1000 hr⁻¹ (litros normales de alimentación/hora/litro de volumen dentro de los microcanales de proceso) o al menos aproximadamente 800 ml de alimentación/(g de catalizador) (hr). La velocidad espacial puede estar en el intervalo de aproximadamente 1000 y aproximadamente 1.000.000 hr⁻¹, o de aproximadamente 800 y aproximadamente 800.000 ml de alimentación/(g catalizador) (hr). En una realización, la velocidad espacial puede estar en el intervalo de aproximadamente 10.000 y aproximadamente 100.000 hr⁻¹, o de aproximadamente 8.000 y aproximadamente 80.000 ml de alimentación/(g catalizador) (hr).

La temperatura de la composición de reactivo que ingresa a los microcanales de proceso está en el intervalo de aproximadamente 150°C y aproximadamente 270°C, y en una realización de aproximadamente 180°C y aproximadamente 250°C, y en una realización de aproximadamente 180°C y aproximadamente 220°C.

ES 2 718 319 T3

La temperatura de la composición de reactivo y el producto dentro de los microcanales de proceso está en el intervalo de aproximadamente 200°C y aproximadamente 300°C, y en una realización de aproximadamente 220°C y aproximadamente 270°C, y en una realización de aproximadamente 220°C y aproximadamente 250°C.

- 5 La temperatura del producto dentro de los microcanales de proceso está en el intervalo de aproximadamente 200°C y aproximadamente 300°C, y en una realización de aproximadamente 220°C y aproximadamente 270°C, y en una realización de aproximadamente 220°C y aproximadamente 250°C.

- 10 La presión dentro de los microcanales de proceso puede ser al menos aproximadamente 5 atmósferas, y en una realización al menos aproximadamente 10 atmósferas, y en una realización al menos aproximadamente 15 atmósferas, y en una realización al menos aproximadamente 20 atmósferas, y en una realización al menos aproximadamente 25 atmósferas, y en una realización al menos aproximadamente 30 atmósferas. En una realización, la presión puede estar en el intervalo de aproximadamente 5 y aproximadamente 50 atmósferas, y en una realización de aproximadamente 10 y aproximadamente 50 atmósferas, y en una realización de aproximadamente 10 y aproximadamente 30 atmósferas, y en una realización de aproximadamente 10 y aproximadamente 25 atmósferas, y en una realización de aproximadamente 15 y aproximadamente 25 atmósferas.

- 15 La caída de presión de los reactivos y/o productos a medida que fluyen a través de los microcanales de proceso puede estar en el intervalo de aproximadamente 10 atmósferas por metro de longitud del microcanal de proceso (atm/m), y en una realización hasta aproximadamente 5 atm/m, y en una realización hasta aproximadamente 3 atm/m.

- 20 La composición de reactivo que entra en los microcanales de proceso está típicamente en forma de vapor, mientras que el producto que sale de los microcanales de proceso puede estar en forma de vapor, líquido o una mezcla de vapor y líquido. El Número de Reynolds para el flujo de vapor a través de los microcanales del proceso puede estar en el intervalo de aproximadamente 10 y aproximadamente 4.000, y en una realización, de aproximadamente 100 y aproximadamente 2.000. El Número de Reynolds para el flujo de líquido a través de los microcanales del proceso puede estar en el intervalo de aproximadamente 10 y aproximadamente 4.000, y en una realización, de aproximadamente 100 y aproximadamente 2.000.

- 25 El fluido de intercambio de calor que ingresa en los canales de intercambio de calor puede estar a una temperatura de aproximadamente 150°C a aproximadamente 300°C, y en una realización, de aproximadamente 150°C a aproximadamente 270°C. El fluido de intercambio de calor que sale de los canales de intercambio de calor puede estar a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 220°C y aproximadamente 270°C, y en una realización, aproximadamente de 230°C y aproximadamente 250°C. El tiempo de residencia del fluido de intercambio de calor en los canales de intercambio de calor puede estar en el intervalo de aproximadamente 50 y aproximadamente 5.000 ms, y en una realización de aproximadamente 100 y aproximadamente 1.000 ms. La caída de presión para el fluido de intercambio de calor a medida que fluye a través de los canales de intercambio de calor puede estar en el intervalo de aproximadamente 10 atm/m, y en una realización de aproximadamente 1 y aproximadamente 10 atm/m, y en una realización de aproximadamente 2 y aproximadamente 5 atm/m. El fluido de intercambio de calor puede estar en forma de vapor, líquido o mezcla de vapor y líquido. El Número de Reynolds para el flujo de vapor a través de los canales de intercambio de calor puede estar en el intervalo de aproximadamente 10 y aproximadamente 4.000, y en una realización, de aproximadamente 100 y aproximadamente 2.000. El Número de Reynolds para el flujo de líquido a través de los canales de intercambio de calor puede estar en el intervalo de aproximadamente 10 y aproximadamente 4.000, y en una realización, de aproximadamente 100 y aproximadamente 2.000.

- 40 La conversión de CO puede ser aproximadamente 40% o más por ciclo, y en una realización aproximadamente 50% o más, y en una realización aproximadamente 55% o más, y en una realización aproximadamente 60% o más, y en una realización aproximadamente 65% o más, y en una realización aproximadamente 70% o más. El término "ciclo" se usa en el presente documento para referirse a un solo pasaje de los reactivos a través de los microcanales de proceso.

- 45 La selectividad al metano en el producto puede ser aproximadamente 25% o menos, y en una realización aproximadamente 20% o menos, y en una realización aproximadamente 15% o menos, y en una realización aproximadamente 12% o menos, y en una realización aproximadamente 10% o menos.

El rendimiento del producto puede ser aproximadamente 25% o más por ciclo, y en una realización aproximadamente 30% o más, y en una realización aproximadamente 40% o más por ciclo.

- 50 En una realización, la conversión de CO es al menos aproximadamente 50%, la selectividad al metano es aproximadamente 15% o menos, y el rendimiento del producto es al menos aproximadamente 35% por ciclo.

- 55 El producto formado por el proceso de la invención puede comprender una fracción de producto gaseoso y una fracción de producto líquido. La fracción del producto gaseoso puede incluir hidrocarburos que hierven por debajo de aproximadamente 350°C a presión atmosférica (por ejemplo, gases de cola a través de destilados medios). La fracción de producto líquido (la fracción de condensado) puede incluir hidrocarburos que hierven por encima de aproximadamente 350°C (por ejemplo, gasóleo al vacío a través de parafinas pesadas).

La fracción de producto que hierve por debajo de aproximadamente 350°C puede separarse en una fracción de gas

de cola y una fracción de condensado, por ejemplo, parafinas normales de aproximadamente 5 a aproximadamente 20 átomos de carbono e hidrocarburos de mayor punto de ebullición, mediante el uso de, por ejemplo, un separador vapor-líquido de alta presión y/o baja temperatura, o separadores de baja presión o una combinación de separadores. La fracción que hierve por encima de aproximadamente 350°C (la fracción de condensado) se puede separar en una

5 fracción de cera en ebullición en el intervalo de aproximadamente 350°C y aproximadamente 650°C después de eliminar una o más fracciones que hierven por encima de aproximadamente 650°C. La fracción de cera puede contener parafinas lineales de aproximadamente 20 a aproximadamente 50 átomos de carbono con cantidades relativamente pequeñas de parafinas ramificadas de mayor ebullición. La separación puede efectuarse mediante destilación fraccionada.

10 El producto formado por el proceso de la invención puede incluir metano, cera y otros productos pesados de alto peso molecular. El producto puede incluir olefinas, como etileno, normal e iso-parafinas, y combinaciones de ellos. Pueden incluir hidrocarburos en los rangos de combustible destilado, incluidos los rangos de combustible jet o diesel.

La ramificación puede ser ventajosa en varios usos finales, particularmente cuando se desean mayores valores de octano y/o menores puntos de fluidez. El grado de isomerización puede ser mayor que aproximadamente 1 mol de isoparafina por mol de n-parafina, y en una realización, aproximadamente 3 moles de isoparafina por mol de n-parafina. Cuando se usa en una composición de combustible diesel, el producto puede comprender una mezcla de hidrocarburos que tiene un índice de cetano de al menos aproximadamente 60.

