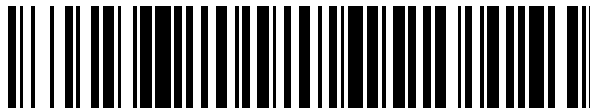


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 524 260**

51 Int. Cl.:

**C10G 1/00** (2006.01)

**C10G 1/06** (2006.01)

**C10G 1/10** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **24.04.2009 E 09735165 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **24.09.2014 EP 2268767**

54 Título: **Tratamiento de gas de reciclaje para la transformación termoquímica directa de sustancias orgánicas de alto peso molecular en materias primas, combustibles y carburantes líquidos de baja viscosidad**

30 Prioridad:

**25.04.2008 DE 102008021630**

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

**04.12.2014**

73 Titular/es:

**TECHNISCHE WERKE LUDWIGSHAFEN AG  
(100.0%)  
Industriestr. 3/3a  
67063 Ludwigshafen, DE**

72 Inventor/es:

**BERGER, UWE;  
WILLNER, THOMAS y  
VANSELOW, WALTER**

74 Agente/Representante:

**CARPINTERO LÓPEZ, Mario**

**ES 2 524 260 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**

Tratamiento de gas de reciclaje para la transformación termoquímica directa de sustancias orgánicas de alto peso molecular en materias primas, combustibles y carburantes líquidos de baja viscosidad

5 La invención se refiere a un procedimiento para la transformación termoquímica directa de sustancias orgánicas de alto peso molecular en productos de bajo peso molecular que están presentes a temperatura ambiente como líquidos de baja viscosidad y son combustibles. Además, la invención se refiere a un dispositivo para la realización del procedimiento de acuerdo con la invención.

10 Se denominan sustancias orgánicas de alto peso molecular las sustancias y mezclas de sustancias que contienen carbono de moléculas de cadena larga o reticuladas tal como aparecen, en particular, en materias primas renovables y en sustancias de reciclaje, tales como, por ejemplo, biomasa, desechos de madera, plantas, aceites vegetales, grasas animales, harina de huesos, aceites usados, desechos de plástico y lodo de clarificación. Estas sustancias o mezclas de sustancias forman los reactantes o materiales en bruto preferentes para el procedimiento de acuerdo con la invención.

15 En el caso de los productos de bajo peso molecular pretendidos o productos objetivo que están presentes a temperatura ambiente en forma de líquidos de baja viscosidad y que son combustibles se trata, en particular, de hidrocarburos de alta calidad, lo más puros posibles, tales como combustibles y carburantes petroquímicos, con una proporción de heteroátomos (oxígeno, azufre, nitrógeno, halógenos, fósforo, etc.) solo reducida, determinándose el valor intrínseco de los productos objetivo por la proporción de hidrocarburos y ascendiendo con la misma.

20 Por el estado de la técnica son conocidos procedimientos para la transformación termoquímica directa de sustancias orgánicas de alto peso molecular en productos de bajo peso molecular y dispositivos adecuados para esto. En estos procedimientos, denominados también licuefacción directa, se craquean o acortan macromoléculas de sólidos orgánicas a de temperaturas comparativamente bajas a aproximadamente 500 °C hasta que las longitudes de la moléculas estén en el intervalo del líquido de baja viscosidad respectivamente deseado, el denominado aceite de producto como producto objetivo.

25 Frente a procedimientos de craqueo convencionales en la fase de vapor de un reactor de transformación, por tanto, ha resultado particularmente ventajoso que las reacciones de craqueo se realicen con precalentamiento de los reactantes, eventualmente incluyendo los catalizadores sólidos necesarios y con entremezclado intenso de los componentes de la reacción en la fase de fondo del reactor. A este respecto, la temperatura de precalentamiento se rige por la temperatura de craqueo o la temperatura de reacción y preferentemente se selecciona más baja que la misma.

30 En combinación con esta conducción del procedimiento se calienta la mezcla de reacción mediante un calentamiento brusco en el intervalo de segundos a la temperatura de reacción, lo que se posibilita por la facilitación directa de los reactantes precalentados en forma triturada a la fase de fondo del reactor y el entremezclado intenso.

35 Las fracciones de producto difícilmente volátiles que se producen además como producto de reacción en el reactor así como los constituyentes inorgánicos de los reactantes tienen una acción autocatalítica, lo que tiene un efecto ventajoso sobre los parámetros de reacción duración, presión y temperatura. Mediante una reconducción prevista de acuerdo con el estado de la técnica de estas fracciones de producto difícilmente volátiles presentes como aceites pesados líquidos al reactor se asegura el mantenimiento de la acción autocatalítica con ahorro de catalizadores adicionales.

40 Un procedimiento de este tipo se describe en la solicitud de patente DE-A1-102 15 679 que se llevó a cabo con colaboración de uno de los presentes inventores. Según la misma se realiza la transformación termoquímica o licuefacción directa de los reactantes orgánicos de alto peso molecular a los productos objetivo de bajo peso molecular de alta calidad mencionados mediante una reacción en fase de fondo a temperaturas entre 350 °C y 500 °C con aprovechamiento de los efectos autocatalíticos mencionados de las fracciones de producto difícilmente volátiles conducidas en circuito y, además, con aprovechamiento de un control del tiempo de permanencia selectivo, orientado al producto, a saber, con retirada inmediata y dirigida de los productos de craqueo de la zona de reacción en cuanto sus longitudes de molécula hayan alcanzado el intervalo del producto objetivo deseado. Este control del tiempo de permanencia selectivo, orientado al producto, se realiza mediante la destilación y arrastre que aparecen simultáneamente a la temperatura de ebullición de la mezcla de reacción en el reactor, retirándose los componentes evaporables o volátiles, por un lado, mediante transición por destilación a la fase de vapor de la mezcla de reacción y pasándose, por otro lado, mediante una corriente de gas portador de la fase líquida a la fase gas.

55 En caso de reactantes con carencia de hidrógeno y/o con una parte elevada de heteroátomos se conduce un gas de hidrogenación y/o reductor, preferentemente hidrógeno y/o monóxido de carbono como corriente de gas portador a través de la fase líquida en el reactor, lo que conlleva una reducción de la presión de reacción y una reducción de la necesidad de catalizador de hidrogenación. A este respecto, el hidrógeno sirve para la estabilización de los productos de craqueo y para la mejora de la calidad del aceite de producto. La acción de hidrogenación del hidrógeno, no obstante, aparece solamente con una presión de reacción elevada que, a su vez, depende del reactante. En caso de reactantes con una reducida proporción de heteroátomos, por tanto, una gran similitud

química entre el reactante y el producto objetivo, se puede prescindir tanto de la conducción del procedimiento a sobrepresión como al componente de hidrógeno en el gas de reacción. En tales casos, la transformación termoquímica se realiza preferentemente a presión de reacción reducida o a presión negativa en el reactor.

5 La mezcla de reacción está presente en el reactor, por norma general, en una fase gas-vapor, una fase líquida y una fase sólida. La fase gas-vapor, a este respecto, está compuesta del gas de reacción y los productos de reacción en forma de vapor. El gas de reacción comprende productos secundarios de las reacciones de craqueo así como, eventualmente, otros componentes, por ejemplo, el gas de hidrogenación hidrógeno. Los productos de reacción en forma de vapor están presentes en forma de hidrocarburos de aceite de producto evaporado y –dependiendo de los reactantes empleados– eventualmente vapor de agua. La fase líquida se forma por las fracciones de producto  
10 difícilmente volátiles presentes como aceites pesados líquidos, mientras que la fase sólida, además de residuos de reacción sólidos, presenta también catalizadores sólidos añadidos y reactantes no licuados.

