

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 724 202**

51 Int. Cl.:

**C10J 3/72** (2006.01)

**C10J 3/48** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **20.11.2012 PCT/FR2012/000473**

87 Fecha y número de publicación internacional: **18.07.2013 WO13104836**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **20.11.2012 E 12813394 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **13.03.2019 EP 2802638**

54 Título: **Método integrado de gasificación y combustión indirecta de cargas de hidrocarburo sólidas en bucle químico**

30 Prioridad:

**11.01.2012 FR 1200085**

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

**09.09.2019**

73 Titular/es:

**IFP ENERGIES NOUVELLES (50.0%)  
1 & 4 avenue de Bois-Préau  
92500 Rueil-Malmaison, FR y  
TOTAL RAFFINAGE CHIMIE (50.0%)**

72 Inventor/es:

**YAZDANPANA, MAHDI;  
FORRET, ANN y  
GAUTHIER, THIERRY**

74 Agente/Representante:

**ISERN JARA, Jorge**

ES 2 724 202 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

Método integrado de gasificación y combustión indirecta de cargas de hidrocarburo sólidas en bucle químico

## 5 Campo de la invención

La invención se refiere a un método integrado gasificación y combustión indirecta de hidrocarburo sólidas por oxidación-reducción en bucle químico, para la producción de calor y/o la producción de gas de síntesis CO + H<sub>2</sub>.

## 10 Terminología

Método de Combustión en Bucle Químico o CLC: En lo sucesivo en el texto, por método CLC (Combustión en Bucle Químico) se hace referencia a un método de oxidación-reducción en bucle sobre masa activa. Cabe señalar que, de manera general, los términos oxidación y reducción se usan en relación con el estado oxidado o reducido respectivamente de la masa activa. El reactor de oxidación es uno en el que la masa de oxidación-reducción se oxida y el reactor de reducción es el reactor en el que la masa de oxidación-reducción se reduce.

Técnica anterior

20 En un contexto de creciente demanda energética mundial, la captura del dióxido de carbono para su secuestro se ha convertido en una necesidad inevitable con el fin de limitar la emisión de gases de efecto invernadero que son perjudiciales para el medio ambiente. El método de oxidación-reducción en bucle sobre masa activa, o Chemical Looping Combustion (CLC) en la terminología anglosajona, permite producir energía a partir de combustibles de hidrocarburos al tiempo que facilita la captura del dióxido de carbono emitido durante la combustión.

25 Un transportador de oxígeno (óxido metálico) se usa para la transferencia de oxígeno en modo continuo del "reactor de aire" o "reactor de oxidación" (RO) hacia el "reactor de combustible" o "reactor de combustión" o "reactor de reducción"(RR) en el que el oxígeno se alimenta al combustible. De este modo, se evita el contacto directo entre aire y combustible. El gas resultante es rico en CO<sub>2</sub> y no se diluye con nitrógeno. De ese modo, después de una simple condensación del agua producida, se comprime y se almacena. El transportador de oxígeno reducido (Me) a continuación se transporta hacia el reactor de aire para ser reoxidado (en MeO), formando de ese modo un bucle químico. Los combustibles sólidos, que tienen una proporción elevada de carbono con respecto a hidrógeno, producen una gran cantidad de gases de efecto invernadero. Por lo tanto, la combustión de combustibles sólidos es una aplicación particularmente interesante para el proceso de CLC. Ya se han desarrollado y sometido a ensayo diversas configuraciones de CLC a escala de laboratorio para la combustión de los sólidos. Sin embargo, se necesitan trabajos de investigación adicionales para garantizar la viabilidad del proceso. Los desafíos tecnológicos más importantes para el método de CLC con carga sólida se refieren a la separación sólido - sólido (transportador de oxígeno - combustible sólido sin quemar), así como a la operación del método a presión elevada.

40 El documento US-2008 010134579-A1 que se refiere a un método de producción de H<sub>2</sub>, divulga

- una etapa de puesta en contacto de una carga de hidrocarburo sólida con agua en una zona de reacción de gasificación
- una etapa de alimentación de una zona de reacción de reducción de un bucle químico de oxidación-reducción y

45 una etapa de reoxidación de las partículas de sólido portador de oxígeno obtenidas en la zona de reacción de reducción del bucle químico en la zona de reacción de oxidación por medio de un gas oxidante (aire).

50 El documento US-4 343 624 se refiere al uso de lechos fluidizados giratorios en un sistema de producción de hidrógeno basado en la reacción entre el vapor y el hierro.

