

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 720 727**

51 Int. Cl.:

C10G 1/02 (2006.01)

C10G 1/00 (2006.01)

C10G 31/09 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **22.12.2014 PCT/IB2014/067212**

87 Fecha y número de publicación internacional: **25.06.2015 WO15092773**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **22.12.2014 E 14831091 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **30.01.2019 EP 3083888**

54 Título: **Proceso y aparato para producir hidrocarburos**

30 Prioridad:

21.12.2013 DK 201300715

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

24.07.2019

73 Titular/es:

**STEEPER ENERGY APS (100.0%)
Sandbjergvej 11
2970 Hørsholm, DK**

72 Inventor/es:

IVERSEN, STEEN BRUMMERSTEDT

74 Agente/Representante:

ELZABURU, S.L.P

ES 2 720 727 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Proceso y aparato para producir hidrocarburos

Campo de la invención

5 La invención se refiere al área de la producción de hidrocarburos, más específicamente al área de la producción de hidrocarburos mediante la conversión de material biológico mediante un proceso de licuefacción hidrotérmica.

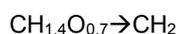
Antecedentes de la invención

10 El mundo se enfrenta a fluctuaciones en los precios del petróleo crudo así como a retos para la seguridad energética, estabilidad económica y crecimiento. Las preocupaciones ambientales adicionales relacionadas con el cambio climático debido al "efecto invernadero" están centrando cada vez más la atención. Además, se están agotando una serie de fuentes de energía convencionales tales como el petróleo. Esto exige un uso más eficaz y sostenible de los recursos, incluyendo recursos no convencionales y alternativos.

15 Por ello, hay un interés mundial grande y creciente en nuevas tecnologías para la producción de hidrocarburos líquidos a partir de recursos abundantes de bajo valor tales como lignito, turba, biomasa, residuos y desechos. Una característica general de tales recursos de bajo valor es que tienen típicamente un contenido alto de humedad, un contenido de oxígeno en base libre de cenizas secas en el intervalo de 20-60 % y un contenido de cenizas en el intervalo de un porcentaje bajo a más de un 50 % en peso, lo que da como resultado un bajo valor calorífico según se reciben.

20 Son conocidas tecnologías para la producción de hidrocarburos líquidos no convencionales, p. ej. la producción de hidrocarburos líquidos a partir de carbón es conocida desde hace más de 150 años. La pirólisis o carbonización a alta temperatura es otra vía bien conocida para la producción de hidrocarburos líquidos a partir de combustible sólido. Dependiendo del proceso específico, la corriente de entrada puede calentarse a una temperatura en el intervalo de 450 a 1000 °C en ausencia de oxígeno, secarse los compuestos volátiles y dejar un producto de coque. Los rendimientos de hidrocarburos pueden ser ampliamente variables en el intervalo de 10 a 75 % dependiendo del contenido volátil de las corrientes de entrada específicas y las condiciones de proceso. En general, un calentamiento rápido (pirólisis rápida) y un tiempo de residencia corto proporcionan los rendimientos máximos. Sin embargo, la pirólisis está limitada a corrientes de entrada secas, p. ej. con contenidos de humedad de hasta alrededor de un 10 % en peso. Además, como solo ocurre una conversión muy limitada del hidrocarburo líquido producido durante el procesamiento, los hidrocarburos líquidos producidos tienen un alto contenido de oxígeno y agua, y los hidrocarburos líquidos producidos consiguientemente tienen un bajo valor calorífico. Además, los hidrocarburos líquidos no son mezclables con diésel de petróleo y crudo de petróleo, y son corrosivos y susceptibles de polimerización, lo que hace difícil el almacenamiento a largo plazo. Esto limita el uso directo de tales líquidos hidrocarbonados pirolíticos. La valorización de hidrocarburos pirolíticos puede realizarse mediante hidrodeseoxigenación o por adición de hidrógeno durante el proceso de pirólisis. Sin embargo, aunque tales procesos de hidrogenación son técnicamente factibles, añadirán costes de producción significativos ya que no se retira oxígeno por la pirólisis, y la producción de hidrógeno es relativamente cara.

40 La producción de hidrocarburos líquidos a partir de cargas de alimentación distintas del carbón se está realizando también por pirólisis, así como por técnicas de licuefacción indirecta y directa descritas anteriormente. Sin embargo, son comunes a ellas que todas requieren corrientes de entrada relativamente secas. Una cuestión fundamental es la diferencia en la estequiometría de la corriente de entrada y los combustibles hidrocarbonados líquidos. Por ejemplo, la madera seca puede representarse por la fórmula $\text{CH}_{1,4}\text{O}_{0,7}$, mientras que los combustibles hidrocarbonados líquidos pueden representarse por la fórmula CH_2 :



45 Esto da como resultado fundamentalmente una necesidad indispensable de adición de hidrógeno y/o retirada de carbono durante el procesamiento para la adaptación de la relación de H/C y la retirada de oxígeno. La retirada de oxígeno como producto calcinado y CO_2 reduce los rendimientos máximos obtenibles de los hidrocarburos deseados, mientras que la producción de hidrógeno es relativamente cara, añade una complejidad significativa y reduce la eficacia de tales procesos. Por ello, para ser viables, tales procesos requieren una escala muy grande y se vuelven así muy intensivos de capital (UK DTI, Coal Liquefaction, Cleaner Coal Programme, Technology Status Report 010, octubre de 1999).

50 Por ello, hay un gran interés en desarrollar técnicas de producción mejoradas para hidrocarburos líquidos que no soporten los inconvenientes descritos anteriormente. La conversión de carga de alimentación en agua presurizada a temperaturas elevadas es una vía que ha atraído una atención significativa durante las últimas décadas. Tales técnicas se denominan generalmente procesamiento hidrotérmico, y convierten generalmente la carga de alimentación en un producto hidrocarbonado líquido, un producto calcinado, una fase acuosa que comprende productos orgánicos solubles en agua, un gas y un producto mineral.

55 Es una ventaja del procesamiento hidrotérmico que el agua se mantiene a presión de modo que se mantiene en su

estado líquido y/o supercrítico, lo que significa que no ocurre transición de fase a vapor durante el procesamiento. Por ello, la pérdida de energía, en forma de calor latente de evaporación, no tiene que suministrarse y por tanto se eliminan procesos consumidores de energía tales como evaporación o destilación. Esto vuelve tales procesos muy energéticamente eficaces, particularmente para corrientes de entrada húmedas.

5 El agua, en las proximidades de su punto crítico (374 °C, 22,1 MPa (221 bar)) obtiene propiedades físicas que son muy diferentes del agua en condiciones ambientales, p. ej. el producto de disociación del agua es más de tres órdenes de magnitud superior, cambia su polaridad de un disolvente polar a un disolvente no polar, se reducen significativamente las resistencias de transferencia de masa y calor interfásicas y por lo tanto se potencian las tasas de transferencia de masa y calor.

10 Debido a estas propiedades del agua en las proximidades de su punto crítico, el agua puede servir tanto como medio de reacción, como catalizador para reacciones catalizadas por ácido y base como reactante y fuente de hidrógeno en el proceso de conversión.

15 Por ello, el procesamiento hidrotérmico conserva el potencial de reducir el contenido de oxígeno de la carga de alimentación oxigenada húmeda con menores pérdidas de energía parasitarias y con menos hidrógeno requerido debido a la formación de hidrógeno in situ.

20 La desoxigenación pasa por reacciones de deshidratación, descarboxilación e hidrogenación. Sin embargo, las rutas de reacción son complejas y desconocidas en gran medida, excepto para moléculas sencillas. Las macromoléculas carbonosas pueden experimentar diversas reacciones incluyendo hidrólisis, deshidratación, descarboxilación, reformado con vapor, desplazamiento de gas del agua, craqueo al vapor, reacción de Boudouard, hidrogenación, metanación, Fischer-Tropsch, condensación de aldol, esterificación, síntesis de metanol, etc. La tasa de las reacciones individuales y la extensión en que avanza la conversión por rutas de reacción específicas dependen de una serie de factores.

25 Los procesos difieren en las condiciones operativas específicas y el diseño y configuración del proceso que se aplique, p. ej. la carga de alimentación, el contenido de sólido seco en la alimentación, el contenido de ceniza de la alimentación, la presión y temperatura operativas, el pH, los catalizadores y otros aditivos presentes en diferentes partes del proceso, el tiempo de residencia en las diferentes partes del proceso, la integración del calor, las técnicas de separación aplicadas, incluyendo manejo y valorización de productos adicionales, etc.

30 A pesar del hecho de que las tecnologías hidrotérmicas tienen muchos beneficios potenciales frente a los métodos convencionales de procesamiento de biomasa y otras macromoléculas orgánicas a combustibles y productos químicos útiles, sigue siendo un hecho que estas tecnologías no se han comercializado ampliamente todavía (A. Peterson et al, 2008).

Se divulgan un proceso y aparato mejorados para la producción de hidrocarburos líquidos como producto principal y que no soportan los problemas y desventajas descritos anteriormente por Iversen en el documento PCT/DK2012/000071.

35 El documento WO 2006/117002 divulga un método y un aparato para intensificar el contenido de energía de un material orgánico convirtiendo el material en hidrocarburos y el producto resultante de ello.

40 Uno de los retos de los métodos anteriormente conocidos es el consumo relativamente alto de energía para separar diferentes fracciones del hidrocarburo producido, con el fin de producir diferentes tipos de productos finales. En los métodos tradicionales, esto se hace calentando el hidrocarburo producido y separando sucesivamente los componentes según los puntos de condensación de las diversas fracciones.

El método conocido para separar diferentes fracciones del hidrocarburo funciona bien y tiene una alta relevancia para hidrocarburos producidos tradicionalmente, p. ej. hidrocarburos fósiles producidos a partir de pozos subterráneos o reservorios de arena petrolífera a nivel del terreno. El método requiere sin embargo una entrada de energía significativa y por ello aumenta el coste de producir los hidrocarburos deseados.