De acuerdo con el documento DE-A1-102 15 679 se separa la fase gas-vapor mediante separación de fases de la fase líquida con la fase sólida suspendida en su interior. Entonces, esta fase líquida se pasa mediante separación de fases adicional a las fracciones de producto difícilmente volátiles que, a su vez, se reconducen al reactor. La fase  
15 gas-vapor separada se escinde mediante condensación a presión de reacción en el gas de reacción con partes reductoras y de hidrogenación y en los productos de reacción en forma de vapor con partes de aceite y agua condensables. Mediante separación se obtiene, de este modo, además del gas de producto aceite de producto, agua de producto y aerosol. A partir del gas de reacción obtenido de este modo se aísla mediante separación de gas la parte de hidrógeno y se devuelve en su totalidad al reactor como gas de hidrogenación. La parte de gas de  
20 reacción remanente, en caso necesario, se reconduce como gas de arrastre asimismo al reactor y/o se usa como gas de combustión para la obtención de energía de procedimiento, eventualmente después de compensación de presión o relajación en el caso de una conducción del procedimiento a sobrepresión. En el caso de que la transformación se realice a presión de reacción elevada, la misma proporciona por tanto también la presión previa necesaria para la separación de gas y contribuye, además, a una reducción de la energía de compresión necesaria  
25 para devolver el hidrógeno al reactor.

De los productos de reacción en forma de vapor, de acuerdo con la enseñanza del documento DE-A1-102 15 679, eventualmente después de relajación en el caso de una conducción del procedimiento a sobrepresión, se aíslan mediante destilación fracciones de producto difícilmente volátiles todavía presentes que se devuelven, a su vez, al reactor. Gracias a la relajación eventualmente necesaria se liberan partes de gas disueltas en la fase líquida que,  
30 después de la destilación, se separan mediante otra etapa de condensación y se usan para el abastecimiento de energía de procedimiento. Los productos de reacción líquidos remanentes en este caso ya solo contienen aceite de producto y, dependiendo de la materia prima, agua. Esta última se separa eventualmente en otra etapa de separación de fases, de tal manera que únicamente queda el aceite de producto deseado como producto objetivo.

Para la obtención de hidrógeno adicional para la reconducción al reactor como gas de hidrogenación, eventualmente del agua separada en esta separación de fases y de partes de sólidos de las fracciones de producto difícilmente volátiles reconducidas al reactor, con adición de agua externa, mediante gasificación de vapor de agua de acuerdo con el documento DE-A1-102 15 679 se forma gas de síntesis con los constituyentes monóxido de carbono e hidrógeno. El mismo se incluye entonces directamente como gas reductor y de hidrogenación en el reactor. Eventualmente, como alternativa o de forma complementaria a esto se pasa el gas de síntesis, también junto con el  
40 agua obtenida durante la separación de fases, en una conversión de monóxido de carbono por completo a hidrógeno y dióxido de carbono. El hidrógeno obtenido de este modo entonces se libera en otro procedimiento de separación de gas del dióxido de carbono y se introduce como componente de gas de hidrogenación en el reactor. Esta separación de gas adicional sirve para facilitar del gas de reacción hidrógeno para la reconducción al reactor así como para asegurar mediante el gas de reacción separado el abastecimiento de energía de toda la transformación termoquímica y/o conducir el mismo como gas de arrastre también al reactor.  
45

Bajo ciertos puntos de vista es deseable pretender mejoras en este punto. De este modo, las reducciones necesarias para la transformación termoquímica en el reactor de componentes de hidrogenación del gas de reacción en cantidad y composición ya quedan establecidas con la selección del reactante, por tanto no quedan disponibles para una capacidad de ajuste adicional. Esto tiene como consecuencia que no se da un aprovechamiento óptimo de  
50 las partes de gas contenidas en el gas de reacción, lo que tiene un efecto limitante sobre el grado de acción del procedimiento así como sobre la calidad y el rendimiento de los productos objetivo y conduce a costes aumentados del procedimiento.

Además, la reconducción del gas de reacción al reactor se determina de forma directa y exclusiva por la presión de reacción existente allí. En este sentido, las posibles variaciones de presión en el reactor o dentro del circuito de gas de reacción tienen su efecto directamente en la entrada de gas de reacción en el reactor con la consecuencia de que  
55 varía el efecto reductor, de hidrogenación y de arrastre del gas de reacción en el reactor del mismo modo y, de este modo, se puede alterar la retirada dirigida de los productos de craqueo de la zona de reacción, es decir, el control del tiempo de permanencia selectivo, orientado a producto, específico del procedimiento, por lo que finalmente disminuyen la calidad y el rendimiento de los productos objetivo. Además, el gas de reacción conducido en el circuito, ya solo debido a la multitud de los pasos de procedimiento a atravesar, está sometido a una considerable  
60 merma, lo que conduce a una reducción del grado de eficacia del procedimiento y, por tanto, del mismo modo a un

menor rendimiento de producto objetivo.

5 Los documentos US 4 331 531, AU 33 38 178, GB 2 211 200 y US 3 960 700 se refieren a procedimientos de la licuefacción de carbón de hidrogenación directa. Sin embargo, la licuefacción de carbón, a causa de las diferencias de la composición de reactantes y las diferentes estructuras moleculares entre el carbón y las clases de materias primas que anteriormente se han descrito, básicamente no se pueden comparar con la presente enseñanza de acuerdo con la solicitud.

10 La presente invención se basa en el objetivo de perfeccionar el procedimiento en sí ya muy ventajoso y descrito en el documento DE-AI-102 15 679 teniendo en cuenta los hechos que se han descrito anteriormente, de tal manera que sea posible una conducción del procedimiento en el que se realice la transformación termoquímica directa de reactantes orgánicos de alto peso molecular en productos objetivo orgánicos de bajo peso molecular con una calidad mejorada y con un mayor rendimiento con, en total, menores costes del procedimiento. Además es el objetivo de la invención especificar un dispositivo para la realización del procedimiento de acuerdo con la invención.

15 Este objetivo se consigue mediante un procedimiento con las características de la reivindicación 1, basándose la invención en el concepto de especificar un procedimiento para la transformación termoquímica directa de al menos un reactante orgánico de alto peso molecular en productos orgánicos de bajo peso molecular que están presentes a temperatura ambiente como líquidos de baja viscosidad y que sean combustibles.

20 Las etapas del procedimiento indicadas aquí como alternativa del acondicionamiento del gas de reacción separado en combinación con el aporte facultativo de hidrógeno adicional posibilitan, por tanto, un ajuste de los componentes eficaces en el procedimiento del gas de reacción de acuerdo con cantidad y composición y, por tanto, también un ajuste de la cantidad de gas total devuelta al reactor. Por consiguiente, el efecto de hidrogenación, reductor y de arrastre simultáneo del gas de reacción en el reactor durante la transformación de los reactantes se puede controlar mediante el acondicionamiento del gas de reacción de acuerdo con la invención.

