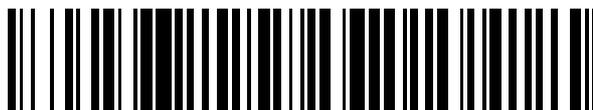


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 727 429**

51 Int. Cl.:

**C10J 3/46** (2006.01)

**C10J 3/80** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **08.10.2010 PCT/BR2010/000338**

87 Fecha y número de publicación internacional: **04.08.2011 WO11091488**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **08.10.2010 E 10844316 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **16.01.2019 EP 2532728**

54 Título: **Método y sistema para suministrar energía térmica a un sistema de procesamiento térmico a partir de la gasificación de materias primas secas que contienen carbono, seguido por oxidación, e instalación para operar este sistema**

30 Prioridad:

**01.02.2010 FR 1000378**

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

**16.10.2019**

73 Titular/es:

**SEE - SOLUÇÕES, ENERGIA E MEIO AMBIENTE  
LTDA. (100.0%)  
Rua Itagyba Santiago 92 Sala 1  
Vila Alexandria 04635-050 São Paulo - SP, BR**

72 Inventor/es:

**GUYOMARC'H, RAYMOND FRANÇOIS**

74 Agente/Representante:

**ARIAS SANZ, Juan**

ES 2 727 429 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**

5 Método y sistema para suministrar energía térmica a un sistema de procesamiento térmico a partir de la gasificación de materias primas secas que contienen carbono, seguido por oxidación, e instalación para operar este sistema

La invención comprende un proceso para el suministro de energía térmica a partir de un sistema de tratamiento térmico para materia prima. También comprende un sistema que realiza dicho proceso y una instalación de tratamiento térmico de materia prima que incluye dicho sistema.

10 El tratamiento térmico de materias primas húmedas y/o secas y/o productos manufacturados para su secado/deshidratación y/o para obtener características específicas se conoce perfectamente y está codificado por los diferentes agentes en la industria.

15 El tratamiento térmico de materiales húmedos necesita, por una parte, un flujo de gas para el tratamiento, también llamado gas portador de calor, y, por otra parte, la energía térmica requerida para realizar el tratamiento, dicha energía térmica se transfiere a la materia prima que se va a tratar, gracias al flujo de gas de tratamiento.

Los flujos de gas de tratamiento más ampliamente usados son aire caliente, gases de combustión incompleta, vapor de agua o cualquier gas de calentamiento sin otro fin que transportar y extender su capacidad térmica al medio que se va a tratar. El dióxido de carbono, CO<sub>2</sub>, fue el objeto de importantes desarrollos tal como gas de calentamiento para el tratamiento térmico de materiales que contienen carbono debido a sus propiedades tal como la estabilidad y neutralidad químicas con la mayoría de los medios de tratamiento, y las interacciones particulares que se desarrollan de forma natural con los materiales que contienen carbono, lo más particularmente cuando los materiales que contienen carbono están húmedos, en condiciones específicas para estas interacciones: temperatura, presión, grado de saturación de vapor de agua, etc.

20 La energía térmica como se requiere para el tratamiento de materias primas se suministra por medios habitualmente conocidos como "medios térmicos". Dichos procesos y sistemas de tratamiento térmico dependen del suministro externo de energías térmicas.

30 En los últimos años, se han desarrollado numerosos procesos para el tratamiento térmico de materia prima para generar de forma simultánea el gas de calentamiento CO<sub>2</sub> y el calor requerido para el tratamiento a partir de materiales secos que contienen carbono mediante su oxidación. Dicha oxidación produce, por una parte, un flujo de gas de CO<sub>2</sub> y la energía térmica requerida para hacer el tratamiento térmico.