El documento US-3 031 287 se refiere al método de fabricación de una mezcla gaseosa que comprende hidrógeno, monóxido de carbono y metano a partir de gas que contiene una parte esencial de monóxido de carbono.

## 55 Descripción de la invención

Con el fin de solucionar los inconvenientes que se han mencionado anteriormente, se propone un nuevo sistema con el fin de quemar (y/o gasificar) un combustible sólido sin contacto directo entre el transportador de oxígeno y el combustible.

## 60 Resumen de la invención

La invención se refiere a un método integrado gasificación y combustión indirecta en bucle químico de una carga de hidrocarburo sólida de acuerdo con la reivindicación 1.

65

Una parte (5) del efluente concentrado en CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O producido en la zona de reducción RR se recicla para alimentar con oxígeno la zona de reacción de gasificación RG.

5 En un modo de realización, la zona de reacción de reducción RR se alimenta con la totalidad del efluente gaseoso (3) producido en la zona de reacción de gasificación RG, con el fin de producir calor que se recupera al nivel de la zona de reacción de oxidación RO o sobre las líneas de transporte de los efluentes gaseosos.

10 En otro modo de realización, la zona de reacción de reducción RR se alimenta con una parte (3a) del efluente gaseoso producido en la zona de reacción de gasificación RG con cantidad suficiente para producir la energía necesaria para la reacción de gasificación, la otra parte (3b) permitiendo producir gas de síntesis CO + H<sub>2</sub>.

De preferencia, la carga de hidrocarburo sólida se elige entre carbón, catalizadores de coque del método de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) o los coques producidos con el método flexicoker.

15 La invención también se refiere a una instalación de gasificación y combustión en bucle químico que comprende lo que se menciona de acuerdo con la reivindicación 5.

Descripción detallada de la invención

#### 20 Gasificación del combustible sólido

25 La reacción de gasificación de la carga de hidrocarburo sólida se desarrolla en la zona de reacción de gasificación, en presencia de vapor de agua y opcionalmente de CO<sub>2</sub> (en el caso en el que se recicla una parte del humo que sale del reactor de combustión RR hacia la alimentación de la zona de gasificación RG). El agua introducida en la zona de gasificación se puede vaporizar y/o estar bajo presión.

30 En las condiciones de trabajo del método de acuerdo con la invención, a saber una temperatura comprendida de forma ventajosa entre 800 y 1100 °C, una presión comprendida de forma ventajosa entre 0,1 MPa y 2 MPa (1 y 20 bares), una proporción H<sub>2</sub>O / carga comprendida de forma ventajosa entre 7 y 10, la gasificación es completa, de un modo tal que se producen únicamente gas de síntesis CO + H<sub>2</sub> y agua residual. En la salida de la zona de gasificación, también se recuperan las cenizas producidas por la gasificación de la carga de hidrocarburo sólida.

35 La reacción de gasificación es endotérmica, la energía necesaria se proporciona al menos en parte por la combustión exotérmica de todo o parte del gas de síntesis producido en el bucle químico.

40 Cuando todo el gas de síntesis producido se envía a la zona de combustión del bucle químico, la energía proporcionada por la combustión del gas de síntesis es un excedente con respecto a las necesidades de la reacción de gasificación. Entonces es posible recuperar la energía excedente en forma de calor, por medio de uno o varios intercambiadores colocados en la zona de oxidación o sobre las líneas de transporte de gas.

45 Cuando solamente una parte del gas de síntesis se envía a la zona de combustión del bucle químico, la energía proporcionada por la combustión del gas de síntesis se usa de preferencia únicamente para responder a las necesidades de la reacción de gasificación. En este caso, con el fin de permitir maximizar la producción del gas de síntesis en la salida del método, conviene enviar a la zona de combustión RR una parte del gas de síntesis en cantidad estrictamente necesario para obtener la energía necesaria para la gasificación.

#### Reacción de combustión del gas de síntesis en bucle químico

50 El método CLC consiste en llevar a cabo reacciones de oxidación-reducción de una masa activa para descomponer la reacción de combustión en dos reacciones sucesivas. Una primera reacción de oxidación de la masa activa, con aire o un gas que desempeña el papel de comburente, permite oxidar la masa activa.