25 Según esto, el acondicionamiento de gas se realiza de tal manera que la proporción de hidrógeno del gas de reacción es suficiente para garantizar en el reactor una atmósfera de hidrogenación o la presión parcial de hidrógeno necesaria para la transformación termoquímica. La atmósfera reductora necesaria para la degradación de oxígeno en la reacción de transformación en el reactor se facilita por el efector reductor de los componentes de monóxido de carbono, metano y eventualmente otros hidrocarburos del gas de reacción acondicionado y se respalda, ventajosamente, por el componente de hidrógeno. La acción de arrastre o el efecto de arrastre del gas de reacción acondicionado devuelto al reactor se garantiza mediante la cantidad devuelta de gas total. Un posible déficit de hidrógeno en el gas de reacción separado que puede aparecer, por ejemplo, a causa del reactante, se compensa mediante el aporte adicional de hidrógeno durante el acondicionamiento.

30 Por tanto, el efecto ventajoso del procedimiento de acuerdo con la invención, en concreto la transformación optimizada del reactante en el reactor con craqueo, destilación y/o arrastre simultáneos, resulta de la sucesión directa de las etapas del procedimiento indicadas en particular y, por tanto, se fundamenta en el tipo especial de la conducción del gas de reacción o el tratamiento del gas de reciclaje.

35 Las alternativas de acondicionamiento indicadas para el gas de reacción separado tienen en cuenta ventajosamente el gran espectro de los reactantes que se pueden usar de acuerdo con el procedimiento. Dependiendo del respectivo reactante o de los componentes de sustancia del material en bruto usado se selecciona la alternativa de acondicionamiento con la que se puede garantizar una composición óptima de los componentes de reacción eficaces en solitario y la cantidad de gas total en relación con el efecto simultáneo de hidrogenación, reductor y de arrastre para la transformación del reactante en el reactor.

40 La retirada del dióxido de carbono del gas de reacción separado o la reducción de la parte de dióxido de carbono contenida de acuerdo con la primera alternativa de acondicionamiento se puede realizar, por ejemplo, mediante un procedimiento de separación por membrana. En el gas de reacción que se produce a este respecto quedan como componentes esenciales monóxido de carbono, al menos metano y eventualmente otros hidrocarburos e hidrógeno, por lo que la cantidad de las partes de gas eficaces y su fracción en la corriente total aumentan de forma ventajosa.

45 En el reformado, indicado como segunda alternativa de acondicionamiento, del dióxido de carbono y del metano y/o de los otros hidrocarburos, estos componentes del gas de reacción se convierten hasta dar monóxido de carbono e hidrógeno, por lo que aumentan adicionalmente su proporción en la corriente total y la cantidad de las partes de gas eficaces frente a la primera alternativa del procedimiento. Una conversión de este tipo se puede realizar, por ejemplo, en reactores de lecho fijo en catalizadores de platino.

50 Es posible una capacidad de ajuste u optimización que vaya aún más allá de las partes de gas eficaces y su fracción en la corriente de gas total, por tanto, un aumento adicional de la calidad del gas de reacción, mediante la combinación de las dos primeras alternativas del procedimiento.

55 Según la tercera alternativa de acondicionamiento, para esto, el gas de reacción separado en la condensación se somete en dos etapas del procedimiento paralelas a una retirada de dióxido de carbono y a un reformado del dióxido de carbono, metano y/o de los otros hidrocarburos.

De acuerdo con la cuarta alternativa de acondicionamiento se realiza en primer lugar, en una primera etapa del procedimiento, la retirada de la parte de dióxido de carbono y, directamente después de esto, en una segunda etapa del procedimiento, el reformado de las partes de dióxido de carbono existentes entonces todavía eventualmente en el gas de reacción separado y de las partes de metano así como los otros hidrocarburos.

5 Una sucesión en serie de las etapas del procedimiento presenta también la quinta alternativa de acondicionamiento, de acuerdo con la cual, no obstante, como primera etapa del procedimiento se realiza el reformado de las partes existentes en el gas de reacción de dióxido de carbono, metano y/u otros hidrocarburos y, directamente después de esto, en una segunda etapa del procedimiento, la retirada de las partes de dióxido de carbono presentes entonces todavía eventualmente.

10 Cada alternativa de acondicionamiento comprende además el aporte, a efectuar en caso necesario, de hidrógeno al gas de reacción separado. Preferentemente, este aporte se realiza directamente después de la retirada de dióxido de carbono y/o del reformado del dióxido de carbono, del metano y/o de los otros hidrocarburos.

15 Según el procedimiento de acuerdo con la invención, por tanto, ventajosamente se pueden modificar la cantidad de las proporciones de gas eficaces y su proporción en la corriente total del gas de reacción. Frente al procedimiento conocido por el documento DE-A1-102 15 679, la optimización posible de este modo en caso del aprovechamiento de las partes de gas contenidas en el gas de reacción conduce a un aumento del grado de eficacia del procedimiento así como a una mejora de la calidad y del rendimiento del producto objetivo con costes de procedimiento en su totalidad menores.

20 En el caso de otro hidrocarburo se puede tratar, por ejemplo, de etano, propano y/o butano, sin quedar limitado a esto. Las fracciones de producto difícilmente volátiles pueden comprender hidrocarburos con al menos 18 átomos de carbono, preferentemente con 20-40 átomos de carbono. El punto de ebullición a presión atmosférica puede estar preferentemente entre 350 °C-500 °C.

Se obtienen tipos de realización ventajosos del procedimiento de acuerdo con la invención a partir de las reivindicaciones dependientes 2 a 10 y se explican a continuación:

25 En el procedimiento de acuerdo con la invención se aplican como reactantes sustancias y/o mezclas de sustancias que contienen carbono de macromoléculas de cadena larga y/o reticuladas, en particular en forma de materias primas renovables así como sustancias residuales y de desecho. En esto se incluyen en particular biomasa, desechos de madera, plantas, aceites vegetales, grasas animales, harina de huesos, aceites usados, desechos de plástico y lodos de clarificación.

30 En relación con la calidad y el rendimiento de los productos objetivo es particularmente ventajoso que el reactante y el gas de reacción se faciliten en la fase de aceite pesado líquida del reactor. Pero básicamente es posible también una facilitación de los componentes de reacción en la fase de vapor del reactor.

35 Las temperaturas de reacción y presiones de reacción óptimas para la transformación termoquímica dependen de los respectivos reactantes. Para la transformación de las materias primas empleadas preferentemente en el procedimiento de acuerdo con la invención en los productos objetivo preferentes, en concreto aceites de producto, se necesitan temperaturas de reacción de 200 °C a 600 °C, en particular de 300 °C a 500 °C, a presiones de reacción absolutas de 0,01 MPa a 30 MPa (de 0,1 bar a 300 bar), en particular de 0,05 MPa a 20 MPa (de 0,5 bar a 200 bar). En particular en los reactantes preferentes con proporciones elevadas de oxígeno, azufre o nitrógeno es ventajoso que, durante la transformación en el reactor, exista una atmósfera de sobrepresión reductora. Esta se forma preferentemente mediante el aporte de gases reductores tales como, por ejemplo, monóxido de carbono y/o hidrógeno a presión elevada de hasta aproximadamente 20 MPa (200 bar).

Para la estabilización de la conducción del procedimiento se suministran los reactantes de forma continua al reactor y los productos de reacción en forma de vapor así como el gas de reacción se retiran de forma apropiada de manera continua del reactor.