45 Por lo tanto, sería ventajoso proporcionar un nuevo método y el correspondiente dispositivo mediante el cual se redujera el consumo de energía total del proceso y por ello se proporcionara un aumento de productos hidrocarbonados respetuosos con el ambiente, en particular cuando se aplica a un proceso de conversión para producir hidrocarburos a partir de material biológico.

Sumario de la invención

50 En un aspecto de la presente invención, el objetivo es proporcionar un método que reduzca el requisito de energía global para producir productos hidrocarbonados de viscosidad inferior y aumentar la utilidad directa del producto hidrocarbonado de viscosidad inferior.

Según la invención, se consigue este objetivo mediante un método para producir hidrocarburos líquidos mediante la conversión de material carbonoso contenido en una o más cargas de alimentación, comprendiendo el método las

etapas definidas en la reivindicación 1.

5 Al proporcionar una etapa de separación mecánica antes de la reducción de presión, será posible separar la salida del proceso de conversión en una fracción de alta viscosidad y una fracción de baja viscosidad. Al hacer esto, la fracción más ligera que pasa a través de la etapa de separación puede tener una calidad suficiente para muchas aplicaciones para usarse directamente sin refinado o valorización adicionales. Incluso si se necesita refinado o valorización adicionales, la entrada de energía requerida se reducirá significativamente en comparación con la solución conocida hasta ahora, ya que los componentes de punto de ebullición superior más demandantes de energía ya se han retirado. La fracción que ha pasado el filtro tendrá por tanto un contenido de viscosidad muy inferior o hidrocarburos de ebullición inferior, lo que puede tener características adecuadas para muchos fines de uso directo.

10 El contenido superior de hidrocarburos de viscosidad muy inferior puede dar como resultado además un procesamiento posterior más sencillo, p. ej. proporcionar una separación más sencilla y/o mejorada del producto hidrocarbonado líquido de la corriente de biomasa convertida.

15 Como consecuencia adicional de la filtración mecánica de la fracción de viscosidad superior, se observará una reducción de partículas tales como ceniza y producto calcinado en la de viscosidad inferior. Además, puede observarse una reducción del contenido de azufre y/o una densidad inferior en la fracción de viscosidad inferior. Por ello, la separación mecánica según la presente invención da como resultado una mejora global de la calidad del producto hidrocarbonado líquido en la fracción de baja viscosidad.

La fracción de alta viscosidad separada mecánicamente se extrae del proceso.

20 La fracción de alta viscosidad separada mecánicamente y extraída sucesivamente puede tratarse además, p. ej. en un proceso separado, o puede formar parte de una mezcla de alimentación para alimentar al proceso.

25 La extracción se realiza mediante alteración de los filtros mecánicos entre al menos un filtro en línea y al menos otro fuera de línea. Por la presente, el filtro en línea se abre para flujo de entrada y el filtro fuera de línea se cierra para flujo de entrada abriendo y cerrando, respectivamente, válvulas de sistema anteriores y posteriores al filtro. El filtro mecánico fuera de línea se limpia abriendo una válvula de drenaje, localizada entre las válvulas de sistema cerradas en el lado sucio del filtro, hacia un área de presión inferior, p. ej. la presión atmosférica circundante, para liberar la fracción de alta viscosidad separada mecánicamente del filtro y a través de la válvula de drenaje. Después de la liberación de la presión, el filtro puede limpiarse adicionalmente purgando con un líquido adecuado a una temperatura que haga fluir el fluido de alta viscosidad, p. ej. vapor, preferiblemente vapor presurizado.

30 La temperatura del filtro o filtros mecánicos se controla para estar en el intervalo de 40 a 200 °C, preferiblemente en el intervalo de 40 a 150 °C, lo más preferiblemente en el intervalo de 50 a 120 °C, tal como en el intervalo de 60 a 100 °C. Por la presente, la temperatura superior se elige para solidificar selectivamente compuestos de alta viscosidad y la temperatura inferior se elige para permitir que una fracción de viscosidad inferior permee a una temperatura suficientemente alta para la separación sucesiva y posiblemente procesamiento adicional.

35 Después de la extracción del fluido de viscosidad superior acumulado, se cierra la válvula de drenaje y se llena la cámara con un fluido esencialmente incompresible, p. ej. vapor presurizado, antes de presurizar la cámara de filtro mediante la apertura de las válvulas de sistema. Esta prepresurización del filtro es importante para evitar fluctuaciones de presión y por ello vibraciones en el sistema.

40 En otro aspecto de la presente invención, el objetivo es proporcionar un equipo de producción que reduzca el requisito de energía global para producir productos hidrocarbonados de viscosidad inferior. Según la invención, se consigue este objetivo mediante un dispositivo para llevar a cabo el método según las reivindicaciones anteriores, donde el dispositivo es como se define en la reivindicación 6.

El dispositivo de filtro mecánico es un filtro con aberturas de filtro en el intervalo entre 1 µm y 1 mm, preferiblemente entre 1 µm y 500 µm e incluso más preferiblemente entre 10 µm y 250 µm.

45 Se localizan las válvulas de sistema en los lados anterior y posterior del dispositivo de filtro mecánico. Además, se localiza una válvula de drenaje entre las válvulas de sistema, y anteriormente al elemento de filtro en el lado sucio u obstruido del elemento de filtro.

50 Se localiza al menos una válvula de suministro de fluido entre las válvulas de sistema y se adapta para permitir el flujo de entrada de un fluido cuando las válvulas de sistema y la válvula de drenaje están cerradas. La válvula de suministro de fluido puede estar localizada posteriormente al dispositivo de separación. Puede proporcionarse una válvula o abertura de liberación para permitir el llenado completo de la cavidad de filtro que circunda el filtro, concretamente al gas presente en la cavidad de filtro entre las válvulas de sistema se le permitirá la posibilidad de escapar tras suministrar el fluido de relleno.

Puede proporcionarse una entrada para purgar líquido o gas, preferiblemente posterior al filtro, que permita purgar el filtro durante el estado fuera de línea y con la válvula de drenaje abierta hacia el área de presión inferior.

55

La invención se describirá con más detalle en la siguiente descripción de una realización preferida con referencia a los dibujos adjuntos, donde:

Descripción de los dibujos

La FIG. 1 muestra una realización esquemática de una línea de producción para producir hidrocarburos líquidos;

5 la FIG. 2 muestra una parte de la línea de producción mostrada en la FIG. 1;

la FIG. 3 muestra esquemáticamente la parte de la FIG. 2 con el sistema de control adjunto;

la FIG. 4 muestra una realización adicional de una línea de producción para producir hidrocarburos líquidos; y

la FIG. 5 muestra esquemáticamente una disposición de filtros de separación y válvulas que permiten el intercambio de filtros durante la limpieza y operación.

10 Descripción de realización preferida

Pretratamiento

El material carbonoso contenido en una o más corrientes de entrada A, B se introduce en una etapa de pretratamiento en el dispositivo de pretratamiento 1, donde se transforma en una mezcla de alimentación bombeable homogénea en forma de una suspensión y/o pasta F. Esto puede realizarse, p. ej., introduciendo los compuestos hidrocarbonados
15 líquidos producidos in situ tales como una corriente de reciclado del producto hidrocarbonado líquido producido o una fracción del mismo como se indica por la corriente de fluido desde la tubería después de la primera separación y al dispositivo de pretratamiento 1 y/o los compuestos orgánicos líquidos recuperados y/o catalizadores homogéneos desde la fase acuosa como se indica por la corriente de fluido desde 14 al dispositivo de pretratamiento 1. Dependiendo de la concentración de catalizadores homogéneos tales como potasio y/o sodio en la corriente o corrientes de entrada, pueden introducirse también catalizadores de compensación C para ajustar la concentración de catalizador a la
20 concentración según la presente invención. Dicho catalizador puede añadirse según una realización preferida de la presente invención en forma de una sal o disolverse en un líquido, p. ej. agua. A menudo, dicho catalizador o catalizadores de compensación C según la presente invención estarán en una forma alcalina tal como en forma de hidróxido o carbonato y, aparte de compensar la concentración de catalizador homogéneo, sirven además como ajuste de pH de la mezcla de alimentación F para obtener un pH de al menos 7 durante o después de dicha conversión, preferiblemente un pH en el intervalo de 8-12, y más preferiblemente un pH en el intervalo de 8-11. En muchas realizaciones según la presente invención, el pH de la mezcla de alimentación durante y/o después de dicha conversión de material carbonoso contenido en dicha mezcla de alimentación F se controla midiendo el pH durante y/o después
25 de dicha conversión y ajustando el pH en dicho manejo de alimentación 1 mediante la adición de catalizador de compensación y/o como alternativa añadiendo otra base D a dicho manejo de alimentación 1.

Típicamente, la relación en peso de dicha corriente o corrientes de reciclado que comprenden compuestos orgánicos líquidos respecto a dichas corrientes de entrada que se introducen en dicho manejo de alimentación según la presente invención está en el intervalo de 0,01 a 5,0, tal como en el intervalo de 0,1 a 5,0, preferiblemente en el intervalo de 0,2 a 3,0, tal como en el intervalo de 0,4 a 2, e incluso más preferiblemente en el intervalo de 0,5-1,5. Aparte de introducir
35 ventajas de proceso desde el punto de vista de la conversión, la recuperación y reciclado de compuestos orgánicos líquidos producidos in situ en el pretratamiento 1 posibilitan la preparación de una mezcla de alimentación que comprende una suspensión o pasta F bombeable homogénea desde las corrientes de entrada según se reciben y/o la preparación de una mezcla de alimentación que comprende una suspensión o pasta F bombeable que tiene un contenido de materia seca superior ya que no tiene que añadirse agua y/u otros disolventes, o menos, a dicho pretratamiento 1. Se ha encontrado además que la presencia de dichos compuestos orgánicos líquidos durante dicho pretratamiento 1 introduce un efecto de estabilización y/o disolución que ayuda a homogeneizar la mezcla de alimentación F, p. ej. disminuyendo la viscosidad de dicha mezcla de alimentación a un contenido de sólido seco y temperatura dados, o permite la operación de un tamaño máximo de partícula superior y/o a contenidos de materia
40 seca superiores y así da como resultado un proceso global más económico y eficaz, p. ej. menos pérdidas de energía parasitaria y más petróleo producido.