15

Comercialmente, los productos de mayor peso molecular, por ejemplo, ceras, pueden aislarse y usarse directamente, o reaccionar para formar productos de menor peso molecular. Por ejemplo, los productos de alto peso molecular pueden estar hidrocraqueados para proporcionar productos de menor peso molecular, lo que aumenta el rendimiento de los combustibles líquidos. El hidrocraqueo es a un proceso catalítico, generalmente llevado a cabo en presencia de hidrógeno libre, en el cual el craqueo de las moléculas de hidrocarburo más grandes es un objetivo principal de la operación. Los catalizadores utilizados en la realización de operaciones de hidrocraqueo son conocidos en la técnica; véase, por ejemplo, las patentes de los Estados Unidos Nos. 4.347.121 y 4.810.357, que se incorporan a la presente

20 a modo de referencia, por sus descripciones de hidrotratamiento, hidrocraqueo y catalizadores usados en cada proceso. El producto formado por el proceso de la invención puede procesarse adicionalmente para formar un aceite base lubricante o combustible diesel. Por ejemplo, el producto fabricado por el proceso de la invención se puede hidrocraquear y luego someter a destilación y/o isomerización catalítica para proporcionar un aceite base lubricante, combustible diesel y similares.

25

Los productos de hidrocarburos fabricados por el proceso de la invención se pueden hidroisomerizar mediante el proceso descrito en las patentes de los Estados Unidos Nos. 6,103,099 o 6,180,575; hidrocraquear e hidroisomerizar mediante el procedimiento descrito en las patentes de los Estados Unidos Nos. 4,943,672 o 6,096,940; desparafinar mediante el procedimiento descrito en la patente de los Estados Unidos Nos. 5,882,505 o hidroisomerizar y desparafinar mediante el procedimiento descrito en las patentes de los Estados Unidos Nos. 6.013.171, 6.080.301 o 6.165.949. Estas patentes se incorporan a la presente a modo de referencia por sus descripciones de procesos para el tratamiento de hidrocarburos sintetizados por el proceso Fischer-Tropsch y los productos resultantes fabricados a partir de esos procesos.

30

35

EJEMPLO 1

Se utiliza un proceso de impregnación múltiple para formar un catalizador Co/Re soportado en Al₂O₃. Se utilizan lotes separados de soluciones de impregnación (con diferentes concentraciones) para cada impregnación. La composición de cada solución de impregnación es la siguiente: La solución de impregnación A contiene un 31,0% en peso de nitrato de cobalto y un 2,8% en peso de ácido perrénico. La solución de impregnación B contiene un 29,8% en peso de nitrato de cobalto y un 2,7% en peso de ácido perrénico. La solución de impregnación C contiene un 38,7% en peso de nitrato de cobalto y un 3,5% en peso de ácido perrénico. La solución de impregnación D contiene un 40,7% en peso de nitrato de cobalto y un 3,6% en peso de ácido perrénico. Se utiliza la siguiente secuencia de pasos.

40

45

(1) El soporte de Al₂O₃ (1,0 gramos) se calcina a 650°C durante 1 hora. El soporte tiene un área de superficie de Brunauer-Emmett-Teller (BET) de 200 m²/g y un volumen de poros de Barrett-Joyner-Halenda (BJH) de 0,69 cm³/g.

(2) Se lleva a cabo una primera impregnación mediante el uso de 0,7 ml de la solución de impregnación A para proporcionar una carga total de 7,9% en peso de Co y 1,2% en peso de Re.

50 (3) El catalizador se seca a 90°C durante 12 horas y luego se calcina al aumentar la temperatura a 250°C a una velocidad de 5°C por minuto y luego se mantiene la temperatura a 250°C durante 2 horas.

(4) El catalizador de la etapa (3) tiene un área de superficie BET de 183 m²/g y un volumen de poro BJH de 0,57 cm³/g.

55 (5) Se lleva a cabo una segunda impregnación mediante el uso de 0,57 ml de la solución de impregnación B para proporcionar una carga total de 13% en peso de Co y 2,0% en peso de Re.

(6) El catalizador se seca a 90°C durante 12 horas y luego se calcina al aumentar la temperatura a 250°C a una

ES 2 718 319 T3

velocidad de 5°C por minuto y luego se mantiene la temperatura a 250°C durante 2 horas.

(7) El catalizador de la etapa (3) tiene un área de superficie BET de 162 m²/g y un volumen de poro BJH de 0,48 cm³/g.

5 (8) Se lleva a cabo una tercera impregnación mediante el uso de 0,48 ml de la solución de impregnación C para proporcionar una carga total de 19% en peso de Co y 2,9% en peso de Re.

(9) El catalizador se seca a 90°C durante 12 horas y luego se calcina al aumentar la temperatura a 250°C a una velocidad de 5°C por minuto y luego se mantiene la temperatura a 250°C durante 2 horas.

(10) El catalizador de la etapa (9) tiene un área de superficie BET de 144 m²/g y un volumen de poro BJH de 0,41 cm³/g.

10 (11) Se lleva a cabo una cuarta impregnación mediante el uso de 0,41 ml de la solución de impregnación D cuyo resultado es una carga total de 25% en peso de Co y 3,6% en peso de Re.

(12) El catalizador se seca a 90°C durante 12 horas y luego se calcina al aumentar la temperatura a 250°C a una velocidad de 5°C por minuto y luego se mantiene la temperatura a 250°C durante 2 horas.

(13) Se realiza una prueba de quimisorción y los resultados son 6,2% de dispersión de Co.

15 Los datos de volumen de poro y área de superficie recolectados en la síntesis antes mencionada se describen en la FIG. 10.

EJEMPLO 2

Se utiliza un solo lote de solución de impregnación para las siguientes impregnaciones. La solución de impregnación contiene una solución saturada de nitrato de cobalto a la que se agrega ácido perrénico. Se utiliza el siguiente procedimiento.

20

(1) El soporte de Al₂O₃ (1 gramo) se calcina a 650°C durante 1 hora. El soporte tiene un área de superficie BET de 200 m²/g y un volumen de poro BJH de 0,69 cm³/g.

(2) Se lleva a cabo una primera impregnación mediante el uso de 0,69 ml de la solución de impregnación para proporcionar una carga total de 11,0% en peso de Co y 1,7% en peso de Re.

25 (3) El catalizador se seca a 90°C durante 12 horas y luego se calcina al aumentar la temperatura a 250°C a una velocidad de 5°C por minuto y luego se mantiene la temperatura a 250°C durante 2 horas.

(4) Se asume que el volumen de poro es 0,52 cm³/g.

(5) Se lleva a cabo una segunda impregnación mediante el uso de 0,66 ml de la solución de impregnación para proporcionar una carga total de 18% en peso de Co y 2,8% en peso de Re.

30 (6) El catalizador se seca a 90°C durante 12 horas y luego se calcina al aumentar la temperatura a 250°C a una velocidad de 5°C por minuto y luego se mantiene la temperatura a 250°C durante 2 horas.

(7) Se asume que el volumen de poro es 0,435 cm³/g.

(8) Se lleva a cabo una tercera impregnación mediante el uso de 0,63 ml de la solución de impregnación para proporcionar una carga total de 24% en peso de Co y 3,6% en peso de Re.

35 (9) El catalizador se seca a 90°C durante 12 horas y luego se calcina al aumentar la temperatura a 250°C a una velocidad de 5°C por minuto y luego se mantiene la temperatura a 250°C durante 2 horas.

(10) Se asume que el volumen de poro es 0,39 cm³/g.

(11) Se lleva a cabo una cuarta impregnación mediante el uso de 0,61 ml de la solución de impregnación cuyo resultado es una carga total de 28% en peso de Co y 4,2% en peso de Re.

40 (12) El catalizador se seca a 90°C durante 12 horas y luego se calcina al aumentar la temperatura a 250°C a una velocidad de 5°C por minuto y luego se mantiene la temperatura a 250°C durante 2 horas.

(13) Una prueba de quimisorción indica una dispersión de Co del 6,3%. El catalizador tiene un área de superficie BET de 107 m²/g y un volumen de poro BJH de 0,28 cm³/g.

45 Las partes de la muestra de la síntesis anterior se utilizan para continuar la carga de Co al 35% y al 40% mediante el método anterior.