45 La fase de vapor retirada de forma continua del reactor y licuada mediante condensación forma los productos de reacción condensados evacuados del circuito de gas de reacción con los combustibles y carburantes petroquímicos preferentes como productos objetivo con una elevada proporción de hidrocarburos y una reducida viscosidad. Mediante un tratamiento posterior de los productos de reacción condensados de acuerdo con el estado de la técnica se separan eventualmente fracciones de aceite pesado líquidas todavía existentes y agua de reacción mediante destilación, condensación y/o separación de fases.

50 El gas de reacción acondicionado se comprime antes de su reconducción al reactor. Gracias a la compresión del gas de reacción se asegura que se compensen posibles variaciones de presión en el reactor o pérdidas de presión en el interior del circuito de gas de reacción y, por tanto, se desacopla el aporte de gas de reacción al reactor de la presión de reacción existente en su interior, de tal manera que se puede mantener constante el efecto simultáneo reductor, de hidrogenación y de arrastre del gas de reacción en el reactor. De este modo se asegura que se pueda desarrollar sin alteraciones la retirada dirigida de los productos de craqueo de la zona de reacción, es decir, el control del tiempo de permanencia selectivo, orientado a producto, específico del procedimiento y que, en este sentido, se

eviten variaciones de calidad y rendimiento en los productos objetivo.

5 Además, la compresión del gas de reacción tiene un efecto también estabilizante en una conducción del procedimiento a sobrepresión tal como se requiere, por ejemplo, en el caso de la conversión de reactantes con escasez de hidrógeno y/o con una proporción elevada de heteroátomos. A este respecto, es particularmente ventajoso en relación con la calidad y el rendimiento del producto objetivo que la atmósfera de sobrepresión reductora se forme por hidrógeno y/o monóxido de carbono.

10 En una forma de realización preferente de la invención, los productos de reacción condensados evacuados del circuito de gas de reacción se convierten en hidrógeno que, entonces, se añade mediante mezcla a su vez como parte de gas de hidrogenación al gas de reacción para el control del efecto de hidrogenación del gas de reacción en el reactor. Esta reconducción se realiza preferentemente durante la compresión del gas de reacción.

En el caso de un exceso de hidrógeno en el circuito de gas de reacción, el hidrógeno obtenido de este modo se puede almacenar temporalmente o se puede suministrar a un uso externo.

15 El gas de reacción acondicionado se precalienta antes de su reconducción al reactor. Mediante una etapa de procedimiento de este tipo, el precalentamiento de los reactantes, conocido por el estado de la técnica, se complementa antes de su aporte al reactor y ventajosamente se acorta adicionalmente la duración de calentamiento de la mezcla de reacción en el reactor. De forma apropiada se realiza la compresión que se ha mencionado anteriormente del gas de reacción acondicionado antes de su calentamiento.

20 Ya que el acondicionamiento del gas de reacción, complementado por compresión y precalentamiento, no requiere ninguna otra etapa del procedimiento, el número total de los pasos del procedimiento que forman el circuito de gas de reacción es claramente menor que en el estado de la técnica. Por consiguiente, la merma de gas de reacción durante la conducción del procedimiento es considerablemente menor de lo que es el caso en el estado de la técnica más próximo, lo que conduce a una mejora del grado de eficacia y, finalmente, a menores costes del procedimiento.

25 En otro perfeccionamiento ventajoso del procedimiento de acuerdo con la invención se usa el gas de reacción acondicionado para el aporte neumático de reactante al reactor. A este respecto, los reactantes presentes de forma conocida como sólidos, triturados y precalentados se introducen mediante el gas de reacción que se encuentra a sobrepresión en particular de forma directa en la fase de fondo del reactor, con entremezclado intenso de todos los componentes de reacción. Asimismo es posible que una parte de la corriente de gas de reacción acondicionado para el aporte neumático de reactante se ramifique de forma dirigida como subcorriente de gas y se use, en paralelo a la corriente de gas principal, como gas de transporte para el aporte de reactante al reactor.

30 De forma complementaria a esto, otra conducción ventajosa del procedimiento consiste en que se usa el gas de reacción como gas de inertización para los reactantes en el reactor para la mejora de la calidad de los productos objetivo. A este respecto, mediante el gas de reacción se desplazan el oxígeno del aire existente en el reactor y/o gases o mezclas de gases reactivos o explosivos.

35 En otra forma de realización de la invención con un efecto sorprendentemente ventajoso sobre la calidad y el rendimiento del producto objetivo se evacua la parte de dióxido de carbono existente en el gas de reacción para el aumento de la presión parcial de hidrógeno en el reactor al menos en parte del circuito de gas de reacción. Esto resulta particularmente ventajoso cuando está presente suficiente gas de reacción para el efecto de arrastre en el reactor. A este respecto puede ser también necesario que se aisle dióxido de carbono adicional mediante una separación adecuada del gas de reacción, para excluirse del mismo modo del circuito de gas de reacción. Esta separación se puede realizar, por ejemplo, mediante lavados de gas tales como lavado con agua a presión (procedimiento de absorción con agua o agentes de lavado alcalinos) o adsorción con cambio de presión en carbón activado.

45 Una forma de realización ventajosa del procedimiento de acuerdo con la invención consiste también en evacuar las partes existentes en el gas de reacción separado y/o acondicionado de dióxido de carbono y metano así como otros hidrocarburos del circuito de gas de reacción, para emplearlos como medios de reacción para el reformado para la preparación de gas de síntesis.

50 En una última forma de realización del procedimiento de acuerdo con la invención se evacua el gas de reacción separado y/o acondicionado en una parte del circuito de gas de reacción y se usa para cubrir la necesidad de energía térmica durante la transformación del reactante, por lo que se posibilita una mejora clara del grado de eficacia del procedimiento.

El objetivo de la invención se resuelve además mediante un dispositivo con las características de la reivindicación 11.

La invención se explica a continuación a modo de ejemplo con referencia a las figuras esquemáticas adjuntas con otras particularidades.

55 En las mismas muestran:

- La Figura 1, un diagrama de flujo de un tipo de realización preferente del dispositivo de acuerdo con la invención con medios para la retirada de dióxido de carbono y medios para el reformado de dióxido de carbono, metano y otros hidrocarburos en una disposición en paralelo de acuerdo con una alternativa del procedimiento y
- 5 La Figura 2, un diagrama de flujo de otro tipo de realización preferente del dispositivo de acuerdo con la invención con medios para la retirada de dióxido de carbono y medios para el reformado de dióxido de carbono, metano y otros hidrocarburos en una disposición de conexión en serie de acuerdo con otra alternativa del procedimiento.

En la Figura 1 está indicada, en una representación esquemática, la disposición básica de los componentes del dispositivo de un tipo de realización preferente de la invención y el recorrido del flujo del gas de reacción durante el funcionamiento de este dispositivo. Según esto, los productos de reacción producidos durante la transformación termoquímica del reactante se retiran en forma de vapores y gases calientes del reactor 1 y se suministran a un condensador 2 para la licuefacción de los productos de reacción en forma de vapor con refrigeración. En un separador 3 pospuesto se separan los productos de reacción líquidos del gas de reacción. Los productos de reacción líquidos separados se separan del circuito de gas de reacción y se convierten en otros pasos de tratamiento (no representados) en los productos objetivo (aceite de producto). El gas de reacción separado, que está presente ahora como mezcla seca y que comprende esencialmente los componentes dióxido de carbono, monóxido de carbono, metano, otros hidrocarburos (por ejemplo, etano, propano o butano) e hidrógeno, ahora se suministra en un primer paso al acondicionamiento de gas, que presenta la retirada de dióxido de carbono 4 y, en paralelo a esto, el reformador 5 para dióxido de carbono, metano y otros hidrocarburos, para retirar dióxido de carbono o convertirlo hasta dar hidrógeno y monóxido de carbono. El gas de reacción que sale del primer paso de acondicionado presenta ahora todavía esencialmente los componentes monóxido de carbono, metano así como otros hidrocarburos e hidrógeno. El gas de reacción acondicionado de este modo se suministra a un segundo paso del acondicionamiento de gas que presenta la compresión 6 y un suministro de hidrógeno para el aporte de hidrógeno adicional al circuito de gas de reacción. En un tercer paso de acondicionamiento posterior se calienta el gas de reacción modificado y comprimido en un precalentamiento de gas 7 y a continuación se reconduce directamente al reactor 1.