El pretratamiento 1 puede comprender además, según una realización preferida de la presente invención, una mezcla de alimentación F con un tamaño máximo de partícula de como máximo 30 mm, tal como un tamaño de partícula de como máximo 15 mm, preferiblemente dicha mezcla de alimentación proporcionada tiene un tamaño de partícula de como máximo 5 mm, tal como un tamaño de partícula de como máximo 2 mm, más preferiblemente el tamaño máximo
50 de partícula en dicha mezcla de alimentación está en el intervalo de 0,01 a 1,5 mm, tal como de 0,1 a 1,0 mm. Dicha provisión puede comprender controlar el tamaño máximo de partícula de los materiales de entrada, p. ej. dividiendo dichos materiales de entrada en A, B mediante una operación de tamizado y/o una o más operaciones de trituración y/o molidura y/o molienda y/o corte (no mostradas) y/o dividiendo dicha mezcla de alimentación F antes de sacarse de dicho pretratamiento a la etapa de presurización.

55 El pretratamiento 1 según una realización preferida según la presente invención comprende además medios para mezclar concienzudamente y transformar dicha corriente o corrientes de entrada y corrientes de fluido A, B, C y D en

un suspensión o pasta homogénea. Dicha mezcladora puede ser según la presente invención un recipiente agitado equipado con medios para mezclar y homogeneizar eficazmente materiales viscosos tales como una mezcladora planetaria, amasadora o mezcladora Banbury. Otros medios preferidos para mezclar concienzudamente y homogeneizar dichas corrientes de entrada y fluido a una mezcla de alimentación según la presente invención incluyen mezcladoras en línea. Tales mezcladoras en línea pueden introducir además una acción de corte y/o recorte y/o autolimpiadora. La mezcladora está equipada preferiblemente además con medios para calentar dicha mezcla de alimentación a una temperatura en el intervalo de 40 a 200 °C, preferiblemente en el intervalo de 40 a 180 °C y más preferiblemente en el intervalo de 40 a 160 °C a presión suficiente para evitar la ebullición, tal como una presión en el intervalo de 0,1-2 MPa (1-20 bar), preferiblemente en el intervalo de 0,1-1,2 MPa (1-12 bar). Los medios preferidos para calentar dicha mezcla de alimentación durante el pretratamiento según la presente invención incluyen una camisa de calentamiento (no mostrada). En una realización preferida, el calor para precalentar dicha mezcla de alimentación F en el pretratamiento 1 se obtiene a partir del enfriamiento del material carbonoso convertido que comprende producto hidrocarbonado líquido, p. ej. por intercambio de calor con esta corriente de proceso. Por la presente, la eficacia energética del proceso puede potenciarse adicionalmente.

Según una realización preferida de la presente invención, la mezcladora puede estar equipada adicionalmente con un bucle de recirculación (no mostrado), donde se saca material de dicha mezcladora y se recircula al menos parcialmente en un bucle interno o externo y se reintroduce en dicho pretratamiento para controlar el tiempo de residencia en dicho pretratamiento o manejo de alimentación a un tiempo predefinido. Los tiempos de residencia preferidos en dicha etapa de pretratamiento 1 están, según la presente invención, en el intervalo de 1 minuto a 24 horas, tal como en el intervalo de 5 minutos a 12 horas. Preferiblemente, el tiempo de residencia está en el intervalo de 5 minutos a 6 horas, más preferiblemente en el intervalo de 10 minutos a 3 horas.

Típicamente, el contenido de materia seca según la presente invención está en el intervalo de 20 a 70 % en peso, preferiblemente en el intervalo de 25 a 60 % y más preferiblemente en el intervalo de 30 a 50 % en peso.

El proceso según la presente invención requiere que esté presente agua en dicha mezcla de alimentación. Típicamente, el contenido de agua en dicha mezcla de alimentación es de al menos un 30 % en peso, en el intervalo de 30 a 80 % en peso y preferiblemente en el intervalo de 30 a 70 %.

El pulpeado mecánico y/o térmico y/o químico de los materiales de entrada obtenidos en dicho pretratamiento 1 según una realización preferida de la presente invención posibilita la producción de una mezcla de alimentación bombeable homogénea F premezclada con aditivos para realizar un proceso según la presente invención, y que tiene un alto contenido de materia seca a una viscosidad procesable por un proceso según la presente invención. La mezcla de alimentación según la presente invención da como resultado un proceso más eficaz y económico que en la técnica anterior, p. ej. menos pérdidas de energía parasitarias y rendimientos superiores de petróleo.

Conversión

Se saca la mezcla de alimentación F de dicho manejo de alimentación 1 y se transfiere a la bomba de presurización 2, preferiblemente por una bomba de desplazamiento positivo tal como una bomba helicoidal o de lóbulos. Según la presente invención, dicha presurización a la presión de reacción deseada se realiza esencialmente antes de iniciar el calentamiento de la temperatura de entrada del pretratamiento 1 a la temperatura de reacción. Las bombas preferidas para dicha presurización según la presente invención incluyen bombas de lóbulos rotativas en una disposición en serie, bombas de pistón de acción individual o doble y bombas de pistón de diafragma con manguera.

La presurización se realiza preferiblemente antes del calentamiento, y la mezcla de alimentación se presuriza generalmente a una presión suficientemente alta para mantener la mezcla de alimentación y/o mezcla de alimentación convertida en un estado líquido y/o supercrítico durante dicho calentamiento y conversión, concretamente la mezcla de alimentación se presuriza a una presión de al menos la presión de saturación a la temperatura reinante en el proceso.

Típicamente, la mezcla de alimentación puede presurizarse a una presión operativa durante dicho calentamiento y conversión de al menos 15 MPa (150 bar) tal como 18 MPa (180 bar), preferiblemente dicha presión operativa es de al menos 20 MPa (200 bar) tal como 22,1 MPa (221 bar), y más preferiblemente dicha presión operativa durante la conversión es de al menos 25 MPa (250 bar) tal como una presión en el intervalo de 30 a 40 MPa (300 a 400 bar).

Se calienta posteriormente la mezcla de alimentación presurizada a una temperatura de reacción en el intervalo de 300 a 500 °C, tal como en el intervalo de 350 a 450 °C, preferiblemente en el intervalo de 370 a 450 °C, tal como en el intervalo de 385 a 430 °C, más preferiblemente en el intervalo de 390 a 430 °C, tal como en el intervalo de 400 a 430 °C.

Según una realización preferida de la presente invención, dicho calentamiento se realiza en uno o más intercambiadores de calor 3, 4, 5. Preferiblemente, dicho calentamiento se realiza al menos parcialmente por recuperación de calor de una o más corrientes de proceso. En la realización preferida mostrada en la figura, se recupera calor de la corriente de producto caliente, del reactor 6, y se transfiere a la mezcla de alimentación presurizada mediante intercambio de calor directo en los primeros intercambiadores de calor 3 y 4. Típicamente, la mezcla de alimentación F se calienta de la temperatura de entrada a una temperatura en el intervalo de 180-250 °C

en el primer intercambiador de calor 3, y a una temperatura en el intervalo de 300-390 °C en el segundo intercambiador de calor 4. En una realización opcional, dicha recuperación de calor puede realizarse por intercambio de calor indirecto con un medio de transferencia de calor tal como vapor, petróleo caliente o una sal fundida. Mediante dicha recuperación de calor, se obtiene que el proceso se vuelva muy energéticamente eficaz ya que la mayoría del calor requerido se recupera.

Los intercambiadores de calor 3 y 4 pueden combinarse opcionalmente en un intercambiador de calor. Sin embargo, como las propiedades de la mezcla de alimentación, p. ej. la viscosidad, cambian significativamente durante dicho calentamiento, se prefiere típicamente dividir dicho calentamiento en dos o más intercambiadores de calor. Esto tiene además la ventaja de que pueden usarse diferentes materiales de construcción en los intercambiadores de calor, p. ej. puede usarse un material de aleación inferior en el primer intercambiador de calor 3. Además, según una realización preferida de la presente invención, dichos intercambiadores de calor se diseñan para proporcionar una tasa de calentamiento relativamente alta en el intervalo de temperatura de hasta 300 °C o cerca. Típicamente, la tasa de calentamiento en el intervalo de 140 a 300 °C es de al menos 50 °C/min, preferiblemente al menos 75 °C/min, más preferiblemente al menos 100 °C/min e incluso más preferiblemente al menos 150 °C/min. En combinación con las características de la mezcla de alimentación según la presente invención, se obtiene por la presente que se minimizan las reacciones secundarias indeseadas hasta producto calcinado y alquitrán, y que se maximiza el rendimiento del producto hidrocarbonado líquido.

La mezcla de alimentación F se calienta adicionalmente a temperatura de reacción en el intercambiador de calor 5. Dicho calentador puede ser un calentador a fuego 7 como el mostrado en la figura, p. ej. un calentador alimentado, p.ej., por gas natural, petróleo u otro combustible adecuado 8. Preferiblemente, dicho calentador a fuego está alimentado al menos parcialmente por un producto producido por el proceso según la presente invención, tal como gas producido por el proceso mostrado en la figura. Otros productos potenciales producidos por el proceso para alimentar al menos parcialmente dicho calentador a fuego pueden incluir producto calcinado y producto hidrocarbonado líquido. Al alimentar al menos parcialmente dicho calentador a fuego con un producto producido, se reduce la pérdida de energía parasitaria y aumenta la eficacia energética. Por la presente, un proceso que usa menos material consumible es más económico y más energéticamente eficaz y se obtiene una menor huella ambiental y/o de CO₂.