EJEMPLO 3

- Se lleva a cabo una reacción de Fisher-Tropsch en un reactor de microcanales. El reactor de microcanales contiene un microcanal de proceso. El microcanal de proceso tiene una altura de 0,51 mm, un ancho de 0,7 cm y una longitud de 5,1 cm. El microcanal de proceso contiene 0,2 gramos de un catalizador de Co/Re con Al_2O_3 como soporte. La relación molar de Co/Re es 21. El catalizador se prepara mediante un método de impregnación múltiple para lograr una carga del 30% en peso de Co, y una carga del 4,5% en peso de Re. La dispersión de metales en el catalizador es de 5,4%. El catalizador está en forma de sólidos particulados que tienen un tamaño de partícula en el intervalo de 177-250 micrones. Los sólidos se agrupan en el microcanal de proceso. El microcanal de proceso se enfría con un intercambiador de calor adyacente hasta que el gradiente de temperatura dentro del catalizador sea inferior a 5°C.
- El reactor funciona a 20 atmósferas con una GHSV de 12520 hr^{-1} que corresponde a 0,26 segundos de tiempo de contacto. A 224°C, la conversión de CO es de 50% y la selectividad del metano es de 10%. La presión aumenta a 35 atmósferas y la conversión de CO inicial aumenta a 65%, y la selectividad al metano se reduce a 6,8%. Los resultados se muestran en la FIG. 14. El análisis de una muestra de líquido/cera del producto indica que la probabilidad de crecimiento de la cadena es tan alta como 0,93.
- El proceso se realiza a diferentes presiones operativas que se encuentran en el intervalo de 10 y 40 atmósferas, pero a la misma temperatura (225°C) y tiempo de contacto (0,26 segundos). Los resultados se muestran en la FIG. 15. Los resultados indican que la selectividad del metano se reduce de 12% a 6,5% cuando la presión del sistema aumenta de 10 atmósferas a 40 atmósferas.
- El proceso se lleva a cabo a 250°C, y los resultados se indican en la FIG. 16. En la FIG. 16, el proceso logra una conversión de CO de 70% y la selectividad al metano es 10%.
- El proceso se repite, y se reduce el tiempo de contacto a 0,1 segundos ($\text{GHSV} = 33,180 \text{ hr}^{-1}$) a una presión de 35 atmósferas y una temperatura de 226°C. Los resultados se indican en la FIG. 17, que muestra una conversión de CO de 63% y una selectividad al metano de 10,5%.

EJEMPLO 4

- Se prueban dos catalizadores de 30% Co-4,5% Re/ Al_2O_3 en una reacción de síntesis mediante Fischer-Tropsch. Uno de los catalizadores se realiza mediante etapas de intercalcinación. El otro catalizador se realiza sin etapas de intercalcinación. El catalizador con etapas de intercalcinación se realiza mediante el siguiente procedimiento. Se impregna el soporte con suficiente nitrato de cobalto saturado y ácido perrénico en solución acuosa para llenar sus poros. El soporte impregnado luego se calienta a 90°C durante 14 horas, luego se calienta a 300° a 5°C/min y se mantiene a 300°C durante tres horas antes de dejar enfriar a temperatura ambiente. Este procedimiento se repite cuatro veces para lograr la carga deseada de Co y Re.
- El catalizador sin etapas de intercalcinación se realiza mediante el siguiente procedimiento. Se impregna el soporte con suficiente nitrato de cobalto saturado y ácido perrénico en solución acuosa para llenar sus poros. El soporte impregnado luego se calienta a 90°C y se mantiene a 90°C durante 14 horas antes de dejar enfriar a temperatura ambiente. Este procedimiento se repite cuatro veces para lograr la carga deseada de Co y Re. Después de la última etapa de impregnación, el catalizador se calienta a 350°C a una velocidad de 10°C por minuto y luego se mantiene a 350°C durante tres horas antes de dejar enfriar a temperatura ambiente.
- La reacción de Fischer-Tropsch se realiza en un reactor de microcanales que contiene 5 microcanales de proceso. Los microcanales de proceso tienen las siguientes dimensiones: 1,5 mm de altura, 0,635 cm de ancho y 2,54 cm de longitud. Cada microcanal de proceso contiene aproximadamente 0,15 gramos de catalizador. El catalizador tiene un tamaño de partícula en el intervalo de 150 y 250 micrones. Los microcanales de proceso se enfrían mediante un intercambiador de calor adyacente. La reacción se realiza mediante el uso de una composición de reactivo que contiene 63,89% en moles de hidrógeno, 32,1% en moles de monóxido de carbono y 4,01% en moles de nitrógeno. La presión del medidor de entrada es 20,4 atmósferas. El reactor se opera isotérmicamente a la temperatura indicada en la FIG. 18. La velocidad espacial horaria en peso para el monóxido de carbono (masa de monóxido de carbono alimentada por unidad de masa de catalizador por hora) es de 4,9. Los resultados se muestran en la FIG. 18.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para convertir una composición de reactivo que comprende H_2 y CO en un producto que comprende al menos un hidrocarburo alifático que tiene al menos 5 átomos de carbono, que comprende:
- 5 hacer fluir la composición de reactivo en un reactor de microcanales en contacto con un catalizador de Fischer-Tropsch y convertir la composición reactiva en el reactor de microcanales en el producto que tiene una selectividad a metano menor que 25% a una velocidad de al menos 0,5 gramos de hidrocarburo alifático que tiene al menos 5 átomos de carbono por gramo de catalizador por hora; el catalizador comprende Co soportado en un soporte, la carga de Co es de al menos el 25% en peso, el reactor de microcanales comprende una pluralidad de microcanales de proceso y una pluralidad de canales de intercambio de calor adyacentes a los microcanales de proceso; los microcanales de proceso y los canales de intercambio de calor se alinean en capas una encima de la otra o lado a lado, los canales de intercambio de calor son microcanales, los microcanales de proceso contienen el catalizador;
- 10 transferir calor de los microcanales de proceso a los canales de intercambio de calor, siendo suficiente la transferencia de calor de los microcanales de proceso a los canales de intercambio de calor para mantener la temperatura de la composición de reactivo y el producto dentro de los microcanales de proceso en el rango de $200^{\circ}C$ a $300^{\circ}C$; y
- 15 retirar el producto del reactor de microcanales;
- la velocidad espacial para el flujo de la composición de reactivo y el producto a través de los microcanales de proceso es de al menos 1000 hr^{-1} .
2. El proceso de la reivindicación 1, donde los microcanales de proceso y los canales de intercambio de calor están hechos de un material que comprende: acero; monel; inconel; aluminio; titanio; níquel; cobre; latón; una aleación de cualquiera de los metales anteriores; un polímero; cerámica; vidrio; un compuesto que comprende un polímero y fibra de vidrio; cuarzo; silicio; o una combinación de dos o más de ellos.
- 20 3. El proceso de la reivindicación 1, donde los canales de intercambio de calor comprenden una zona de intercambio de calor adyacente a al menos un microcanal de proceso, la dirección de calor del microcanal de proceso, la zona de intercambio de calor que se extiende longitudinalmente en la misma dirección que el microcanal de proceso, la longitud de la zona de intercambio de calor es más corta que la longitud del microcanal de proceso, el microcanal de proceso tiene una entrada y una salida, y la zona de intercambio de calor se encuentra en la entrada de microcanal de proceso.
- 25 4. El proceso de la reivindicación 1, donde los canales de intercambio de calor comprenden dos zonas de intercambio de calor adyacentes a al menos un microcanal del proceso, extendiéndose los canales de intercambio de calor a lo largo en ángulos rectos con respecto a la dirección longitudinal del microcanal del proceso; el microcanal del proceso tiene una entrada y una salida, las zonas de intercambio de calor se extienden a lo largo en la misma dirección que el microcanal del proceso, las longitudes de las zonas de intercambio de calor son más cortas que la longitud del microcanal del proceso y la longitud de una de las zonas de intercambio de calor es más corta que la longitud del circuito. En otra zona de intercambio de calor, las zonas de intercambio de calor se colocan en la entrada de microcanal del proceso.
- 30 5. El proceso de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, donde el reactor de microcanales tiene una entrada y una salida, el producto sale del reactor de microcanales a través de la salida, el producto se mezcla con componentes sin reaccionar de la composición de reactivo, y al menos parte de los componentes sin reaccionar de la composición de reactivo se reciclan a la entrada del reactor de microcanales.
- 35 6. El proceso de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, donde la composición de reactivo ingresa a los microcanales de proceso y el producto sale de los microcanales de proceso; la temperatura de la composición de reactivo que ingresa a los microcanales de proceso está dentro de $200^{\circ}C$ la temperatura del producto que sale de los microcanales de proceso.
- 40 7. El proceso de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, donde la composición de reactivo comprende además H_2O , CO_2 , un hidrocarburo de 1 a 4 átomos de carbono, o una mezcla de dos o más de estos.
- 45 8. El proceso de la reivindicación 1, donde un fluido de intercambio de calor está en los canales de intercambio de calor, el fluido de intercambio de calor experimenta un cambio de fase en los canales de intercambio de calor.
9. El proceso de la reivindicación 1, donde un proceso endotérmico, preferiblemente una reacción de reformado con vapor o una reacción de deshidrogenación, se lleva a cabo en los canales de intercambio de calor.
- 50 10. El proceso de la reivindicación 1, donde la composición de reactivo y el producto fluyen en el microcanal de proceso en una primera dirección, y un fluido de intercambio de calor fluye en los canales de intercambio de calor en una segunda dirección, y la segunda dirección es contra corriente, en la misma dirección o contra corriente de la primera dirección.
11. El proceso de la reivindicación 1, donde el fluido de intercambio de calor está en los canales de intercambio de calor, y el fluido de intercambio de calor comprende aire, vapor, agua líquida, dióxido de carbono, nitrógeno gaseoso,