A continuación se explica la invención más extensamente mediante ejemplos de aplicación:

#### Ejemplo 1:

Una columna de burbujas con circulación en bucles (volumen = 100 l) se carga con un aceite difícilmente volátil, se tensa con una mezcla de gas del 65 % en volumen de H<sub>2</sub>, el 20 % en volumen de CO y el 15 % en volumen de CH<sub>4</sub> hasta una presión de 10 MPa (100 bar) y se calienta a una temperatura de reacción de 500 °C.

A través de un sistema de aporte adecuado se introducen mediante dosificación los reactantes precalentados a 200 °C de forma continua en el aceite caliente del reactor con un caudal másico de 50 kg/h más el 10 % de contenido de agua. Por ello se consigue un calentamiento brusco ventajoso para la reacción de los reactantes. En paralelo a la adición de reactante se conduce una corriente de gas de reacción con un caudal de 75 Nm<sup>3</sup>/h a través del reactor, composición: 65 % en volumen de H<sub>2</sub>, 20 % en volumen de CO y 15 % en volumen de CH<sub>4</sub>.

Gracias al entremezclado ideal de las 2 fases de reacción gas y reactante en el aceite de reacción difícilmente volátil de efecto catalítico se transforman los reactantes en vapores y gases, que se descargan debido al efecto de arrastre de la corriente de gas de reacción con la misma de forma continua. Los gases y vapores que abandonan el reactor tienen una temperatura de 500 °C y una presión de 10 MPa (100 bar), el caudal asciende a 100 Nm<sup>3</sup>/h con una composición: 20 % en volumen de H<sub>2</sub>, 30 % en volumen de CO<sub>2</sub>, 15 % en volumen de CO, 10 % en volumen de CH<sub>4</sub> así como 20 % en volumen de agua, 3 % en volumen de vapor de gasóleo y 2 % en volumen de vapor de gasolina.

Esta corriente se refrigera en un condensador pospuesto que está realizado como refrigerador de serpentín a 20 °C. Los componentes agua, gasóleo y gasolina condensan y se separan en un separador por gravedad posterior con presión de 10 MPa (100 bar) de la fase gas. La fase líquida se relaja y se suministra a otro uso.

La fase gas se suministra a una columna de lavado de alta presión (columna de cuerpos de relleno, D = 150 mm, H = 2,5 m): con presión de 10 MPa (100 bar) se introduce el gas (75 Nm<sup>3</sup>/h) desde abajo y se rocía agua desde arriba (m = 500 kg/h) como líquido de lavado a contracorriente. El agua residual se regenera mediante relajación y se puede emplear a continuación de nuevo para la absorción de CO<sub>2</sub>. En este concepto, el consumo de agua fresca es de aproximadamente el 5-10 % de la corriente de agua de lavado.

La corriente de gas purificada (45 Nm<sup>3</sup>/h) contiene todavía trazas insignificantes de CO<sub>2</sub> y esencialmente el 42 % en volumen de H<sub>2</sub>, el 33 % en volumen de CO así como el 25 % en volumen de CH<sub>4</sub>. Esta corriente de gas se comprime mediante un compresor de émbolo con adición de 30 Nm<sup>3</sup>/h de H<sub>2</sub> a 11 MPa (110 bar) y se conduce, precalentada en un cambiador de calor de serpentín a 300 °C, de vuelta al reactor, donde está a disposición de nuevo como gas de reacción con una composición del 65 % en volumen de H<sub>2</sub>, el 20 % en volumen de CO y el 15 % en volumen de CH<sub>4</sub> y para el arrastre de los productos de reacción.

Esta variante del tratamiento de gas de reciclaje representa un concepto sencillo en cuanto a aparatos. Para mantener constante el caudal de gas de arrastre y la presión parcial de hidrógeno se alimenta adicionalmente

todavía H<sub>2</sub>.

### Ejemplo 2:

5 Una columna de burbujas con circulación en bucles (volumen = 100 l) se carga con un aceite difícilmente volátil, se tensa con una mezcla de gas del 53 % en volumen de H<sub>2</sub> y el 47 % en volumen de CO hasta una presión de 8 MPa (80 bar) y se calienta a una temperatura de reacción de 450 °C.

10 A través de un sistema de aporte adecuado se introducen mediante dosificación los reactantes precalentados a 200 °C de forma continua en el aceite caliente del reactor con un caudal másico de 50 kg/h más el 10 % de contenido de agua. Por ello se consigue un calentamiento brusco ventajoso para la reacción de los reactantes. En paralelo a la adición de reactante se conduce una corriente de gas de reacción con un caudal de 78 Nm<sup>3</sup>/h a través del reactor, composición: 53 % en volumen de H<sub>2</sub> y 47 % en volumen de CO.

15 Gracias al entremezclado ideal de las 2 fases de reacción gas y reactante en el aceite de reacción difícilmente volátil de efecto catalítico se transforman los reactantes en vapores y gases, que se descargan debido al efecto de arrastre de la corriente de gas de reacción con la misma de forma continua. Los gases y vapores que abandonan el reactor tienen una temperatura de 450 °C y una presión de 8 MPa (80 bar), el caudal asciende a 100 Nm<sup>3</sup>/h con una composición: 20 % en volumen de H<sub>2</sub>, 30 % en volumen de CO<sub>2</sub>, 15 % en volumen de CO, 10 % en volumen de CH<sub>4</sub> así como 20 % en volumen de agua, 3 % en volumen de vapor de gasóleo y 2 % en volumen de vapor de gasolina.

A través de una turbina de expansión de gas, esta corriente de gas/vapor se relaja a 0,2 MPa (2 bar), por lo que la mezcla se enfría a 350 °C. Aquí se transforma el trabajo de expansión del gas en trabajo mecánico que se evacua como potencia de árbol.

20 La mezcla relajada de este modo se descompone en una columna de destilación convencional a presión atmosférica en sus fracciones agua, gasolina, gasóleo y gas. Las fracciones líquidas se evacuan como productos para el uso posterior, mientras que la corriente de gas (75 Nm<sup>3</sup>), composición: 25 % en volumen de H<sub>2</sub>, 40 % en volumen de CO<sub>2</sub>, 20 % en volumen de CO y 15 % en volumen de CH<sub>4</sub> se conduce a un reformador. Aquí se transforman los constituyentes CO<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub> del gas de reacción en un reactor de lecho fijo selectivamente con ayuda de un catalizador de platino a 600 °C hasta dar CO y H<sub>2</sub>. Aquí, la conversión del CH<sub>4</sub> se realiza prácticamente por completo de acuerdo con la ecuación de reacción; véase el Ejemplo 2. Después del procedimiento de reformado se refrigera el gas, el caudal asciende ahora a 97,5 Nm<sup>3</sup>/h con una composición del 42 % en volumen de H<sub>2</sub>, el 20 % en volumen de CO<sub>2</sub> y el 38 % en volumen de CO.