Realizaciones alternativas del calentamiento adicional a la temperatura de reacción según la presente invención incluyen un calentador a fuego con calentamiento indirecto, p.ej. cuando el calor del combustible o combustibles de combustión en dicho horno o quemador se transfiere primero a otro medio de transferencia de calor tal como vapor, petróleo caliente o sal fundida, antes del intercambio de calor con dicha corriente de alimentación parcialmente calentada.

Posteriormente al calentamiento a temperatura de reacción, se mantiene dicha mezcla de alimentación presurizada y calentada F a la presión y temperatura deseadas en una zona de reacción 6 durante un tiempo predefinido. Las características de alimentación y/o la combinación de presión y temperatura según la presente invención permiten generalmente tiempos de reacción más cortos y/o un producto hidrocarbonado líquido más reaccionado que en la técnica anterior sin sacrificar rendimiento y/o calidad del producto deseado. El tiempo predefinido en dicha zona de reacción puede estar, según una realización de la presente invención, en el intervalo de 1 a 60 minutos, tal como 1 a 45 minutos, preferiblemente dicho tiempo predefinido en dicha zona de reacción está en el intervalo de 2 a 40 minutos, tal como en el intervalo de 1 a 30 minutos, más preferiblemente en el intervalo de 3 a 25 minutos, tal como 5 a 20 minutos.

La zona de reacción 6 según la presente invención comprende ventajosamente uno o más reactores, preferiblemente orientados verticalmente, en los que dicha mezcla de alimentación se alimenta por la parte superior de dicho reactor o reactores en la misma dirección que la gravedad y se saca por la parte inferior. Preferiblemente, dichos reactores de conversión comprenden además una entrada en forma cónica para introducir dicha mezcla de alimentación por la parte superior y una salida en forma cónica para sacar dicha mezcla de alimentación convertida F por la parte inferior. Ventajosamente, dicha entrada en forma cónica tiene un ángulo de las paredes de dicha entrada de forma cónica a la línea central de dicho reactor menor de 60°, y dicha salida en forma cónica tiene un ángulo de las paredes de dicha salida en forma cónica a la línea central de dicho reactor menor de 30°.

Además, los diámetros de la entrada y salida del reactor 6 al diámetro máximo del reactor se seleccionan preferiblemente para obtener una relación mínima de velocidad media máxima en entrada/salida a velocidad media mínima en el reactor de al menos 4. Preferiblemente, la relación de velocidad media máxima en la entrada/salida a velocidad media mínima en el reactor se selecciona para obtener una relación de velocidades de al menos 16, más preferiblemente la velocidad media máxima en la entrada/salida a la velocidad media mínima en el reactor se selecciona para obtener una relación de velocidad de al menos 25, tal como una relación de velocidad de al menos 50.

Por la presente, se proporciona un sistema reactor ventajoso que es menos sensible a la obstrucción debido a la sedimentación de partículas suspendidas, y es más compacto y económicamente atractivo que en la técnica anterior. Además, la disminución y aumento controlados de velocidades en la entrada y salida pueden permitir un uso más eficaz del volumen del reactor.

Enfriamiento y expansión

5 La corriente de salida del reactor 6 que comprende producto hidrocarbonado líquido de dicho material carbonoso convertido se enfría posteriormente por intercambio de calor con la mezcla de alimentación entrante F en los intercambiadores de calor 3, 4. A menudo, se enfría a una temperatura en el intervalo de 240-300 °C en el intercambiador de calor 4 y además a una temperatura en el intervalo de 40-200 °C en el intercambiador de calor 3, y opcionalmente por intercambio de calor en dicha etapa de pretratamiento y/o manejo de alimentación como se describe anteriormente, antes de expandir la mezcla de alimentación convertida que contiene producto hidrocarbonado líquido a una presión en el intervalo de 0,1-7 kPa (1-70 bar) en una o más etapas de expansión 9. Puede proporcionarse un enfriador adicional 10.

10 *Separación mecánica*

En relación con las etapas de proceso de enfriamiento y expansión, tiene lugar una separación mecánica de una fracción más pesada o de viscosidad superior de la biomasa convertida y/o partículas de ceniza. La separación tendrá lugar mediante el uso de un filtro, y las características específicas de la fracción retenida y de la fracción que pasa el filtro dependerán de las condiciones operativas del filtro así como de las características del filtro.

15 La temperatura operativa de dicho filtro se controla preferiblemente a una temperatura específica para posibilitar una solidificación controlada de al menos parte de los compuestos de alta viscosidad de la biomasa convertida, posibilitando así una retención controlada de compuestos que da como resultado una viscosidad superior de dicho producto hidrocarbonado líquido que sin filtrar. Los compuestos que tienen el punto de ebullición mayor solidificarán típicamente primero también. La fracción de ebullición superior o de alta viscosidad puede comprender también
20 concentraciones superiores de impurezas, tales como una concentración superior de azufre residual y/o una concentración superior de oxígeno residual y/o tener densidad superior y/o tener un peso molecular superior y/o tener un contenido aromático superior que la fracción de punto de ebullición inferior de viscosidad inferior. Por ello, al controlar la temperatura del dispositivo de filtro mecánico, puede obtenerse un fraccionamiento de la biomasa convertida o producto hidrocarbonado sólido.

25 La temperatura superior se selecciona típicamente según la invención para solidificar selectivamente compuestos de alta viscosidad para retenerlos en el filtro, mientras que la temperatura inferior se selecciona suficientemente alta para mantener el permeado de producto de viscosidad inferior a una temperatura suficientemente alta para procesamiento posterior y para evitar una caída de presión demasiado alta por el filtro y así mantener una limpieza eficaz del filtro. En la presente invención, se controla la temperatura operativa del filtro para estar en el intervalo de 40 a 200 °C, preferiblemente en el intervalo de 50 a 175 °C, y lo más preferiblemente en el intervalo de 60 a 150 °C, tal como en el
30 intervalo de 65 a 130 °C.

Para extraer la fracción de alta viscosidad filtrada, puede proporcionarse la posibilidad de cerrar el flujo de entrada al filtro mecánico, así como el flujo de salida del filtro mecánico, en forma de válvulas. Se proporcionará una válvula para abrir un acceso a una abertura de salida en el lado anterior del elemento de filtro para limpiar el filtro. Normalmente existirá una presión inferior en el área de salida, con lo que la presión superior en el área de filtro impulsará la fracción de alta viscosidad filtrada hacia la abertura de salida y fuera del sistema.
35

Puede proporcionarse un procesamiento adicional de la fracción de alta viscosidad filtrada ahora extraída del sistema. Pueden proporcionarse también una limpieza adicional de la fracción extraída y una separación de la fracción extraída en dos o más fracciones de diferente viscosidad o densidad.

40 La fracción que ha pasado el filtro tendrá por tanto un contenido de viscosidad muy inferior o hidrocarburos de ebullición inferior, lo que puede tener características adecuadas para muchos fines de uso directo. El contenido superior de hidrocarburos de viscosidad muy inferior puede dar como resultado además un procesamiento posterior más sencillo, p. ej., proporcionar una separación más sencilla y/o mejorada del producto hidrocarbonado líquido de la corriente de biomasa convertida.

45 Un refinado o valorización adicionales es sin embargo una oportunidad que puede realizarse con una entrada de energía significativamente reducida, ya que las partes que requieren más energía de la salida ya se han retirado mecánicamente.

50 Cuando el filtro se ha vaciado, puede limpiarse adicionalmente el filtro mediante un proceso de purgado. Habiéndose completado el proceso de vaciado, se cierra la válvula hacia el área de baja presión y se llena la cámara de filtro que circunda la cámara con agua u otro líquido. El fin del líquido es reducir las fluctuaciones de presión cuando se abren las válvulas hacia la línea de proceso presurizada, lo que ocurriría en el caso de que estuviera presente en la cámara un fluido compresible, tal como un gas. Después de abrir las válvulas hacia la línea de proceso, las válvulas anteriores y posteriores de otro filtro pueden cerrarse para limpieza de tal filtro adicional. En principio, puede proporcionarse cualquier número de filtros y estos pueden funcionar individualmente para establecer un proceso que se ejecuta sin
55 fluctuaciones significativas en las condiciones operativas. La unidad de reducción de presión después de la separación mecánica puede ser de cualquier clase, sin embargo, para esta presentación esquemática, se usa una reducción de presión que usa un principio de resistencia de flujo, donde el material procesado y filtrado fluye a través de una serie de elementos tubulares para alcanzar finalmente el nivel de presión final deseado.

Separación

Se conduce posteriormente la mezcla de dicho producto hidrocarbonado líquido a separación. Dicha separación puede comprender, según la presente invención, medios 11 para separar el gas de dicha mezcla como se muestra en la figura. Dichos medios de separación pueden comprender un separador instantáneo o desgasificador 11, en los que el gas se saca por la parte superior. Según una realización de la presente invención, dicho gas puede usarse para producir calor para calentar el proceso como se muestra en la figura y se describe adicionalmente antes. El gas puede enfriarse opcionalmente para condensar compuestos tales como, p. ej., agua, antes de dicho uso para producir calor para calentar en el proceso.

El medio separador de gas 11 puede proporcionar además al menos una separación bruta de la mezcla desgasificada en una corriente rica en hidrocarburos líquidos y una corriente rica en agua residual, p. ej. por separación gravimétrica. La corriente rica en agua que comprende productos orgánicos solubles en agua, algunas partículas finas suspendidas y sales disueltas puede sacarse al menos parcialmente de dicho separador gravimétrico, y alimentarse a una unidad de recuperación, opcionalmente después de separación opcional por filtración y/o centrifugación (no mostrada) para retirar partículas suspendidas.