un hidrocarburo gaseoso o un hidrocarburo líquido.

12. El proceso de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, donde el catalizador comprende una composición representada por la fórmula $CoM^1_a M^2_b O_x$

en donde

5 M^1 es Fe, Ni, Ru, Re, Os, o una mezcla de dos o más de estos;

M^2 es Li, B, Na, K, Rb, Cs, Mg, Ca, Sr, Ba, Sc, Y, La, Ac, Ti, Zr, La, Ac, Ce o Th, o una mezcla de dos o más de estos.

a es un número en el intervalo de cero a 0,5;

b es un número en el intervalo de cero a 0,5;

x es el número de oxígenos necesarios para cumplir con los requisitos de valencia de los elementos presentes.

10 **13.** El proceso de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, donde el catalizador comprende Co soportado sobre alúmina, siendo la carga de Co al menos 25% en peso y la dispersión de Co al menos 3%.

14. El proceso de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, donde el catalizador: tiene forma de sólidos particulados; está recubierto sobre un sustrato o las paredes interiores de los microcanales de proceso; crece en las paredes interiores de los microcanales de proceso de la solución; o está recubierto in situ sobre una estructura de aleta.

15 **15.** El proceso de cualquiera de las reivindicaciones anteriores donde el catalizador está soportado en: una estructura de soporte que tiene una configuración de flujo; una estructura de soporte que tiene una configuración de flujo con un espacio adyacente; una estructura de soporte que tiene una configuración de flujo continuo; o una estructura de soporte que tiene una configuración de serpentina.

20 **16.** El proceso de cualquiera de las reivindicaciones precedentes donde el catalizador está soportado sobre: una estructura de soporte que tiene una configuración de espuma, fieltro, rollo o aleta; una estructura de soporte que tiene una configuración de espuma con un espacio adyacente; una estructura de soporte que tiene una estructura de aleta con espacios; una estructura de soporte que tiene una configuración de gasa con un espacio para el flujo; o una combinación de dos o más de estos.

25 **17.** El proceso de cualquiera de las reivindicaciones precedentes donde el catalizador está soportado sobre una estructura de soporte en forma de un montaje de aleta que comprende al menos una aleta, preferiblemente una pluralidad de aletas espaciadas en paralelo.

18. El proceso de cualquiera de las reivindicaciones anteriores donde los microcanales de proceso tienen una trayectoria de flujo en masa que comprende del 5% al 95% de las secciones transversales de dichos microcanales de proceso.

30 **19.** El proceso de cualquiera de las reivindicaciones anteriores donde el tiempo de contacto de la composición de reactivo y/o el producto con el catalizador es de hasta 2.000 milisegundos; la temperatura de la composición de reactivo que entra en los microcanales de proceso está en el intervalo de 150°C y 270°C; la presión dentro de los microcanales de proceso es de al menos 5 atmósferas; la velocidad espacial para el flujo de la composición de reactivo y el producto a través de los microcanales de proceso está en el intervalo de 1000 hr⁻¹ a 1.000.000 hr⁻¹; o la caída de presión para el flujo de la composición de reactivo y el producto a través de los microcanales de proceso es de hasta 10 atmósferas por metro de longitud de los microcanales de proceso.

35 **20.** El proceso de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, donde el producto comprende hidrocarburos que hierven a una temperatura menor o igual que 350° a presión atmosférica; hidrocarburos que hierven a una temperatura mayor o igual que 350°C a presión atmosférica; un destilado medio; al menos una olefina; al menos una parafina; o una mezcla de dos o más de estos.

21. El proceso de cualquiera de las reivindicaciones anteriores donde el producto se procesa adicionalmente mediante hidrocraqueo, hidroisomerización o desparafinado.

40 **22.** El proceso de cualquiera de las reivindicaciones anteriores donde el producto se procesa adicionalmente para formar un aceite lubricante o combustible diesel.

23. El proceso de una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, donde el catalizador se realiza mediante las siguientes etapas:

(A) impregnar el soporte con una composición que comprende Co para proporcionar un producto catalítico intermedio;

(B) calcinar el producto catalítico intermedio formado en la etapa (A);

(C) impregnar el producto intermedio calcinado formado en (B) con una composición que comprende Co para proporcionar otro producto catalítico intermedio; y

(D) calcinar el otro producto catalítico intermedio formado en la etapa (C) para formar el catalizador, el que tiene una carga de Co de al menos 25% en peso.

- 5 **24.** Un reactor de microcanales, que comprende: al menos un microcanal de proceso, donde el microcanal de proceso tiene una entrada y una salida, y al menos una zona de intercambio de calor adyacente al microcanal del proceso, donde la zona de intercambio de calor comprende una pluralidad de canales de intercambio de calor, y los canales de intercambio de calor se extienden en dirección longitudinal en ángulos rectos con respecto a la dirección longitudinal del microcanal de proceso; la zona de intercambio de calor se extiende a lo largo en la misma dirección que el
- 10 microcanal de proceso y se coloca en la entrada del microcanal de proceso o cerca de ella; la longitud de la zona de intercambio de calor es menor que la longitud del microcanal de proceso; el ancho del microcanal de proceso en la salida del microcanal de proceso es mayor que el ancho del microcanal de proceso en la entrada del microcanal de proceso.
- 15 **25.** El reactor de la reivindicación 24 donde la zona de intercambio de calor comprende una primera zona de intercambio de calor y una segunda zona de intercambio de calor; y la longitud de la segunda zona de intercambio de calor es menor que la longitud de la primera zona de intercambio de calor.
- 26.** El reactor de la reivindicación 24 o 25 donde el microcanal de proceso tiene una dimensión interna de hasta 10 mm y los canales de intercambio de calor tienen una dimensión interna de hasta 10 mm.
- 20 **27.** El reactor de cualquiera de las reivindicaciones 24 a 26, donde los microcanales del proceso y los canales de intercambio de calor están hechos de un material que comprende: acero; monel; inconel; aluminio; titanio; níquel; cobre; latón; una aleación de cualquiera de los metales anteriores; un polímero; cerámica; vidrio; un compuesto que comprende un polímero y fibra de vidrio; cuarzo; silicio; o una combinación de dos o más de ellos.