30 Esta corriente de gas se comprime mediante un compresor de émbolo a 9 MPa (90 bar) y se suministra a una columna de lavado de alta presión (columna de cuerpos de relleno, D = 200 mm, H = 2,5 m): a 9 MPa (90 bar) de presión se introduce el gas (97,5 Nm<sup>3</sup>/h) desde abajo y se rocía desde arriba agua (m = 380 kg/h) como líquido de lavado a contracorriente. El agua residual se regenera mediante relajación y se puede emplear a continuación de nuevo para la absorción de CO<sub>2</sub>. En este concepto, el consumo de agua fresca es de aproximadamente el 5-10 % de la corriente de agua de lavado.

35 La corriente de gas purificada (78 Nm<sup>3</sup>/h) contiene todavía trazas insignificantes de CO<sub>2</sub> y esencialmente el 53 % en volumen de H<sub>2</sub> y el 47 % en volumen de CO.

En un cambiador de calor de serpentín se precalienta la misma a 400 °C. La corriente de gas caliente se devuelve al reactor, donde la misma está disponible de nuevo como gas de reacción con una composición del 53 % en volumen de H<sub>2</sub> y el 47 % en volumen de CO y para la arrastre de los productos de reacción.

40 En este caso es particularmente ventajosa la obtención de energía de los gases comprimidos, la producción de productos terminados en forma de gasolina y gasóleo así como el funcionamiento autárquico en cuanto a hidrógeno del procedimiento.

Además se dan a conocer los siguientes procedimientos y dispositivos:

45 1. Procedimiento para la transformación termoquímica directa de al menos un reactante orgánico de alto peso molecular en productos orgánicos de bajo peso molecular que están presentes a temperatura ambiente como líquidos de baja viscosidad y son combustibles, que presenta las etapas del procedimiento:

- facilitación del reactante, fracciones de producto difícilmente volátiles y al menos un gas reductor en un reactor,
- calentamiento brusco del reactante a la temperatura de reacción,
- 50 - transformación del reactante a temperatura elevada con aprovechamiento de la acción reductora del gas y/o efectos autocatalíticos de las fracciones de producto en productos de reacción en forma de vapor y gas de reacción,
- separación del gas de reacción mediante condensación con evacuación de los productos de reacción condensados, comprendiendo el gas de reacción separado



- a) en caso de reactantes que contienen oxígeno, hidrógeno, metano así como eventualmente otros hidrocarburos, monóxido de carbono y dióxido de carbono y  
 b) en caso de reactantes sin oxígeno, hidrógeno, metano y eventualmente otros hidrocarburos,
- 5 - caracterizado por las otras etapas del procedimiento del acondicionamiento del gas de reacción separado mediante
- ° exclusión de al menos una parte de la mezcla de gases y/o
  - ° retirada de al menos una parte del dióxido de carbono o
  - ° reformado de al menos una parte del dióxido de carbono, el metano y/u otros hidrocarburos o
  - 10 ° retirada de una parte de dióxido de carbono y reformado en paralelo de al menos otra parte del dióxido de carbono y al menos una parte del metano y/u otros hidrocarburos o
  - ° retirada de una parte del dióxido de carbono y reformado posterior de al menos otra parte del dióxido de carbono y al menos una parte del metano y/u otros hidrocarburos o
  - 15 ° reformado de una parte del dióxido de carbono y al menos una parte del metano y/u otros hidrocarburos y retirada posterior de al menos otra parte del dióxido de carbono y eventualmente de forma adicional mediante aporte de hidrógeno y/u otra sustancia reductora, en particular en forma de monóxido de carbono o tetralina,
- reconducción del gas de reacción acondicionado al reactor para la generación simultánea de un efecto reductor, en particular de hidrogenación, para la transformación del reactante y/o un efecto de arrastre para la descarga del producto.
- 20 2. Procedimiento de acuerdo con el punto 1, caracterizado porque los reactantes que contienen oxígeno y/o sin oxígeno contienen otros heteroátomos en forma de nitrógeno, azufre y/o halógenos que se retiran en forma de amoníaco, sulfuro de hidrógeno y/o halogenuro de hidrógeno al menos en parte.
- 25 3. Procedimiento de acuerdo con el punto 1 o 2, caracterizado porque como reactantes se usan sustancias y/o mezclas de sustancias que contienen carbono de macromoléculas de cadena larga y/o reticuladas, en particular en forma de materias primas renovables así como sustancias residuales y de desecho.
- 30 4. Procedimiento de acuerdo con uno de los puntos 1 a 3, caracterizado porque el reactante y el gas de reacción se facilitan en una fracción de producto difícilmente volátil líquida y/o en la fase de vapor del reactor.
5. Procedimiento de acuerdo con uno de los puntos 1 a 4, caracterizado porque la transformación del reactante en el reactor se lleva a cabo con una temperatura de reacción de 200 °C a 600 °C, en particular de 300 °C a 500 °C.
- 35 6. Procedimiento de acuerdo con uno de los puntos 1 a 4, caracterizado porque la transformación del reactante en el reactor se realiza a una presión de reacción absoluta de 0,01 MPa a 30 MPa (de 0,1 bar a 300 bar), en particular de 0,1 MPa a 25 MPa (de 1 bar a 250 bar).
7. Procedimiento de acuerdo con uno de los puntos 1 a 4, caracterizado porque la transformación del reactante en el reactor se realiza en atmósfera de sobrepresión reductora, en particular de 2 a 25 MPa (de 20 a 250 bar).
- 40 8. Procedimiento de acuerdo con uno de los puntos 1 a 7, caracterizado porque los productos de reacción en forma de vapor y el gas de reacción se retiran de forma continua del reactor.
9. Procedimiento de acuerdo con uno de los puntos 1 a 8, caracterizado porque los reactantes se suministran de forma continua al reactor.
- 45 10. Procedimiento de acuerdo con uno de los puntos 1 a 9, caracterizado porque de los productos de reacción condensados evacuados del circuito de gas de reacción se obtienen materias primas, combustibles y carburantes petroquímicos con una elevada proporción de hidrocarburos y una reducida viscosidad.
11. Procedimiento de acuerdo con uno de los puntos 1 a 10, caracterizado porque el gas de reacción acondicionado se reconduce en estado comprimido al reactor.
- 50 12. Procedimiento de acuerdo con uno de los puntos 1 a 11, caracterizado porque de los productos de reacción condensados evacuados del circuito de gas de reacción se obtiene hidrógeno para el aporte al circuito de gas de reacción.
13. Procedimiento de acuerdo con el punto 11 o 12, caracterizado porque el hidrógeno durante la compresión del gas de reacción se devuelve al circuito de gas de reacción.
14. Procedimiento de acuerdo con uno de los puntos 1 a 13, caracterizado porque el gas de reacción acondicionado se reconduce en estado precalentado al reactor.
15. Procedimiento de acuerdo con uno de los puntos 1 a 14, caracterizado porque el gas de reacción

acondicionado se usa para el aporte neumático del reactante al reactor.