La mezcla desgasificada, u opcionalmente la corriente rica en hidrocarburos líquidos, se saca de dicho medio separador de gas 11 y puede separarse adicionalmente, según una realización preferida, mediante centrifugación 12, 13. Dicha centrifugación 12, 13 comprende preferiblemente una o más centrifugas trifásicas tales como una o más centrifugas de discos apilados de alta velocidad y/o una o más centrifugas decantadoras 12, 13 que separan la mezcla desgasificada en una fase acuosa que contiene productos orgánicos solubles en agua y sales disueltas, una fase de oleosa y una fase de lodo que comprende partículas finas suspendidas. La primera centrifuga 12 es preferiblemente un concentrador diseñado para producir una fase acuosa sustancialmente libre de producto hidrocarbonado líquido, un producto hidrocarbonado líquido que comprende algo de agua y una fase de lodo que comprende ceniza suspendida y/o partículas de producto calcinado. Se alimenta la fase acuosa a la unidad de recuperación 14. Se alimenta el producto hidrocarbonado líquido a la segunda centrifuga 13 para separación adicional de agua y ceniza y/o producto calcinado. Preferiblemente, el producto hidrocarbonado líquido después de dicha primera centrifuga se divide antes de entrar en dicha segunda centrifuga 13. Preferiblemente, se recicla una fracción de dicho producto hidrocarbonado líquido a dicha etapa de pretratamiento 1.

La segunda centrifuga 13 es preferiblemente una centrifuga de discos apilados de alta velocidad diseñada como un purificador de petróleo, concretamente adecuado para producir un producto hidrocarbonado líquido sustancialmente libre de agua. El agua de la segunda centrifuga 13 se mezcla preferiblemente con agua de la primera centrifuga 12 y se alimenta a la unidad de recuperación 14. De forma similar, se mezclan ceniza y/o producto calcinado de la segunda centrifuga 13 con ceniza y/o producto calcinado de la primera centrifugación 12, se secan (no mostrado) y se envían a almacenamiento.

Para una separación eficaz, las centrifugas 12, 13 según una realización de la presente invención funcionan preferiblemente a una temperatura en el intervalo de 50 a 200 °C, tal como una temperatura en el intervalo de 70 a 150 °C. La presión durante dicha separación por centrifugación se mantiene a una presión suficientemente alta para evitar la ebullición a la temperatura reinante, p. ej. una presión de hasta 1,5 MPa (15 bar), preferiblemente una presión de hasta 1 MPa (10 bar), más preferiblemente una presión de hasta 0,5 MPa (5 bar).

Recuperación

Se alimentan las fases acuosas del medio separador de gas 11, las centrifugas 12 y 13 a un dispositivo de recuperación 14, donde se recuperan los compuestos orgánicos líquidos y/o catalizadores homogéneos en forma concentrada, y se reciclan al dispositivo de pretratamiento 1.

Preferiblemente, dicho dispositivo de recuperación 14 comprende una etapa de evaporación en la que dicha agua se evapora de dichas fases acuosas combinadas, proporcionando así un destilado y un concentrado. Las fases acuosas combinadas pueden precalentarse a una temperatura de, p. ej., 70-95 °C antes de entrar en dicho evaporador. El calor para dicho precalentamiento se proporciona preferiblemente por recuperación de calor de una corriente de proceso y/o de la corriente de destilado saliente antes de entrar en el evaporador.

En el evaporador, se evapora el agua de dicha mezcla que comprende productos orgánicos solubles en agua y sales disueltas a una temperatura de 100 a 105 °C. Una realización preferida de dicho evaporador según la presente invención incluye aumentar la temperatura de condensación de dicha agua evaporada aumentando la presión por un soplador o compresor (recompresión mecánica de vapor) o eyector de chorro de vapor (recompresión térmica de vapor) o una combinación de los mismos. Así, el vapor de agua evaporada puede usarse como medio de calentamiento para evaporación en dicho evaporador, y dicho evaporador se vuelve muy energéticamente eficaz ya que no tiene que suministrarse el calor latente de evaporación a dicha etapa de evaporación. Preferiblemente, dicha fracción evaporada pasa por un desempañador y/o antiespumante antes de dicha recompresión de vapor. Dicho evaporador puede dividirse ventajosamente en dos o más etapas que funcionan a presión y temperatura decrecientes, cada una calentada con el vapor evaporado a partir del mismo vapor (en el caso de recompresión de vapor) o el vapor de la etapa anterior para minimizar o minimizar adicionalmente el calor requerido para dicha evaporación.

Dicho evaporador puede comprender además condensar dicho vapor evaporado en etapas de condensación, donde las temperaturas de condensación en dichas etapas de condensación se seleccionan para obtener un fraccionamiento de la fracción evaporada, concretamente una fracción que comprende agua y eventualmente compuestos de ebullición superior, y una fracción donde se concentran los compuestos que tienen una temperatura de punto de ebullición inferior que el agua. Debería señalarse que dichos condensadores según la presente invención pueden comprender intercambiadores de calor donde los medios para concentrar se evaporan en el otro lado, pero en general dicha etapa de evaporación según la presente invención comprende al menos un condensador adicional en comparación con el número de etapas de evaporación. La fracción que comprende agua evaporada ("destilado") puede enfriarse adicionalmente a una temperatura adecuada para descarga en un enfriador 15. Por la presente, se obtiene que dicho evaporador, aparte de recuperar dichos compuestos orgánicos líquidos y/o catalizadores homogéneos, también limpia y purifica la fase acuosa de manera eficaz y produce una fase acuosa que puede reutilizarse o descargarse a un receptor. Opcionalmente, el "destilado" puede someterse a una o más etapas de acabado 16. Dichas etapas de acabado pueden incluir un absorbedor y/o adsorbedor y/o una etapa de coalescencia y/o un sistema de membranas y/o un sistema de tratamiento biológico tal como un biorreactor.

La fracción que se concentra con compuestos que tienen un punto de ebullición inferior que el agua pueden mezclarse, según una realización preferida, con el concentrado de dicho evaporador, y reciclarse a la etapa de pretratamiento 1.

Además, la realización preferida del proceso según la presente invención divulga que se recupera CO₂ del gas producido por el proceso.

Se proporciona un material carbonoso a partir de una o más cargas de alimentación en forma de una mezcla de alimentación según la presente invención y se convierte en un producto hidrocarbonado líquido en un proceso continuo presurizando la mezcla de alimentación a una presión en el intervalo de 15-40 MPa (150-400 bar), y posteriormente calentando la mezcla de alimentación a una temperatura en el intervalo de 300 a 450 °C, y manteniendo la mezcla de alimentación en el intervalo de presión y temperatura deseado en una zona de reacción durante un tiempo predefinido. Posteriormente, se enfría la mezcla que contiene material carbonoso convertido y se expande en una o más etapas de enfriamiento y expansión a una temperatura en el intervalo de 25-200 °C y una presión en el intervalo de 0,1 a 7 MPa (1 a 70 bar).

Se expande al menos parcialmente la mezcla de alimentación convertida en al menos una etapa de separación instantánea 11, en la que se separa la mezcla de alimentación convertida en una fase gaseosa y una fase líquida. El gas contiene típicamente de 60 a 95+ % de CO₂ en peso, siendo el resto hidrógeno, hidrocarburos C₁-C₄ y agua. Se saca el gas por la parte superior del separador instantáneo y se recupera el CO₂ de dicha fase gaseosa.

Debería entenderse que el enfriamiento y la expansión pueden comprender una serie de separadores instantáneos que funcionan a diferentes presiones y temperaturas, p. ej. un primer separador instantáneo puede funcionar a una temperatura y presión próximas a la temperatura y presión de reacción y puede dar lugar a una fase líquida y una fase gaseosa. Cualquier fase puede enfriarse adicionalmente, expandirse y separarse en fases gaseosas y líquidas adicionales. Según una realización de la presente invención, se recupera CO₂ de dicha fase gaseosa o combinación de gases por enfriamiento y expansión de dicha fase gaseosa bajo presión a una presión final por debajo de la presión crítica de CO₂ de 7,4 MPa (74 bar), tal como una presión en el intervalo de 5 a 7 MPa (50 a 70 bar), y a una temperatura final por debajo de la temperatura crítica de CO₂ de 31 °C en una o más etapas para condensar y recuperar CO₂ en forma de CO₂ líquido.

Como se muestra en la Fig. 1, una realización preferida incluye un separador instantáneo o desgasificador 11 que separa dicha mezcla de alimentación en una fase gaseosa que comprende una cantidad sustancial de CO₂ y una fase líquida. El separador instantáneo o desgasificador funciona preferiblemente a una presión de 5-7 MPa (50-70 bar) y una temperatura en el intervalo de 100 a 200 °C. El gas puede sacarse por la parte superior y enfriarse a una temperatura en el intervalo de 35 a 80 °C, tal como una temperatura en el intervalo de 35 a 50 °C, en un primer condensador 17, con lo que se producen un primer condensado que comprende agua y/u otros productos condensables tales como metanol, etanol y/o acetona. El condensado se separa del gas en el divisor 18 y preferiblemente se alimenta a la unidad de recuperación para concentración y purificación. Se enfría adicionalmente la fase gaseosa separada de dicho divisor 18 a una temperatura por debajo del punto crítico de CO₂ de 31 °C en el segundo condensador 19. Preferiblemente, dicho gas que sale del primer divisor se enfría a una temperatura en el intervalo de 12-30 °C, tal como una temperatura en el intervalo de 15-25 °C, con lo que se condensa el CO₂. Se separa el CO₂ condensado por enfriamiento en el segundo condensador del gas residual en el segundo divisor 20. Se alimenta el CO₂ líquido recuperado a un tanque de almacenamiento. El CO₂ líquido producido puede usarse para la producción de algas o recuperación de petróleo potenciada, etc. El gas residual puede tener un alto valor calorífico y un alto contenido de hidrógeno después de dicha separación. Según la presente invención, el valor calorífico de dicho gas residual puede estar por encima de 20 MJ/kg tal como por encima de 25 MJ/kg, preferiblemente dicho gas residual puede tener un valor calorífico por encima de 30 MJ/kg tal como por encima de 35 MJ/kg, más preferiblemente dicho gas puede tener un valor calorífico por encima de 40 MJ/kg. El gas residual producido puede usarse, según la presente invención, para producir al menos parcialmente calor para calentamiento del proceso.