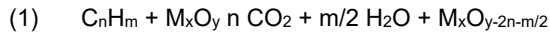
55 Una segunda reacción de reducción de la masa activa oxidada de ese modo con la ayuda de un gas reductor permite a continuación obtener una masa activa que se puede reutilizar así como una mezcla gaseosa que comprende básicamente dióxido de carbono y agua, incluso gas de síntesis que contienen hidrógeno y monóxido de nitrógeno. Esta técnica permite por lo tanto aislar el dióxido de carbono o el gas de síntesis en una mezcla gaseosa prácticamente desprovista de oxígeno y nitrógeno. Al ser la combustión globalmente exotérmica, es posible producir energía a partir de este método, en forma de vapor o de electricidad, colocando superficies de intercambio en el bucle de circulación de la masa activa o sobre los efluentes gaseosos en sentido descendente de las reacciones de combustión o de oxidación. El documento de patente US 5 447 024 describió un método de combustión en bucle químico que comprende un primer reactor de reducción de una masa activa con la ayuda de un gas reductor y un segundo reactor de oxidación que permite restaurar la masa activa en su estado oxidado mediante una reacción de oxidación con aire húmedo. La tecnología del lecho fluidizado circulante se usa para permitir el paso continuo de la masa activa de su estado oxidado a su estado reducido.

60

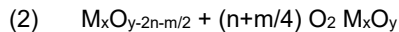
65

La masa activa, que pasa alternativamente de su forma oxidada a su forma reducida y a la inversa, describe un ciclo de oxidación-reducción.

Por lo tanto, en el reactor de reducción, la masa activa ( $M_xO_y$ ) en primer lugar se reduce al estado  $M_xO_{y-2n-m/2}$ , por medio de un hidrocarburo  $C_nH_m$  (en el presente documento largas de síntesis) que se oxida correlativamente en  $CO_2$  y  $H_2O$ , de acuerdo con la reacción (1), u opcionalmente en la mezcla  $CO + H_2$  de acuerdo con las proporciones usadas.



En el reactor de oxidación, la masa activa se restaura a su estado oxidado ( $M_xO_y$ ) en contacto con aire de acuerdo con la reacción (2), antes de volver hacia el primer reactor.



En las ecuaciones que se han mencionado anteriormente, M representa un metal.

La eficacia del método de combustión en bucle químico (CLC) en lecho fluidizado circulante se fundamenta en gran medida en las propiedades fisicoquímicas de la masa activa de oxidación-reducción.

La instalación de combustión en bucle químico de oxidación-reducción comprende una zona de reacción de oxidación y una zona de reacción de reducción.

El sólido portador de oxígeno se oxida en una zona de oxidación que comprende al menos un lecho fluidizado a una temperatura comprendida generalmente entre 700 y 1200 °C, preferentemente entre 800 y 1000 °C. A continuación se transfiere a una zona de reducción que comprende al menos un reactor en lecho fluidizado en el que se pone en contacto con el combustible (en el presente documento el gas de síntesis) a una temperatura comprendida generalmente entre 700 y 1200 °C, preferentemente entre 800 y 1000 °C. El tiempo de contacto varía generalmente entre 10 segundos y 10 minutos, de preferencia entre 1 y 5 minutos. La proporción entre la cantidad de masa activa en circulación y la cantidad de oxígeno que se va a transferir entre las dos zonas de reacción está comprendida de forma ventajosa entre 20 y 100.

En el contexto del método integrado de acuerdo con la invención, la combustión del gas de síntesis en la zona de reducción RR es total, el flujo de gases en la salida del reactor de reducción está formado básicamente por  $CO_2$  y vapor de agua. Un flujo de  $CO_2$  listo para su secuestro a continuación se tiene por condensación del vapor de agua. La producción de energía se integra en el método de combustión en bucle químico CLC por medio de un intercambio de calor en la zona de reacción y sobre los humos de la zona de oxidación que se enfrían.

Listado de figuras

**Figura 1:** La figura 1 representa el esquema del método integrado de acuerdo con la invención con gasificación del combustible sólido, a continuación combustión en bucle químico del gas de síntesis producido, en su aplicación para la producción de calor.

**Figura 2:** La figura 2 representa el esquema del método integrado de acuerdo con la invención con gasificación del combustible sólido, a continuación combustión en bucle químico de una parte del gas de síntesis producido, con el fin de proporcionar la energía necesaria para la gasificación de la carga, en su aplicación para la producción de gas de síntesis.

**Figura 3:** La figura 3 ilustra el ejemplo y representa los resultados de equilibrio termodinámico de un 90 % de  $H_2O$  y un 10 % de Carbono simulados con el software CHEMKIN™.

Descripción de las figuras

El sistema que permite llevar a cabo el método integrado gasificación y combustión en bucle químico de acuerdo con la invención está formado por tres reactores principales: reactor de gasificación RG, reactor de reducción RR, reactor de oxidación RO.