16. Dispositivo para la realización del procedimiento de acuerdo con uno de los puntos 1 a 15, que presenta un circuito de gas de reacción para la conducción de productos de reacción en forma de gas con al menos

- 5 - un reactor (1) para la realización de reacciones de transformación termoquímica de una mezcla de reactor en el reactor,
- un medio (2) para la licuefacción de productos de reacción en forma de vapor,
- un medio (3) para la separación de productos de reacción líquidos y gas de reacción, caracterizado porque además están previstos
- 10 - medios para el acondicionamiento del gas de reacción (4, 5) separado para el ajuste de un efecto reductor, en particular de hidrogenación y/o arrastre del gas de reacción en el reactor, que comprende
  - ° medios para la exclusión de una parte de la mezcla de gases y/o
  - ° medios para la retirada de dióxido de carbono (4) o
  - ° medios para el reformado de dióxido de carbono, metano y/u otros hidrocarburos (5) o
  - 15 ° medios para la retirada de dióxido de carbono (4), así como medios para el reformado de dióxido de carbono, metano y/u otros hidrocarburos (5) en disposición en paralelo o
  - ° medios para el reformado de dióxido de carbono, metano y/u otros hidrocarburos (5) así como, dispuestos en el circuito de gas de reacción en dirección del flujo por delante, medios para la retirada de dióxido de carbono (4) o
  - 20 ° medios para la retirada de dióxido de carbono (4) así como, dispuestos en el circuito del gas de reacción en dirección de flujo por delante, medios para el reformado de dióxido de carbono, metano y/u otros hidrocarburos (5) y
- eventualmente de forma adicional dispuestos en el circuito de gas de reacción en dirección del flujo por delante o detrás, medios para el aporte de hidrógeno y/u otra sustancia reductora.

17. Dispositivo de acuerdo con el punto 16, caracterizado porque el circuito de gas de reacción está configurado estable a presión elevada y presenta medios para el calentamiento del gas.

18. Dispositivo de acuerdo con el punto 16 o 17, caracterizado porque están previstos medios de compresión (6) para la compensación de pérdidas de presión en el circuito de gas de reacción.

Lista de referencias

- 1 reactor
- 2 condensador
- 3 separador
- 4 retirada de dióxido de carbono
- 5 reformador para dióxido de carbono, metano y otros hidrocarburos
- 6 compresión
- 7 precalentamiento de gas

## REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para la transformación termoquímica directa de al menos un reactante orgánico de alto peso molecular en productos orgánicos de bajo peso molecular que están presentes a temperatura ambiente como líquidos de baja viscosidad y son combustibles, aplicándose como reactante sustancias y/o mezclas de sustancias que contienen carbono de macromoléculas de cadena larga y/o reticuladas, en forma de materias primas renovables así como sustancias residuales y de desecho, que presenta las etapas de procedimiento:
- facilitación del reactante, fracciones de producto difícilmente volátiles y al menos un gas reductor en un reactor,
  - calentamiento brusco del reactante en el intervalo de segundos a la temperatura de reacción de 200 °C a 600 °C,
  - transformación del reactante a la temperatura de reacción con aprovechamiento de la acción reductora del gas y/o efectos autocatalíticos de las fracciones de producto en productos de reacción en forma de vapor y gas de reacción,
  - separación del gas de reacción mediante condensación con evacuación de los productos de reacción condensados, comprendiendo el gas de reacción separado
- a) en caso de reactantes que contienen oxígeno, hidrógeno, metano así como eventualmente otros hidrocarburos, monóxido de carbono y dióxido de carbono y
- b) en caso de reactantes sin oxígeno, hidrógeno, metano y eventualmente otros hidrocarburos,
- acondicionamiento del gas de reacción separado mediante exclusión de al menos una parte de la mezcla de gases y de forma adicional mediante aporte de hidrógeno y/u otra sustancia reductora, en particular en forma de monóxido de carbono o tetralina,
  - reconducción del gas de reacción acondicionado al reactor para la generación simultánea de un efecto reductor, en particular de hidrogenación, para la transformación del reactante y/o un efecto de arrastre para la descarga del producto,
- comprimiéndose y precalentándose el gas de reacción acondicionado antes de su reconducción al reactor.
2. Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, **caracterizado porque** la transformación del reactante en el reactor se realiza con una temperatura de reacción de 300 °C a 500 °C.
3. Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1 o 2, **caracterizado porque** la transformación del reactante en el reactor se realiza a una presión de reacción absoluta de 0,01 MPa a 30 MPa (de 0,1 bar a 300 bar), en particular de 0,1 MPa a 25 MPa (de 1 bar a 250 bar).
4. Procedimiento de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 3, **caracterizado porque** la transformación del reactante en el reactor se realiza en atmósfera de sobrepresión reductora, en particular de 2 a 25 MPa (de 20 a 250 bar).
5. Procedimiento de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 4, **caracterizado porque** los productos de reacción en forma de vapor y el gas de reacción se retiran de forma continua del reactor.
6. Procedimiento de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 5, **caracterizado porque** los reactantes se suministran de forma continua al reactor.
7. Procedimiento de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 6, **caracterizado porque** de los productos de reacción condensados evacuados del circuito de gas de reacción se obtienen materias primas, combustibles y carburantes petroquímicos con una elevada proporción de hidrocarburos y una reducida viscosidad.
8. Procedimiento de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 7, **caracterizado porque** de los productos de reacción condensados evacuados del circuito de gas de reacción se obtiene hidrógeno para el aporte al circuito de gas de reacción.
9. Procedimiento de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 8, **caracterizado porque** el hidrógeno durante la compresión del gas de reacción se reconduce al circuito de gas de reacción.
10. Procedimiento de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 9, **caracterizado porque** el gas de reacción acondicionado se usa para el aporte neumático del reactante al reactor.
11. Dispositivo para la realización del procedimiento de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 10, que presenta un circuito de gas de reacción para la conducción de productos de reacción en forma de gas con al menos
- un reactor (1) para la realización de reacciones de transformación termoquímicas de una mezcla de reactor en el reactor,
  - un medio (2) para la licuefacción de productos de reacción en forma de vapor,
  - un medio (3) para la separación de productos de reacción líquidos y gas de reacción,
  - un medio para el calentamiento brusco del reactante en el intervalo de segundos a la temperatura de reacción

de 200 °C a 600 °C,

- medios para el acondicionamiento del gas de reacción (4, 5) separado para el ajuste de un efecto reductor, en particular de hidrogenación y/o arrastre del gas de reacción en el reactor, que comprende medios para la exclusión de una parte de la mezcla de gases y

- 5 - de forma adicional dispuestos en el circuito de gas de reacción en dirección del flujo por delante o detrás, medios para el aporte de hidrógeno y/u otra sustancia reductora y  
- medios para la reconducción del gas de reacción acondicionado al reactor,

**caracterizado porque**

- 10 el circuito de gas de reacción está configurado estable a presión elevada y presenta medios para el calentamiento del gas y  
porque están previstos medios de compresión (6) para la compensación de pérdidas de presión en el circuito de gas de reacción.