La concentración de hidrógeno en dicho gas residual puede ser de más de un 30 % en volumen, tal como una concentración de hidrógeno de más de un 35 % en volumen, preferiblemente la concentración de hidrógeno en dicho

gas residual es de más de un 40 % en volumen. El gas residual rico en hidrógeno puede usarse, en otra realización según la presente invención, como una fuente de hidrógeno en un proceso de valorización para valorizar dicho hidrocarburo líquido como se describe adicionalmente con relación a las siguientes figuras.

5 En la Fig. 2, se muestra con más detalle una parte del aparato descrito en la Fig. 1. Parece por la Fig. 2 que, aparte de los sistemas de flujo de entrada para el escenario de producción, concretamente la mezcla de alimentación, el catalizador y la base, se han proporcionado una serie adicional de flujos de entrada (fluido, limpio1 y limpio2). Los flujos de entrada adicionales incluyen flujos de entrada de fluido y dos agentes de limpieza diferentes. Pueden proporcionarse opciones de flujo de entrada adicionales. Todos los flujos de entrada son controlables mediante las disposiciones de válvulas 32, 33, 34, y todas las válvulas son controlables mediante un sistema de control que se describe con relación a la Fig. 3.

10 El fluido usado en el procedimiento de arranque es diferente de la mezcla de alimentación en condiciones operativas normales. El fluido comprende a menudo agua. Los ejemplos no limitantes de fluidos preferidos incluyen agua, alcoholes, petróleo o fracciones de petróleo y mezclas de los mismos.

15 El calentamiento se caracteriza por una cantidad sustancial de calor añadida a dicha zona de reacción a alta presión y alta temperatura que se transporta/transfiere sustancialmente por dicho fluido.

La presión durante el arranque/apagado se mantiene según la presente invención a un valor superior que la correspondiente presión de saturación a la temperatura reinante para mantener el fluido usado durante el calentamiento en forma líquida.

20 Por ello, según una realización preferida de la presente invención, se mantiene la presión a una presión de al menos 1 MPa (10 bar) superior a la correspondiente presión de saturación, tal como al menos 2,5 MPa (25 bar) superior a la presión de saturación a la temperatura reinante en el proceso, preferiblemente dicha presión se mantiene al menos 5 MPa (50 bar) superior a la presión de saturación/punto de ebullición a la temperatura reinante, tal como al menos 10 MPa (100 bar) superior a la presión de saturación/punto de ebullición a la temperatura reinante.

25 Durante el procedimiento de arranque, la duración de dicho ciclo de calentamiento corresponde a al menos 3 intercambios de volumen en dicha parte de alta presión y alta temperatura del proceso, tal como al menos 15 intercambios de volumen, preferiblemente al menos 10 intercambios de volumen, tal como al menos 20 intercambios de volumen

30 En la Fig. 3, aparece un sistema de control esquemático. El sistema de control comprende al menos uno, preferiblemente más sensores de temperatura 31 y al menos uno, preferiblemente más sensores de presión 30. Los sensores de temperatura y presión 30, 31 proporcionan una entrada a la unidad de control central 35, capaz de proporcionar señales de control a las válvulas 32, 33, 34, el calentador o calentadores 7,21 y el compresor o compresores 2. Las señales de control proporcionadas siguen las indicaciones del proceso según la invención y pueden calcularse basándose en una fórmula adecuada o pueden estar basadas en valores de tablas de consulta que especifican los correspondientes valores de entrada y salida.

35 El sistema de control es parte del aparato según la invención.

40 La Fig. 4 muestra otra realización preferida de la invención, donde se realiza parte del calentamiento por calentamiento directo por inyección de un fluido supercalentado tal como un fluido supercrítico en lugar de o además de adición de calor por calentamiento indirecto como se muestra en la figura 1. El fluido supercalentado o supercrítico se introduce en la carga de alimentación/fluido en una zona de mezclado 22 posterior al segundo calentador 5. La zona de mezclado 22 puede constituir, según la presente invención, una parte integral del reactor 6. El fluido supercalentado o supercrítico que se introduce en dicha mezcla puede comprender agua supercrítica supercalentada a una presión y temperatura superior a la temperatura de reacción deseada para dicha conversión, tal como una presión de más de 30 MPa (300 bar) y una temperatura de más de 450 °C. El agua supercalentada o supercrítica puede proporcionarse por un hervidor supercrítico 21, que puede estar opcionalmente al menos parcialmente alimentado por gas que sale del separador 20.

45 En la Fig. 5, es visible una vista esquemática de una disposición de filtros de separación y válvulas que permite el intercambio de filtros durante la limpieza y operación.

50 Anteriormente al dispositivo de reducción de presión, se localizan una serie de unidades de filtro mecánico 40, en este caso dos. Se proporcionan las válvulas 41, 42 anterior y posteriormente a cada filtro mecánico 40, permitiendo una condición abierta o cerrada de cada filtro. Cuando las válvulas 41, 42 están cerradas a presión operativa, la presión permanecerá en la parte del sistema entre las dos válvulas 41, 42. Además, se proporciona una válvula de liberación 43, preferiblemente anterior al filtro 40. Cuando se abre esta válvula 43, la presión operativa reinante en el sistema entre las dos válvulas cerradas forzará al contenido filtrado a salir por la válvula de liberación abierta. Se proporciona una bomba de purgado 45 separada de la cámara de filtro por la válvula 44, cuya bomba puede purgar en el filtro y tuberías cualquier residuo restante. Tras el cierre de la válvula de liberación 43, el fin de la bomba de purgado 45 es llenar el sistema alrededor del filtro 40 con un fluido, preferiblemente agua, antes de permitir la apertura de las válvulas de sistema anteriores y posteriores al filtro. Llenar la cámara de filtro con un fluido reducirá significativamente las fluctuaciones de presión que podrían ser el resultado de presurizar una cámara llena con aire.

Habiendo pasado el filtro, la fracción de baja viscosidad entra en el sistema de reducción de presión. La reducción de presión tiene lugar en el sistema tubular 47. Anterior y posteriormente al sistema tubular 47, se proporcionan las válvulas 46, 48, que permiten cerrar el sistema tubular con respecto al flujo de entrada y flujo de salida, proporcionando por la presente la posibilidad de limpiar el sistema tubular usando la bomba instantánea 49. Pueden usarse otros tipos de reducción de presión en relación con la invención.

5

REIVINDICACIONES

1. Método para producir hidrocarburos líquidos por conversión de material carbonoso contenido en una o más cargas de alimentación, comprendiendo el método
 - proporcionar un material de alimentación de una o más cargas de alimentación;
 - 5 – presurizar el material de alimentación a una presión de proceso predeterminada de al menos 15 MPa (150 bar);
 - calentar el material de alimentación presurizado a una temperatura de proceso predeterminada de al menos 370 °C;
 - 10 – hacer reaccionar el material de alimentación presurizado y calentado durante un periodo de tiempo predeterminado;
 - enfriar el material de alimentación reaccionado a una temperatura menor de 200 °C;
 - separar mecánicamente una fracción de viscosidad superior del material de alimentación convertido a presión operativa mediante el uso de un filtro mecánico con aberturas de filtro de entre 1 µm y 500 µm;
 - en el que la temperatura de los filtros se controla para estar en el intervalo de 40 a 200 °C;
 - 15 – donde la fracción de viscosidad superior separada mecánicamente se extrae del proceso;
 - donde la extracción se realiza alterando los filtros mecánicos entre al menos un filtro en línea y al menos otro fuera de línea;
 - donde un filtro se hace en línea y por la presente se abre para el flujo de entrada y un filtro se hace fuera de línea y por la presente se cierra para el flujo de entrada por apertura y cierre, respectivamente, de válvulas de sistema anterior y posterior al filtro;
 - 20 – donde, además, una válvula de drenaje localizada entre las válvulas de sistema cerradas y anterior al elemento de filtro se abre hacia un área de presión inferior para liberar la fracción de alta viscosidad separada mecánicamente del filtro y a través de la válvula de drenaje;
 - donde la válvula de drenaje se cierra y la cámara se llena con un fluido incompresible antes de presurizar la cámara de filtro abriendo las válvulas de sistema;
 - 25 – transportar la masa de alimentación convertida restante a través de un sistema de reducción de presión y además a través de un sistema de separación
2. Método según la reivindicación 1, donde la fracción de viscosidad superior separada mecánicamente y extraída sucesivamente se trata adicionalmente.
- 30 3. Método según la reivindicación 1, donde la fracción separada mecánicamente tiene una viscosidad determinada por una combinación de características de filtro, temperatura y presión de proceso.
4. Método según la reivindicación 3, en el que la temperatura de los filtros se controla para estar en el intervalo de 40 a 150 °C y preferiblemente en el intervalo de 50 a 120 °C, tal como en el intervalo de 60 a 100° C.
- 35 5. Método según la reivindicación 1, donde la válvula de drenaje se abre hacia las condiciones de presión ambiental circundante.
6. Dispositivo para llevar a cabo el método según las reivindicaciones anteriores, donde el dispositivo comprende:
 - un dispositivo de presurización adaptado para presurizar una mezcla de alimentación;
 - un dispositivo de calentamiento adaptado para calentar la mezcla de alimentación presurizada;
 - 40 – un tanque de conversión adaptado para retener la mezcla de alimentación presurizada y calentada durante un tiempo de proceso predeterminado;
 - un dispositivo de enfriamiento adaptado para enfriar al menos parcialmente la mezcla de alimentación procesada;
 - un dispositivo de filtro mecánico con aberturas de filtro en el intervalo entre 1 µm y 500 µm adaptado para separar una fracción de viscosidad superior de la mezcla de alimentación procesada y permitir pasar una
 - 45

fracción de viscosidad inferior a través del dispositivo de filtro;

- donde se proporciona una serie de filtros en paralelo y donde se proporcionan válvulas de sistema anterior y posteriormente a cada uno de los filtros;
 - 5 – donde las válvulas de sistema están localizadas en los lados anterior y posterior del dispositivo de filtro mecánico;
 - donde una válvula de drenaje está localizada entre las válvulas de sistema;
 - donde una válvula de suministro de fluido está localizada entre las válvulas de sistema y adaptada para permitir el flujo de entrada de un fluido cuando las válvulas de sistema y la válvula de drenaje están cerradas;
 - 10 – un dispositivo de reducción de presión adaptado para rebajar al menos parcialmente la presión de la mezcla de alimentación procesada que ha pasado a través del dispositivo de filtro mecánico.
 - un dispositivo de separación para separar los componentes de la mezcla de alimentación procesada pasada a través del dispositivo de filtro mecánico.
7. Dispositivo según la reivindicación 6, donde el dispositivo de filtro mecánico es un filtro con aberturas de filtro en el intervalo entre 10 μm y 250 μm .
- 15 8. Dispositivo según la reivindicación 6, donde la válvula de drenaje está localizada anteriormente al dispositivo de separación.
9. Dispositivo según la reivindicación 6, donde la válvula de suministro de fluido está localizada posteriormente al dispositivo de separación.