**Descripción de la figura 1:** La figura 1 ilustra el método de acuerdo con la invención con combustión indirecta de carga de hidrocarburo sólida para la producción de calor.

En un primer tiempo, el combustible sólido (1) se masifica en presencia de vapor de agua (2) en el reactor de gasificación RG. El de fluencia tenido ( $CO + H_2$ ) que comprende gas de síntesis  $CO + H_2$  (3) a continuación se transporta hacia el reactor de reducción RR en el que el gas se quema en contacto con el transportador de oxígeno (Me/MeO) que circula en el bucle químico en forma de partículas. El gas de combustión (4) que sale del reactor de reducción RR contiene básicamente  $CO_2$  y  $H_2O$ . Por lo tanto, el  $CO_2$  se puede separar fácilmente condensando el vapor de agua. Una fracción de este efluente gaseoso que comprende básicamente  $CO_2$  y  $H_2O$  (5) se puede inyectar en el reactor de gasificación RG con el fin de mantener la temperatura o proporcionar oxígeno para gasificar el combustible. El transportador de oxígeno en estado reducido Me a continuación se transporta hacia el reactor de oxidación RO en el que se vuelve oxidar en contacto con el aire introducido como gas oxidante (6). La diferencia de

grado de oxidación entre el transportador de oxígeno en el estado reducido (Me) en la salida del RR y el transportador de oxígeno en el estado oxidado (MeO) en la salida del RO es de  $\Delta X$ .

Un intercambiador de calor E presente en el reactor de oxidación (E1) o sobre una línea de transporte de los humos (E2) obtenidos en la zona de oxidación RO permite recuperar la energía en forma de calor.

En un modo de realización preferente, los humos obtenidos en la zona de oxidación RO (7) se pueden enfriar en el intercambiador E2 mediante intercambio de calor con el agua en forma líquida (8) con el fin de alimentar el reactor de gasificación con agua (2) en forma de vapor, y/o bajo presión. Esto también presenta la ventaja de evacuar de la instalación los humos enfriados (7). Las cenizas (9) también se evacuan de la instalación desde la zona de gasificación RG.

Descripción de la figura 2: La figura 2 ilustra el método integrado de acuerdo con la invención con gasificación de la carga de hidrocarburo sólida que permite a la vez la producción de gas de síntesis  $\text{CO} + \text{H}_2$  y la producción del calor necesario para la reacción de gasificación. El esquema del sistema de gasificación y combustión indirecta en su aplicación para la producción de gas de síntesis se presenta en la figura 2. Este sistema similar al de la configuración del método de combustión que se ha presentado anteriormente, con una modificación a nivel de la salida del gas (3) del reactor de gasificación RG. En este esquema, solamente una fracción del gas de síntesis (3a) producido en el RG se transporta hacia el reactor de combustión RR para producir calor necesario para la gasificación. La otra parte del gas de síntesis (3b) se considera como producida a partir del método y se evacua de la instalación. El vapor de agua en el gas de síntesis se puede condensar posteriormente con el fin de mejorar el valor calorífico del gas.

El método por lo tanto se puede usar para la producción de gas de síntesis. Este gas de síntesis se puede usar como carga de otros métodos de transformación química, por ejemplo, el método de Fischer Tropsch que permite producir, a partir de gas de síntesis, hidrocarburos líquidos de cadenas de hidrocarburo largas que se pueden usar a continuación como bases de carburante.

#### Ventajas del método de acuerdo con la invención

Las ventajas del método de acuerdo con la invención son numerosas.

Dado que no hay contacto directo entre el transportador de oxígeno y el combustible (y previamente se gasifica), el dispositivo que permite llevar a cabo el método de acuerdo con la invención se puede adaptar fácilmente a métodos de combustión ya existentes sustituyendo la entrada de aire por vapor de agua y  $\text{CO}_2$ .

El método integrado de acuerdo con la invención hace superflua una separación de sólido - sólido (transportador de oxígeno - combustible sólido sin quemar), ya que el combustible no se pone en contacto con las partículas de transportador de oxígeno más que una vez gasificado, separación que era necesaria hasta entonces en los métodos publicados de CLC para cargas sólidas.

El método de acuerdo con la invención, en sus dos modos de realización, puede funcionar con una presión elevada en el reactor de gasificación RG, mientras que los reactores RO y RR funciona la presión atmosférica. Esto permite en particular producir gas de síntesis a alta presión (para el método de Fischer-Tropsch por ejemplo). Además, dado que las zonas de reacción RO y RR funcionan a presión atmosférica, el método integrado de acuerdo con la invención permite una disminución del coste de la operación y de los materiales de construcción de los reactores RO y RR. Por último, se minimizan las fugas del combustible hacia los reactores RO y RR así como la pérdida del transportador de oxígeno hacia el reactor de gasificación RG.