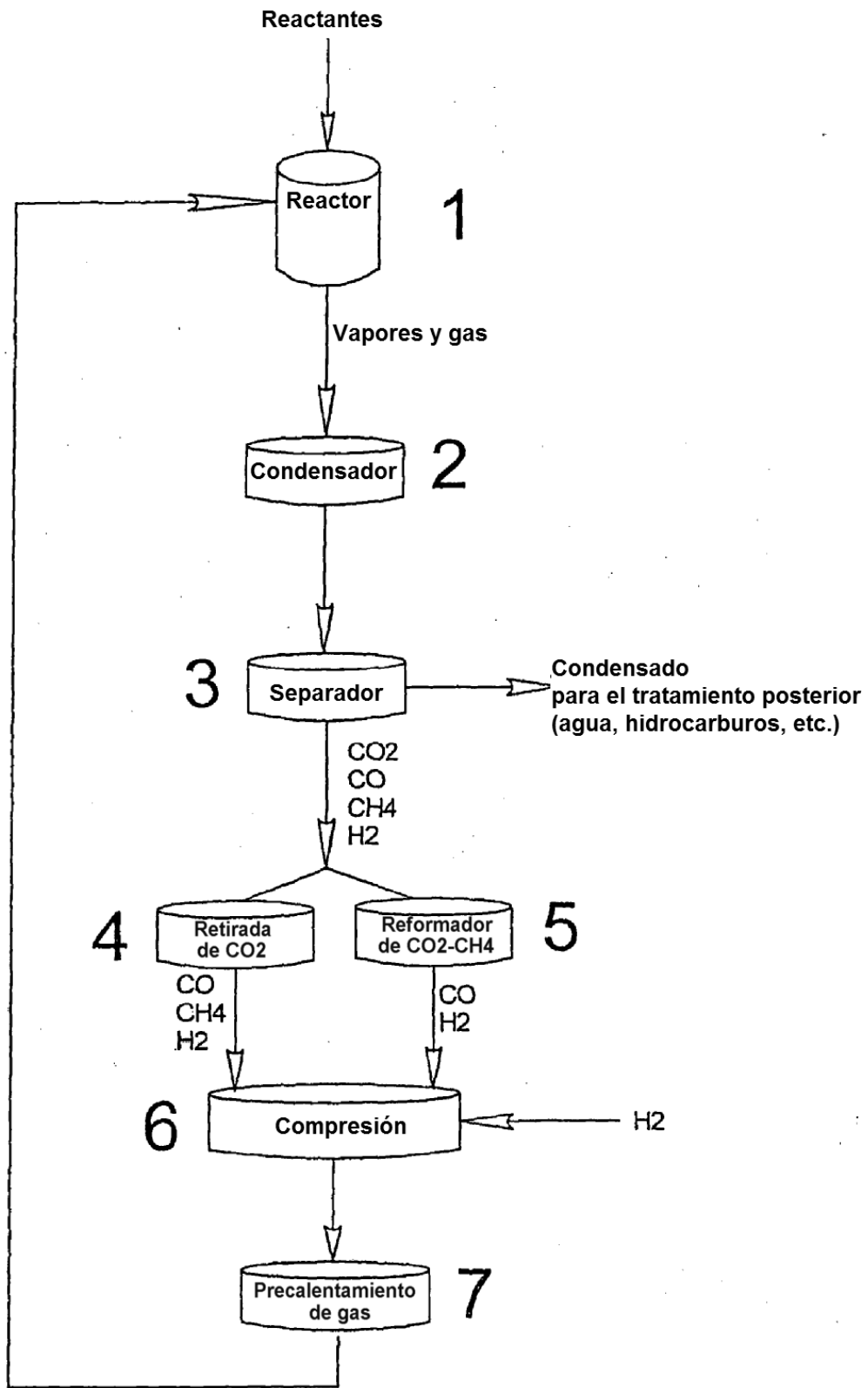


Figura 1

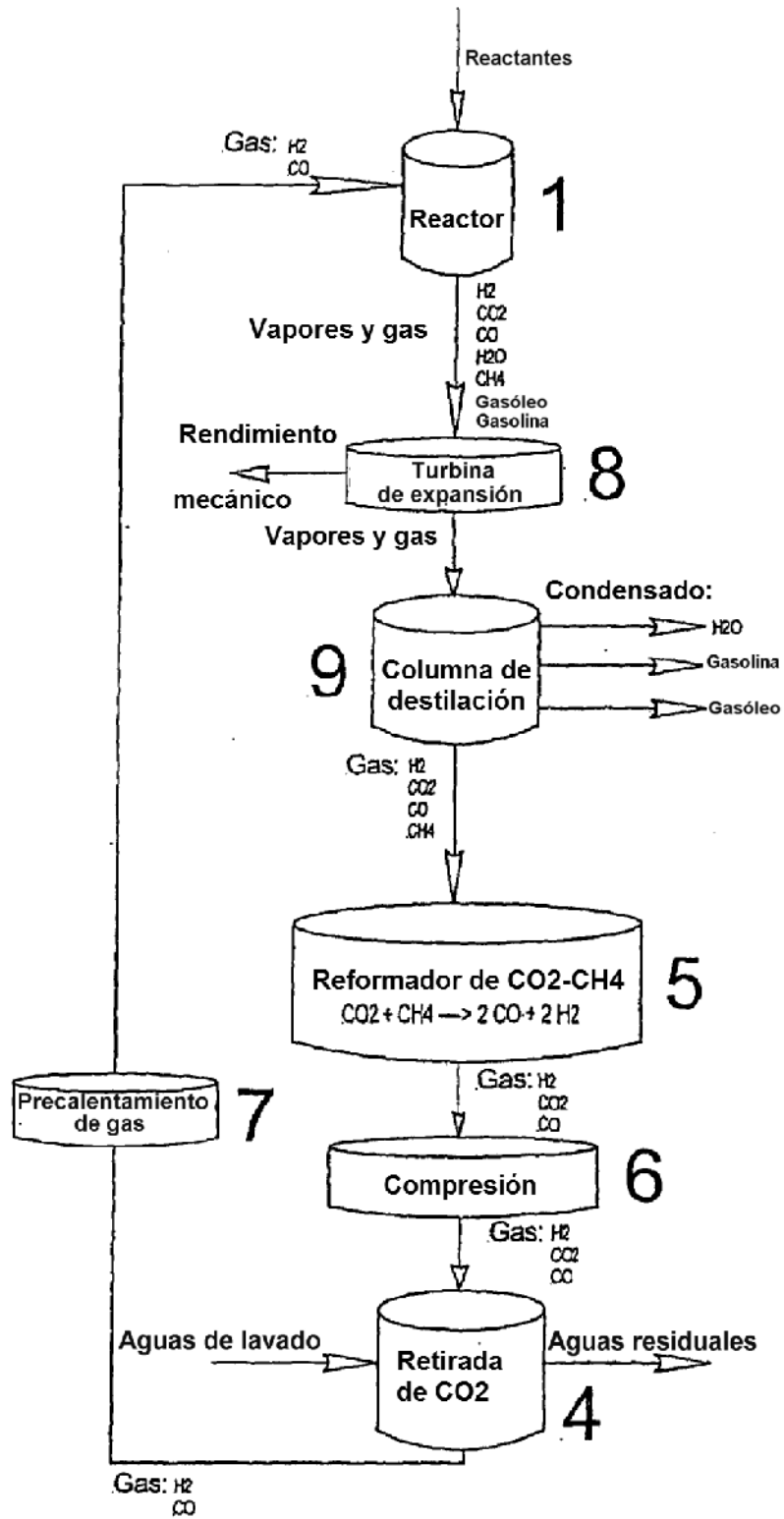


Figura 2