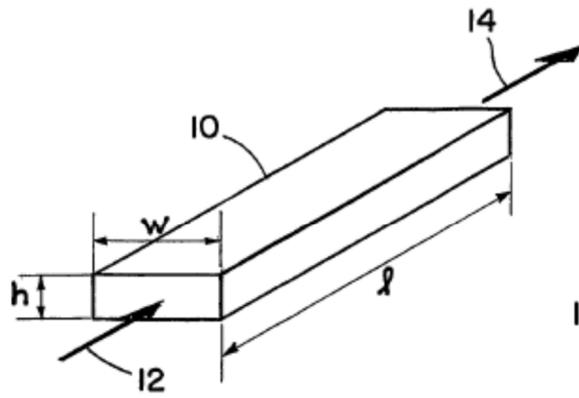


FIG. 1

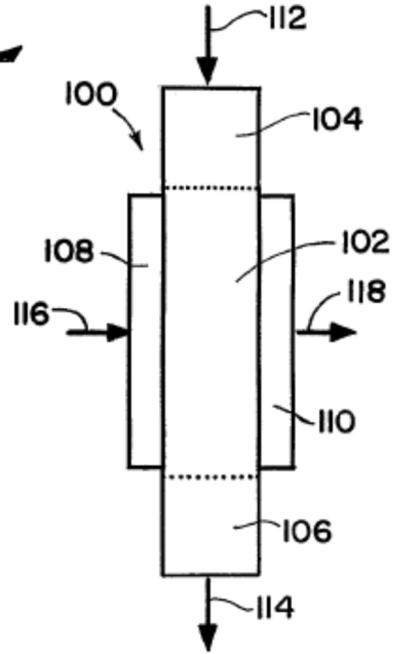


FIG. 2

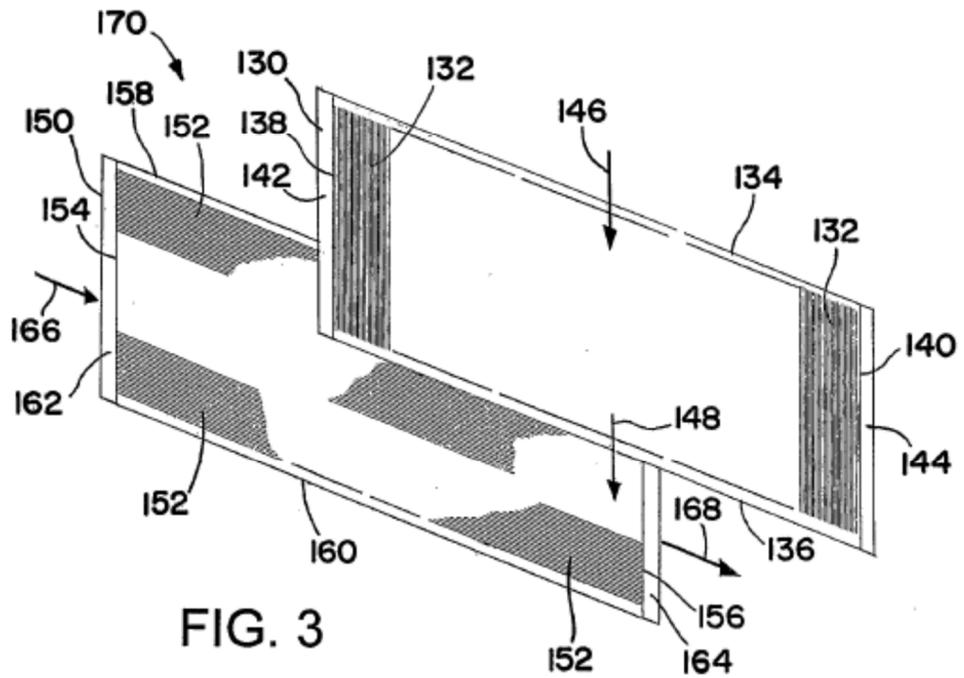


FIG. 3

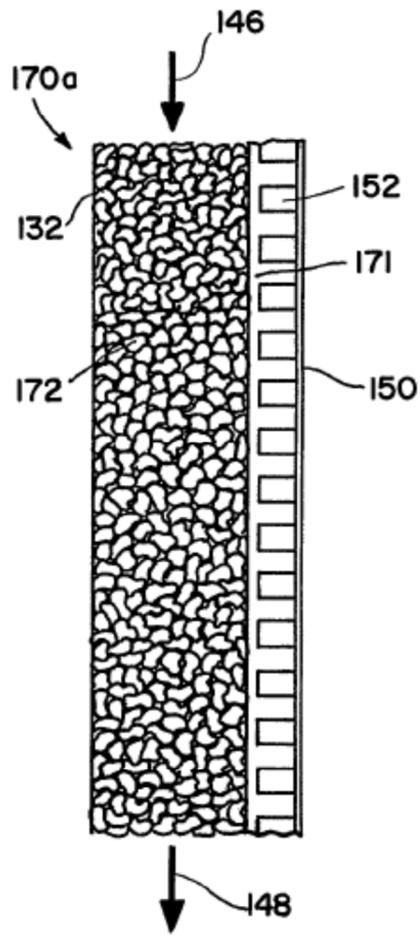


FIG. 4

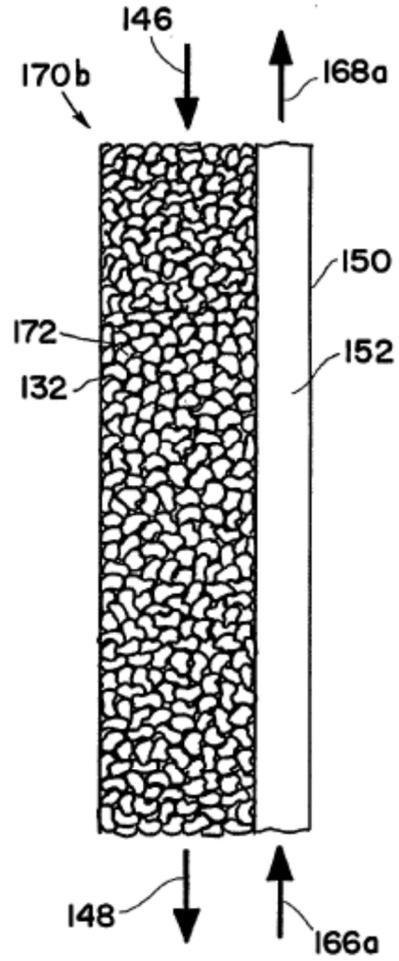


FIG. 5

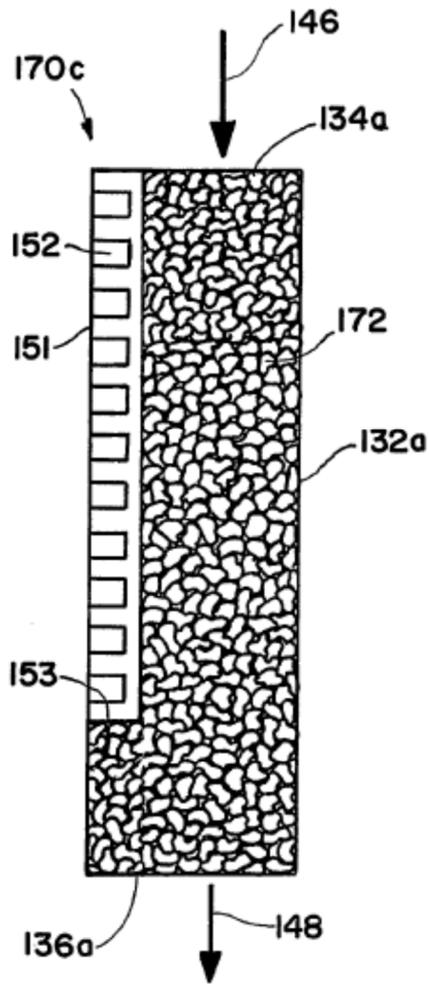


FIG. 6

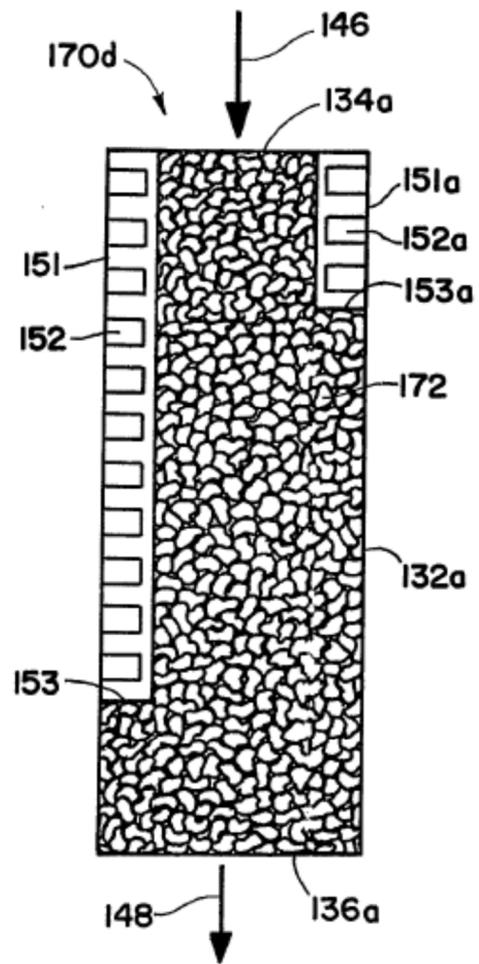
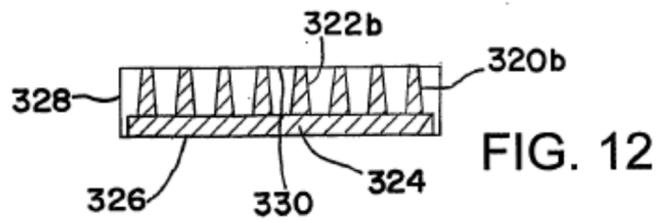
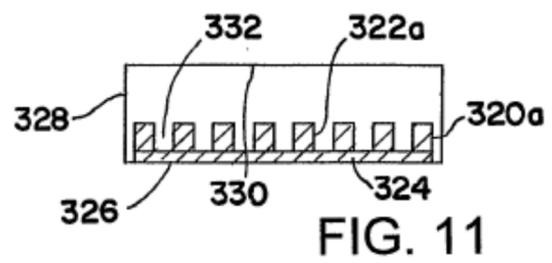
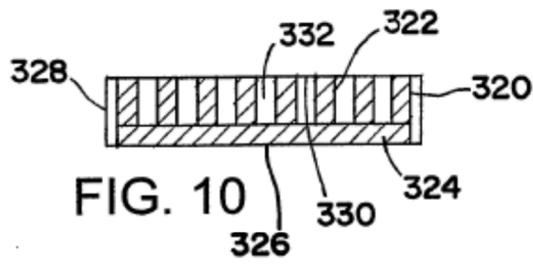
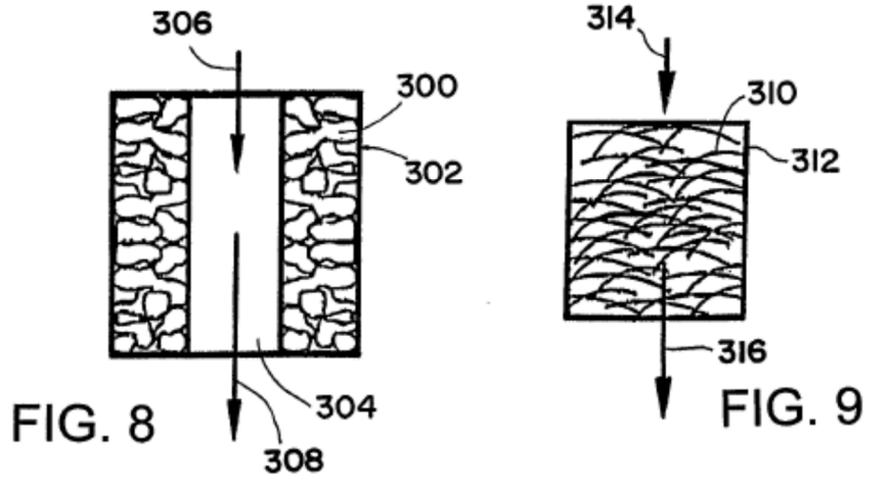