Al ser realizada la gasificación bajo vapor de agua y no bajo aire (ausencia de nitrógeno), el gas de síntesis obtenido presenta un valor calorífico elevado.

Al ser realizada la gasificación bajo vapor de agua y no bajo aire (ausencia de nitrógeno), la producción de los óxidos de nitrógeno se minimiza.

El límite principal de estos métodos es el aporte de calor hacia el reactor de gasificación, ya que los gases tienen una capacidad térmica limitada. En un modo de realización preferente, se inyecta vapor de agua sobrecalentado (de forma ventajosa por ejemplo a una temperatura de aproximadamente  $1000^\circ\text{C}$ ). Se debe indicar que gracias a la inyección de vapor de agua (y opcionalmente de  $\text{CO}_2$  obtenido a partir de los humos obtenidos en la zona de reducción), hay de 2 a 5 veces más de oxígeno llevado al reactor de gasificación con respecto al caso en el que el aire solo se inyecta directamente en el reactor. Esta diferencia está relacionada con el hecho de que el nitrógeno del aire se sustituye por  $\text{H}_2\text{O}$  o  $\text{CO}_2$ .

La gasificación se puede llevar a cabo presión atmosférica o bajo presión. En el caso de operación de la gasificación bajo presión (por ejemplo a presiones comprendidas entre 0,5 y 5 MPa (5 y 50 bares), preferentemente comprendidas entre 2 y 4 MPa (20 y 40 bares)), el vapor de agua necesario para la gasificación resulta de un ciclo de vapor alimentado al menos parcialmente por el agua resultante de los humos del reactor de reducción en el que el calor necesario para calentar previamente y presurizar el vapor se recupera por intercambio sobre los humos del reactor de oxidación (RO). Se pueden usar diferentes tipos de reactores en las diferentes zonas de reacción RG, RO y RR del método de acuerdo con la invención. El reactor de gasificación RG puede ser en particular una caldera del hecho fluidizado circulante o un lecho fluidizado en burbujeo. La elección tecnológica del tipo de reactores de oxidación RO y de combustión RR también es grande. Se puede tratar de lecho fluidizado en burbujeo o circulante.

Las cargas de hidrocarburos sólidas usadas en el método de acuerdo con la invención se pueden elegir entre todos los tipos de combustibles de hidrocarburo sólido, en particular carbón, biomasa, catalizadores de coque del método de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) o coques producidos con el método flexicoker, tomados sólo son mezcla.

Las cargas de hidrocarburos se introducen en el reactor de gasificación RG en forma de un sólido dispersado, de diámetro medio generalmente comprendido entre 10 micrómetros y 5 mm, preferentemente comprendido entre 50 micrómetros y 1 mm aproximadamente.

5 La eficacia del método de combustión en bucle químico CLC en lecho fluidizado circulante se basa en gran medida en las propiedades fisicoquímicas de la más activa de oxidación-reducción. La de actividad del o de los pares de oxidación-reducción puestos en juego así como la capacidad de transferencia de oxígeno asociada son parámetros que influyen en el cálculo del tamaño de los reactores R0 y RR, en las velocidades de circulación de las partículas. El periodo de duración de las partículas con respecto al mismo depende de la resistencia mecánica de las partículas así como de su estabilidad química. Con el fin de obtener partículas que se puedan usar para este método, las partículas usadas generalmente están formadas por un par o un conjunto de paredes de oxidación-reducción elegidos entre CuO/Cu, Cu<sub>2</sub>O/Cu, NiO/Ni, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>, FeO/Fe, Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>/FeO, MnO<sub>2</sub>/Mn<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Mn<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/Mn<sub>3</sub>O<sub>4</sub>, Mn<sub>3</sub>O<sub>4</sub>/MnO, MnO/Mn, Co<sub>3</sub>O<sub>4</sub>/CoO, CoO/Co, y de un aglutinante que aporta la estabilidad fisicoquímica necesaria. Es posible usar minerales sintéticos o naturales.

15 Las partículas grandes son más difíciles de transportar y necesitan velocidades de transporte elevadas. Para limitar las velocidades de transporte en las líneas de transferencia y en el interior de los reactores, y por lo tanto limitar las pérdidas de cargas en el método así como los fenómenos de abrasión y de erosión, por lo tanto es preferente limitar el tamaño de las partículas de material transportador de oxígeno a un valor máximo de aproximadamente 500 micrómetros.