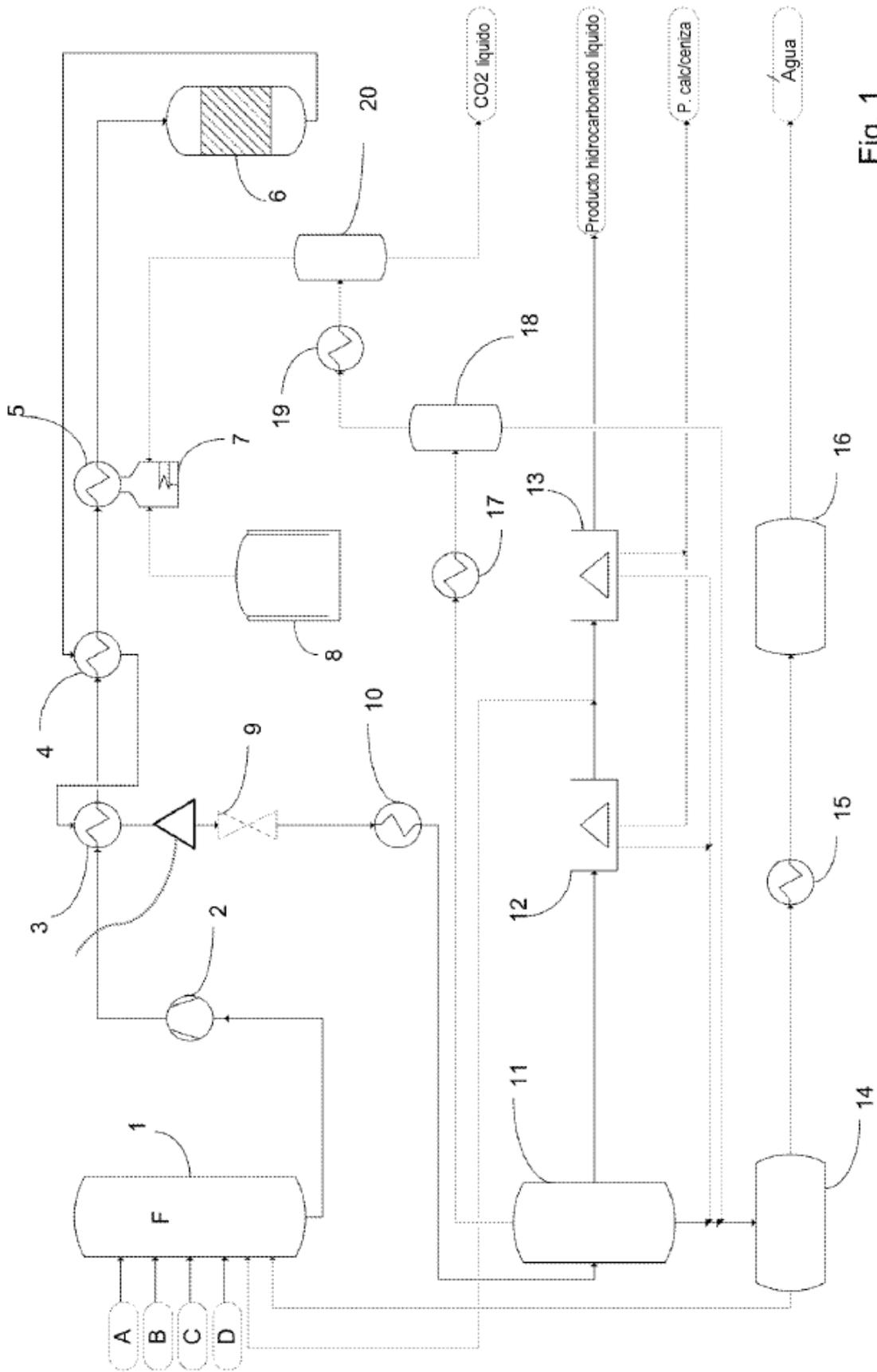


Fig. 1

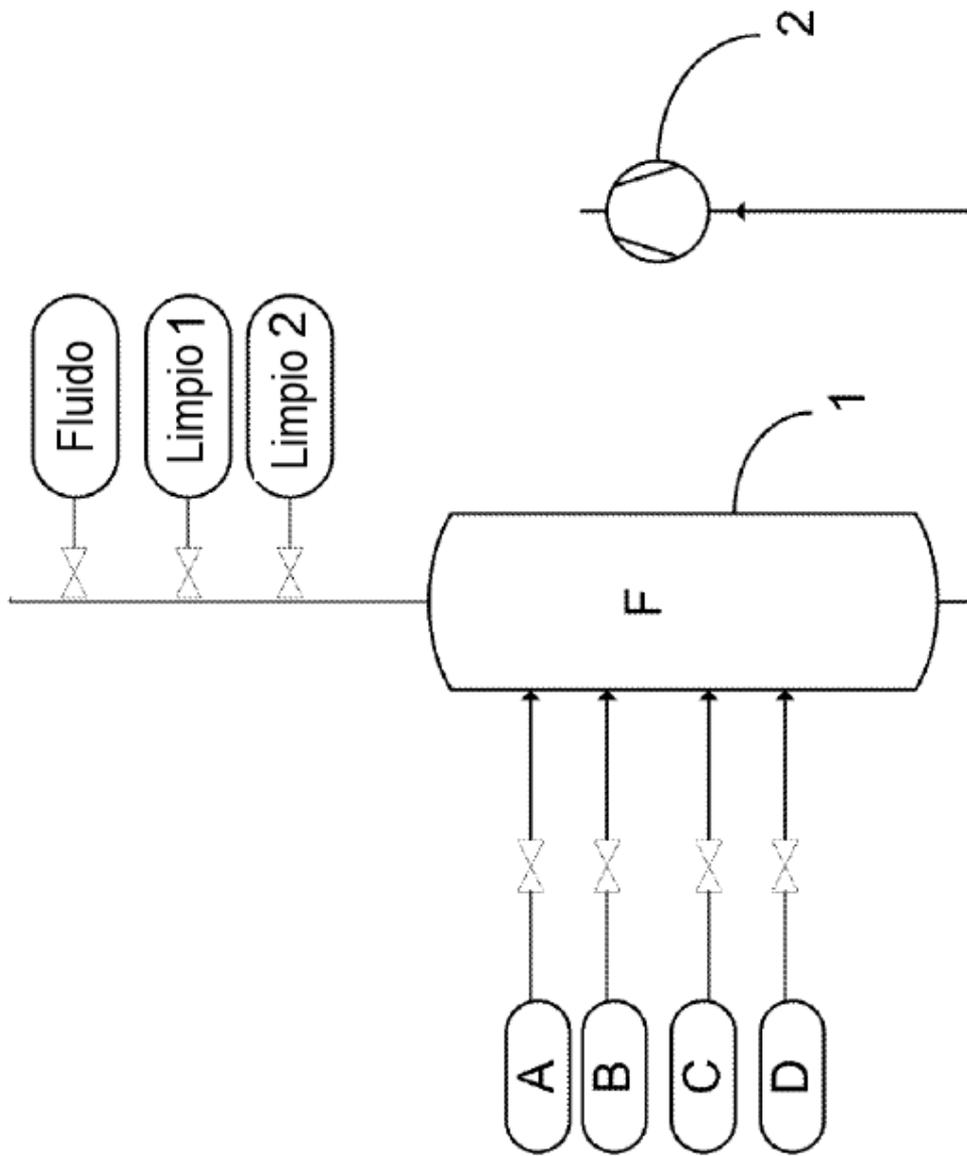


FIG. 2

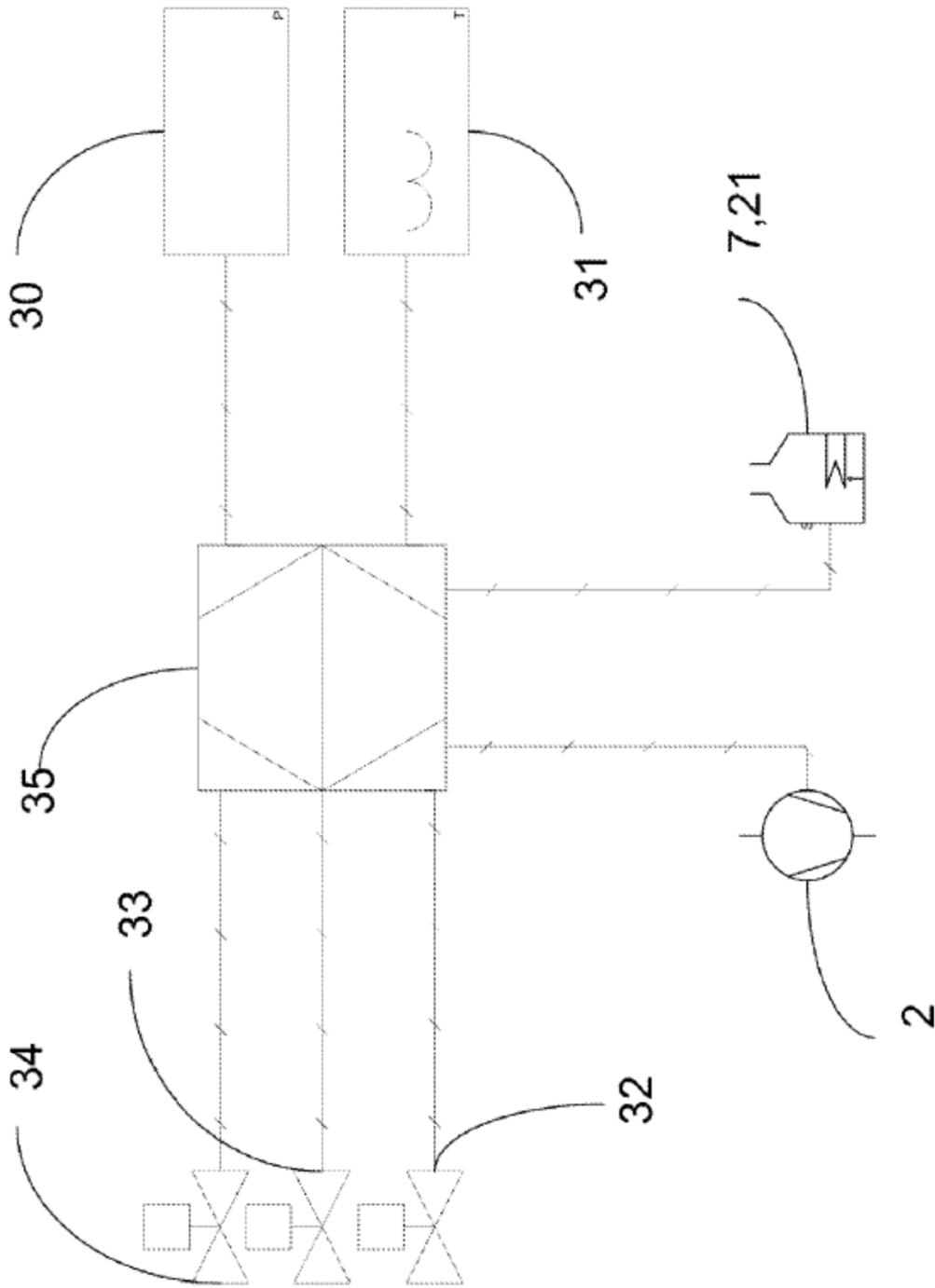