FIG. 7



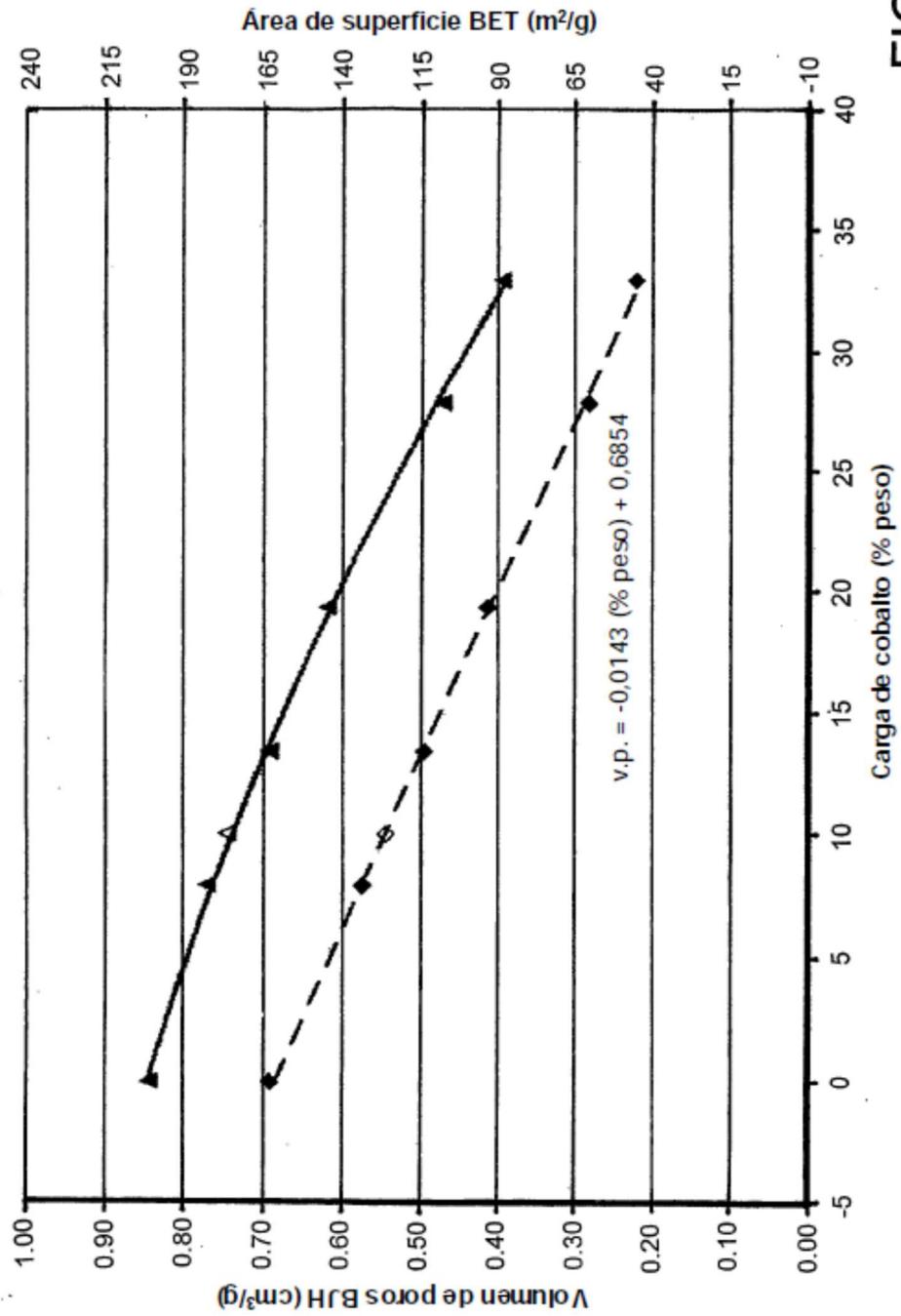


FIG. 13

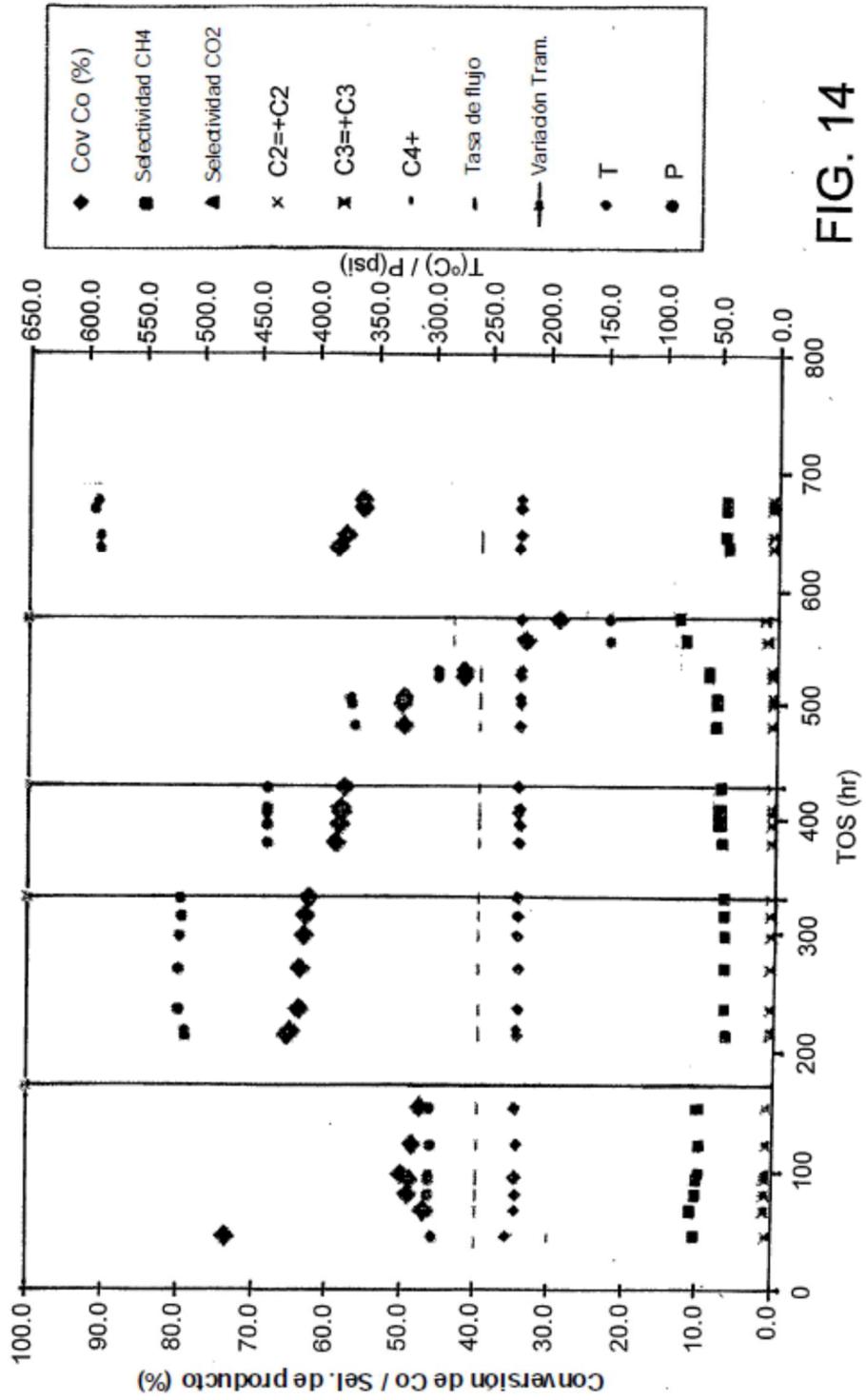