20 De manera preferente, el material transportador de oxígeno introducido en la instalación de combustión en bucle químico por lo tanto tiene una granulometría de modo que más de un 90 % de las partículas tienen un tamaño comprendido entre 100 y 500 micrómetros.

25 De manera más preferente, el material introducido en la instalación tiene una granulometría de modo que más de un 90 % de las partículas tienen un diámetro de partícula comprendido entre 150 y 300 micrómetros.

De manera incluso más preferente, el material introducido en la instalación tiene una granulometría de modo que más de un 95 % de las partículas tienen un diámetro comprendido entre 150 y 300 micrómetros.

30 El método de acuerdo con la invención se puede integrar de forma ventajosa en una refinería.

### Ejemplo

35 En el ejemplo que sigue a continuación, el reactor principal es el reactor de gasificación (RG). La Figura 3 muestra las concentraciones (X<sub>eq</sub>) de equilibrio termodinámico de los gases en el reactor RG. Estos resultados ilustran bien que el estado de equilibrio, casi todo el carbono inyectado se convierte en CO<sub>2</sub>. La concentración de CO es muy baja a aproximadamente 600 °C, pero aumenta con la temperatura. Este gráfico así como el balance de materia se usan para calcular los diferentes contenidos de gas a la salida del reactor RG.

40 En este sentido, los resultados de equilibrio termodinámico de un 90 % de H<sub>2</sub>O y de un 10 % de carbono se simularon con el software CHEMKIN™.

45 Un modelo de orden cero en régimen estacionario se desarrolló para estudiar la viabilidad de este sistema. El carbón se inyecta en el reactor con un caudal de 3 kg/h. Las propiedades del carbón inyectado se presentan en la tabla 1. La gasificación se realizó con vapor de agua sobrecalentado a 1000 °C y un caudal másico de 27 kg/s (equivalente al caudal estequiométrico de aire necesario para asegurar la combustión completa). Las propiedades del gas de síntesis a la salida del reactor RG se presentan en la tabla 2. Las concentraciones se calculan sobre la base termodinámica y el balance de materia. La temperatura de salida del reactor RG es de 600 °C y la temperatura media del reactor RG es de 800 °C.

50 Tabla 1: Propiedades (análisis último) del carbón usado para el caso de estudio, con LHV = 28 MJ/kg.

Componentes	% en peso	% en peso (sin incluir agua, cenizas)
Carbono (C)	64 %	72 %
Hidrógeno (H)	5 %	6 %
Nitrógeno (N)	1 %	1 %
Azufre total (S)	1 %	1 %
Oxígeno (O)	18 %	20 %
Cenizas	12 %	

Tabla 2: concentraciones de los diferentes gases a la salida del reactor de gasificación RG.

Componentes	% en peso	Caudal (kg/s)	Caudal (mol/s)	Concentración (% en moles)	Concentración (sin incluir agua, % en mmoles)
CO <sub>2</sub>	13,0 %	3,95	0,141	8 %	28 %
H <sub>2</sub> O	81,4 %	22,93	1,273	71 %	
CO	1,8 %	0,51	0,018	1 %	4 %
H <sub>2</sub>	2,5 %	0,70	0,347	19 %	68 %
CH <sub>4</sub>	0,0 %	0,00	0,000	0 %	0 %
N <sub>2</sub>	0,1 %	0,03	0,001	0 %	0 %
SO <sub>2</sub>	0,2 %	0,04	0,0007	0 %	0 %

El gas de síntesis producido en el reactor de gasificación RG se puede enviar total o parcialmente hacia el reactor de combustión con el fin de producir energía. En el caso de la producción de gas de síntesis, solo una parte del gas necesaria para mantener el balance energético global se envía hacia el reactor de combustión RR. En el presente ejemplo, la fracción mínima necesaria a enviar hacia el reactor de combustión es de un 53 %. Este sistema por lo tanto puede liberar un 47 % de gas de síntesis como producido.

En el caso de producción de calor, durante la combustión, todo el gas de síntesis se quema en el reactor de reducción RR con el fin de producir energía.