35 Sin embargo, estos procesos y sistemas son de nuevo dependientes de un flujo continuo de oxígeno.

REZVANI S ET AL: "Comparative assessment of coal fired IGCC systems with CO<sub>2</sub> capture using physical absorption, membrane reactors and chemical looping" discute un proceso de gasificación que produce sintegas (figura 1) y una combustión posterior del sintegas por combustión química en bucle (figura 6), que comprende un gasificador que usa oxígeno precalentado para gasificar carbón en presencia de vapor, una cámara de combustión que hace reaccionar el sintegas con NiO para producir CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O (FR) y una cámara de regeneración (AR) en la que el níquel reducido se hace reaccionar con oxígeno para producir aire caliente con oxígeno disminuido y NiO que se recicla a la cámara de combustión (FR) en donde el calor de los gases de escape, así como el aire con oxígeno disminuido se utiliza en turbinas para producir electricidad o para producir vapor que después se usa en turbinas de vapor para producir electricidad.

40 En resumen, los procesos y sistemas actuales dependen:

50 - o bien de un suministro externo continuo de energía térmica requerida para el tratamiento  
 - o de un suministro externo continuo de oxígeno requerido para la oxidación.

Sin embargo, estos procesos y sistemas demandan alta energía y tienen impactos negativos sobre el medio ambiente.

55 Un objeto de la presente invención es evitar las inconveniencias que se han mencionado.

Otro objeto de la invención es presentar un proceso y un sistema para el suministro de un sistema de tratamiento térmico para materia prima que consume menos energía.

60 Otro objeto de la presente invención es proponer un proceso y un sistema de suministro para un sistema de tratamiento térmico que permita liberar dicho sistema de mantener un suministro externo continuo.

Por último, un objeto de la invención es proponer un proceso y un sistema de suministro para un sistema de tratamiento térmico que reduzca los impactos negativos de tal sistema al medio ambiente.

65

La invención permite alcanzar los objetos mencionados por medio de un proceso para suministrar energía térmica a un sistema de tratamiento térmico para materias primas según la reivindicación 1.

En la presente divulgación:

- 5
- flujo gaseoso de gasificación designa un flujo gaseoso de CO<sub>2</sub> usado para la gasificación de materia prima seca;
  - flujo gaseoso de tratamiento designa un flujo gaseoso usado por el sistema de tratamiento térmico para realizar el tratamiento térmico de materias primas; y
  - flujo gaseoso portado de tratamiento designa el flujo gaseoso de tratamiento en la salida del sistema de
- 10 tratamiento, obtenido después del tratamiento de una carga de materia prima.

En esta etapa de la divulgación, la gasificación de la materia prima seca se realiza con un suministro de oxígeno puro, una vez el proceso de la invención aún depende de una fuente de O<sub>2</sub> necesaria para los requisitos térmicos de dicha gasificación. Se detallará más adelante cómo el sistema y el proceso de la invención se liberan de su dependencia de un suministro externo de oxígeno.

15

Por otra parte, aparte de la materia prima seca, el proceso de la invención no necesita un suministro continuo de energía térmica y/o eléctrica de una fuente externa de energía. La única energía externa consumida por el proceso de la invención es la energía térmica y/o eléctrica requerida para el inicio de la etapa de gasificación pronto en el proceso. Una vez se inicia la gasificación, el proceso de la invención permite suministrar suficiente energía para realizar todas las etapas en el proceso. Por tanto, como se detallará más adelante en la divulgación, el calor del segundo flujo gaseoso es suficiente para suministrar al sistema de tratamiento térmico con energía térmica. La energía disponible en la capacidad térmica del segundo flujo gaseoso y la energía térmica suministrada por la activación de los portadores de oxígeno es suficiente para llevar el flujo gaseoso de gasificación a la temperatura de gasificación. Toda la energía requerida para aumentar la temperatura de dicho flujo gaseoso de gasificación se puede finalmente obtener con la complementación térmica suministrada por un suministro de oxígeno (O<sub>2</sub>) en el reactor de gasificación. Dicho suministro se limita entonces a los requisitos térmicos adicionales, cada molécula de O<sub>2</sub> oxida dos moléculas de hidrógeno (H<sub>2</sub>) y/o átomos de C para hacer dos H<sub>2</sub>O y dos CO (o uno y otro como función de la composición inicial de la materia prima que contiene carbono), generando de esta manera la energía térmica útil para las reacciones del proceso de la invención. Una nueva etapa de gasificación se puede realizar después y por tanto es una nueva iteración de las etapas del proceso.