FIG. 14

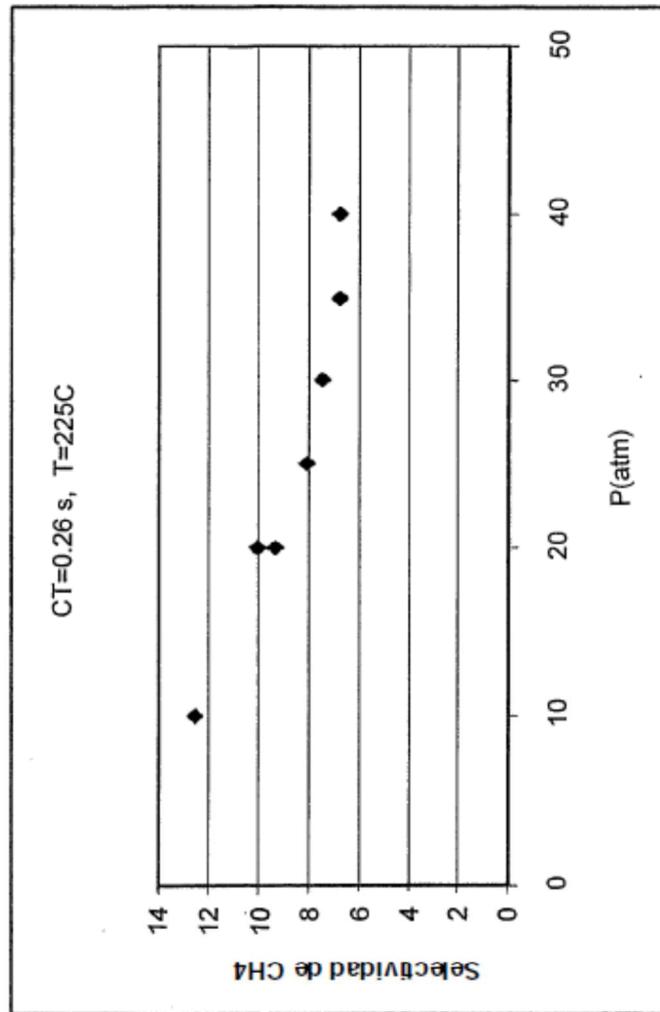


FIG. 15

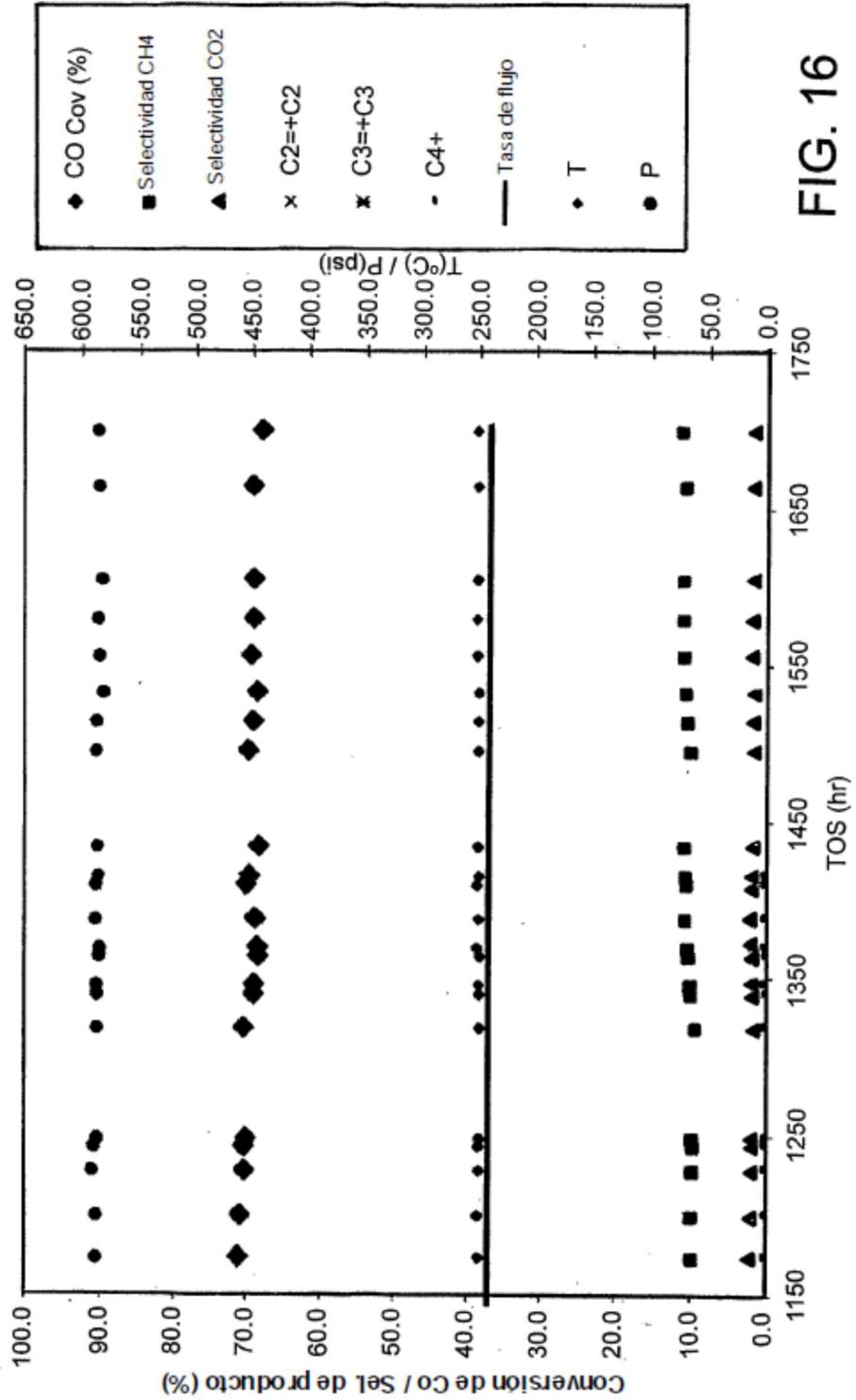