5

10

## REIVINDICACIONES

1. Método integrado de gasificación y combustión indirecta en bucle químico de una carga de hidrocarburo sólida en el que:

- 5
- la carga de hidrocarburo sólida (1) se pone en contacto con agua (2) en una zona de reacción de gasificación (RG) con el fin de evacuar cenizas (9) y producir un efluente gaseoso (3) que comprende gas de síntesis: CO, H<sub>2</sub> y agua H<sub>2</sub>O, dicha puesta en contacto siendo realizada en ausencia de aire;
  - 10 - la zona de reacción de reducción (RR) se alimenta con un bucle químico de oxidación-reducción, en la que circulan partículas de sólido portador de oxígeno Me/MeO, por al menos una parte del efluente gaseoso (3) producido en la zona de reacción de gasificación para producir un efluente gaseoso (4) concentrado en CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O,
  - 15 - las partículas de sólido portador de oxígeno obtenidas en la zona de reacción de reducción (RR) del bucle químico se reoxidan en la zona de reacción de oxidación (RO) por medio de un gas oxidante (6) y se evacuan los humos (7),

la energía necesaria para la reacción de gasificación siendo proporcionada al menos en parte por la combustión exotérmica de todo o parte del gas de síntesis producido en el bucle químico, y en el que:

- 20
- una parte (5) del efluente concentrado en CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O producido en la zona de reducción (RR) se recicla para alimentar con oxígeno la zona de reacción de gasificación (RG), dicha parte (5) del efluente concentrado en CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O siendo proporcionada para una alimentación de la zona de gasificación (RG) que comprende agua líquida (8), y los humos (7) se enfrían en un intercambiador de calor (E2) colocado sobre un conducto de transporte para evacuar los humos (7), mediante intercambio de calor con el agua en forma líquida (8) con el fin de alimentar el reactor de gasificación (RG) con agua en forma de vapor, y/o bajo presión (2).
- 25

2. Método integrado de gasificación y combustión indirecta en bucle químico de acuerdo con la reivindicación 1 en el que la zona de reacción de reducción (RR) se alimenta con la totalidad del efluente gaseoso (3) producido en la zona de reacción de gasificación (RG), con el fin de producir calor que se recupera al nivel de la zona de reacción de oxidación (RO) o sobre las líneas de transporte de los efluentes gaseosos.

30

3. Método integrado de gasificación y combustión indirecta en bucle químico de acuerdo con la reivindicación 1 en el que la zona de reacción de reducción (RR) se alimenta mediante una parte (3a) del efluente gaseoso producido en la zona de reacción de gasificación (RG) en cantidad suficiente para producir la energía necesaria para la reacción de gasificación, la otra parte (3b) permitiendo producir gas de síntesis CO + H<sub>2</sub>.

35

4. Método integrado de gasificación y combustión indirecta en bucle químico de acuerdo con una de las reivindicaciones precedentes en el que la carga de hidrocarburo sólida se elige entre carbón, catalizadores de coque del método de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) o los coques producidos con el método flexicoker.

40

5. Instalación de gasificación y combustión en bucle químico que comprende:

- 45
- una zona de reacción de gasificación (RG) en ausencia de aire alimentada con una carga de hidrocarburo sólida (1) y agua (2) y que comprende un conducto de salida de un efluente gaseoso que comprende gas de síntesis y agua (3) y un conducto de salida de las cenizas producidas (9);
  - un bucle químico de combustión que comprende una zona de reacción de reducción (RR) y una zona de reacción de oxidación (RO), dicha zona de reacción de reducción RR siendo alimentada con al menos una parte del efluente gaseoso (3) obtenido a partir de la zona de gasificación (RG) y mediante un conducto de transporte de las partículas de sólido portador de oxígeno (MeO) obtenidas en dicha zona de oxidación (RO), y que comprende un conducto de salida de un efluente gaseoso (4) que comprende CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O;
  - 50 y dicha zona de reacción de oxidación (RO) siendo alimentada con un gas oxidante (6) y mediante un conducto de transporte de las partículas de sólido portador de oxígeno reducidas (Me) obtenidas en la zona de reacción de reducción, y que comprende un conducto de transporte para evacuar los humos (7), y
  - 55 - un conducto de transporte de una parte (5) del efluente gaseoso que comprende CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O (4) hacia la alimentación de la zona de gasificación (RG), dicha alimentación de la zona de gasificación (RG) comprendiendo agua líquida (8),
  - al menos un intercambiador de calor (E2) sobre el conducto de transporte de los humos (7) para enfriar dichos humos (7) mediante intercambio de calor con agua en forma líquida (8) con el fin de alimentar el reactor de gasificación (RG) con agua en forma de vapor y/o bajo presión (2).
- 60

6. Instalación de acuerdo con la reivindicación 5 que comprende además al menos un intercambiador de calor en la zona de oxidación RO (E1).



7. Instalación de acuerdo con la reivindicación 5 o 6 en la que el conducto de salida del efluente gaseoso (3) se divide en dos conductos que permiten la alimentación de la zona de reducción (RR) en gas de síntesis para la combustión (3a) y la evacuación del gas de síntesis producido (3b).