FIG. 3

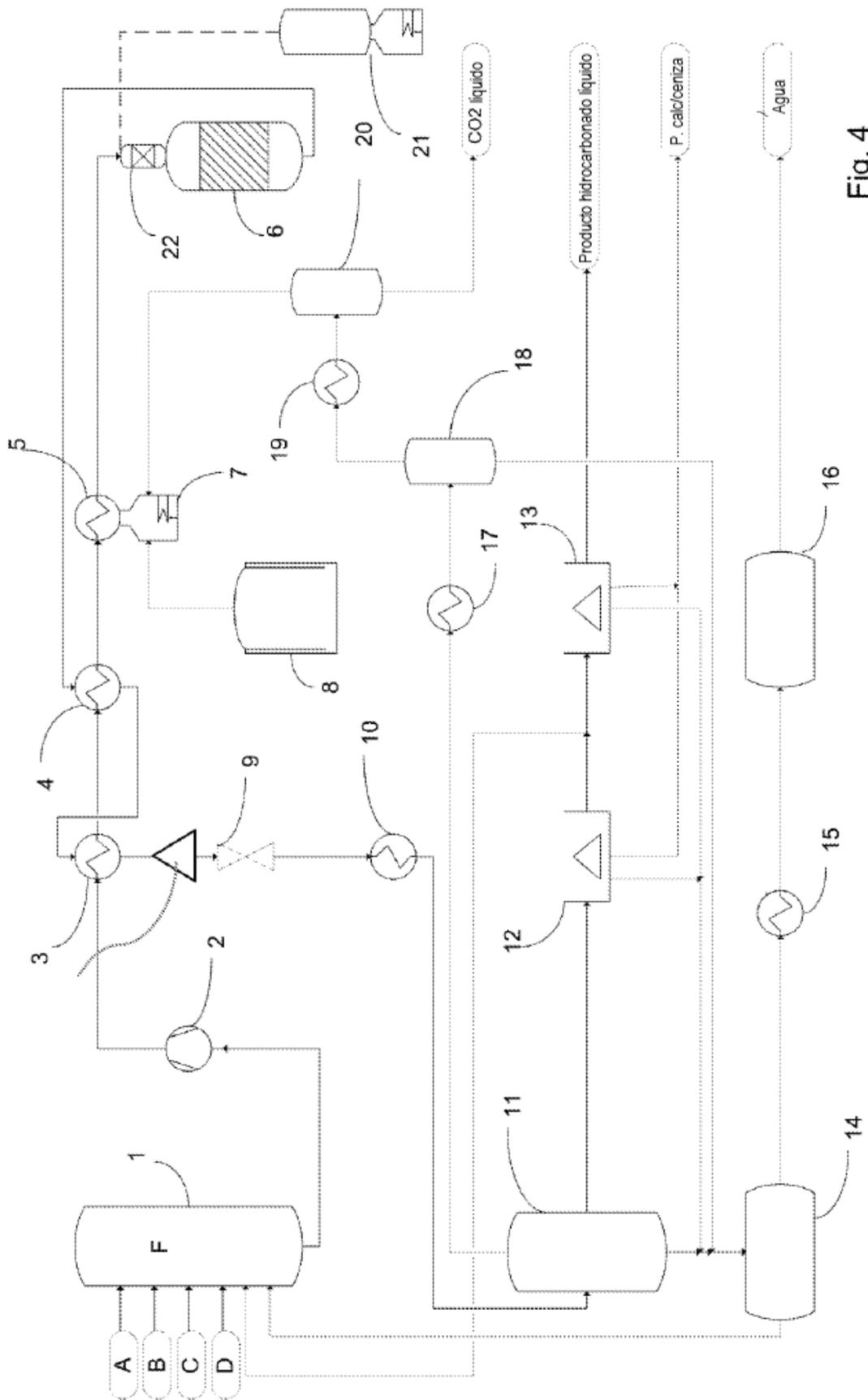


Fig. 4

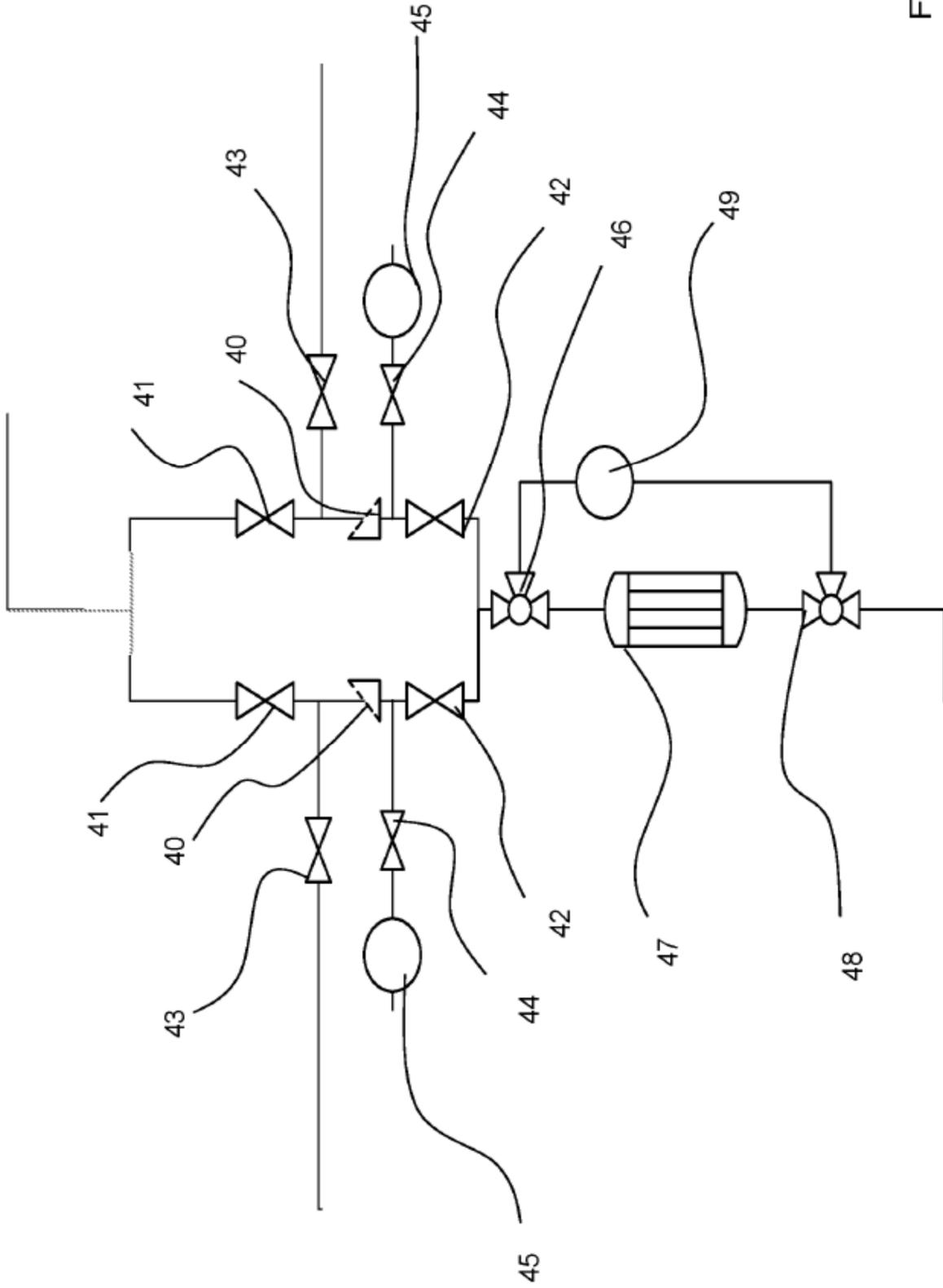


FIG. 5