FIG. 16

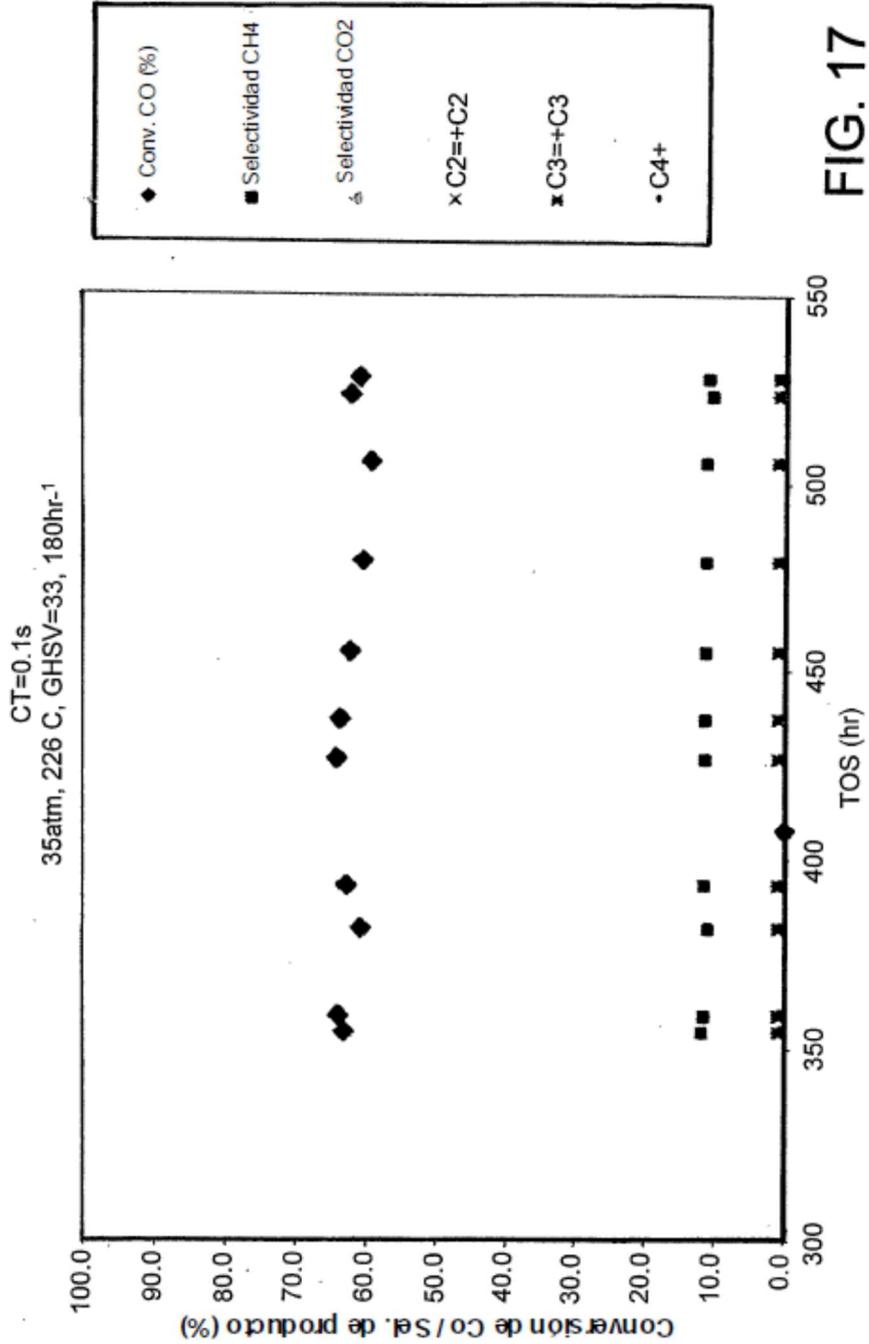


FIG. 17

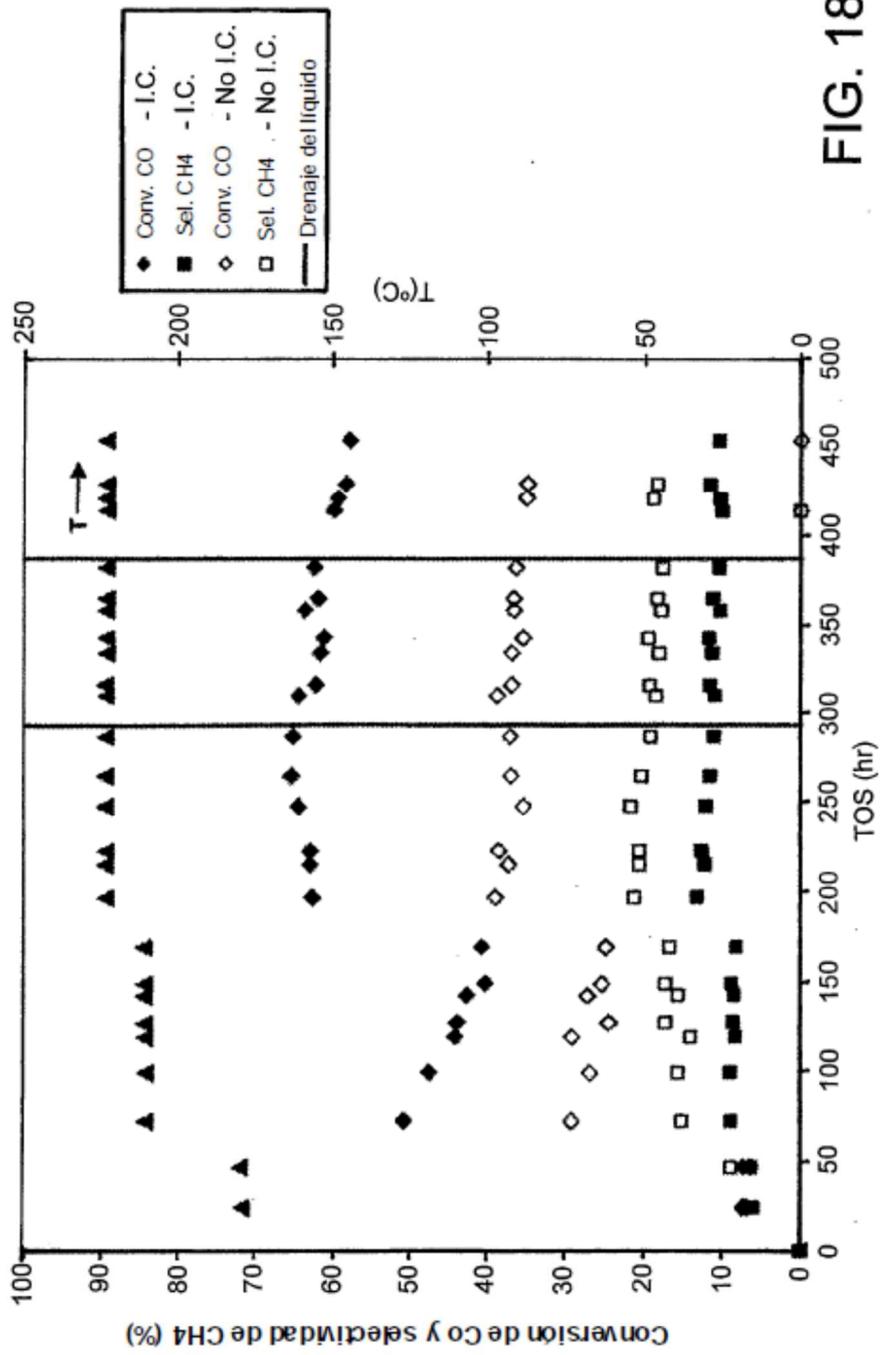


FIG. 18