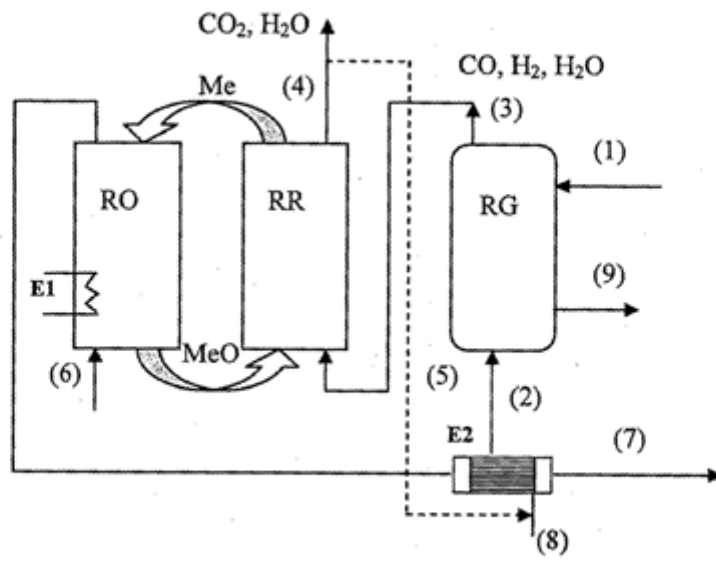


FIG. 1

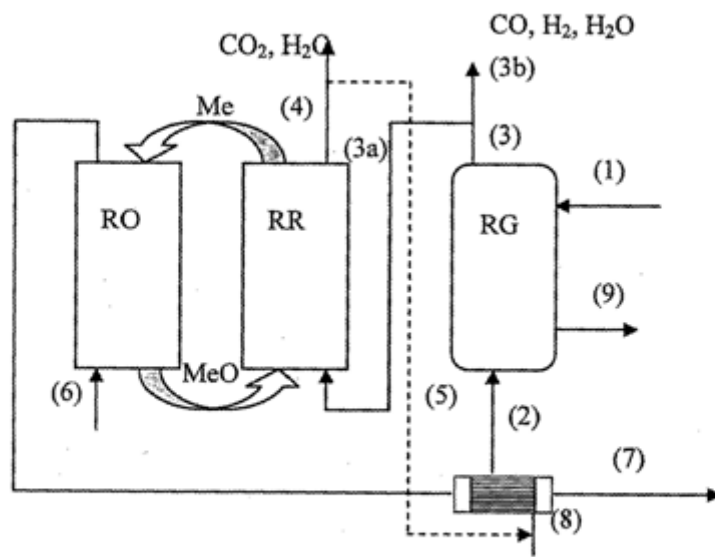


FIG. 2

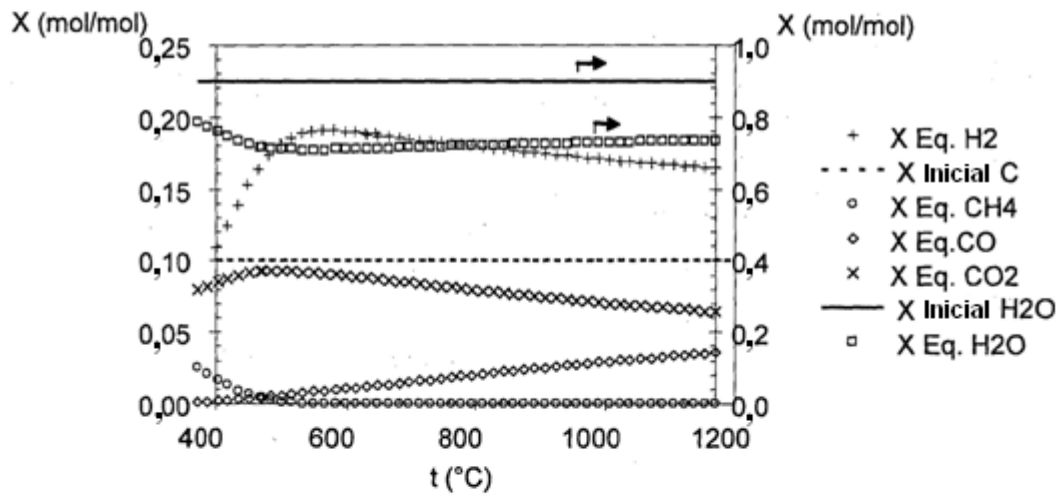


FIG. 3