20

25

30

En una primera manera de realización particularmente ventajosa, el flujo de gas de tratamiento usado por el sistema de tratamiento puede comprender, al menos en parte, el segundo flujo gaseoso que contiene CO<sub>2</sub> (liberado al menos en parte del vapor de agua que contiene). En esta manera de realización, el suministro de al menos una parte de la energía térmica al sistema de tratamiento térmico puede comprender el suministro de al menos una parte del segundo flujo gaseoso al sistema de tratamiento térmico de la materia prima. El segundo flujo gaseoso constituye entonces el medio de transporte de la energía térmica al sistema de tratamiento térmico.

35

En esta primera manera de realización, el proceso de la invención suministra al sistema de tratamiento térmico no solo energía térmica, sino igualmente flujo gaseoso para el tratamiento.

40

Siempre en la primera manera de realización, el proceso de la invención puede comprender una etapa de reducción de la temperatura de dicha parte del segundo flujo gaseoso suministrado al sistema de tratamiento térmico antes de su uso como un flujo gaseoso de tratamiento.

45

La reducción de temperatura se puede realizar mediante un intercambio térmico o por una mezcla con un flujo gaseoso que contiene CO<sub>2</sub> frío.

Siempre en la primera manera de realización, el proceso de la invención puede comprender una etapa de regulación de la concentración de CO<sub>2</sub> en el segundo flujo gaseoso antes de su uso como un flujo gaseoso de tratamiento en el sistema de tratamiento térmico. La regulación de la concentración de CO<sub>2</sub> del segundo flujo gaseoso se puede realizar por mezcla con el último de una cantidad de CO<sub>2</sub> puro, frío ( $\leq 20^{\circ}\text{C}$ ) y seco, en la proporción deseada.

50

En esa primera manera de realización, el proceso de la invención puede comprender el reciclaje en un circuito cerrado de al menos una parte del CO<sub>2</sub> presente en el flujo gaseoso de tratamiento térmico llevado en la salida del sistema de tratamiento térmico, para constituir, al menos en parte, el flujo gaseoso de gasificación, en donde dicho reciclaje en circuito cerrado comprende una etapa de separación entre el CO<sub>2</sub> y el vapor de agua presente en dicho flujo gaseoso de tratamiento cargado.

55

Dicho reciclaje permite el uso, al menos en parte, del mismo flujo gaseoso de CO<sub>2</sub> al mismo tiempo como un flujo gaseoso de gasificación como un flujo gaseoso de tratamiento y la regulación de dicho flujo gaseoso de tratamiento.

60

Se verá posteriormente en esta divulgación que dicho flujo gaseoso de CO<sub>2</sub> se puede suministrar ventajosamente por gasificación.

65

En una segunda manera de realización, el suministro de al menos una parte de la energía térmica al sistema de tratamiento puede comprender una transferencia de energía térmica a un flujo gaseoso de tratamiento térmico. En ese caso, la transferencia térmica se puede realizar por intercambiadores que son conocidos por los expertos en la materia.

5 Siempre en esta segunda manera de realización, el proceso de la invención puede comprender el reciclaje en un circuito cerrado de al menos una parte del CO<sub>2</sub> en el segundo flujo gaseoso para que constituya dicho flujo gaseoso de gasificación.

10 El reciclaje puede comprender una etapa de separación entre el CO<sub>2</sub> y el vapor de agua presente en el segundo flujo gaseoso por sistemas que conocen los expertos en la materia.

Ventajosamente, la activación de los portadores de oxígeno en estado reducido puede comprender la oxidación de dichos portadores en estado reducido por aire atmosférico precalentado.

15 En el caso de la primera manera de realización, el precalentamiento del aire atmosférico puede comprender ventajosamente una transferencia de energía térmica desde el flujo gaseoso del tratamiento térmico llevado a la salida del sistema de tratamiento térmico a dicho aire atmosférico después del tratamiento térmico.

20 En el caso de la segunda manera de realización, el precalentamiento del aire atmosférico puede comprender ventajosamente una transferencia de energía térmica después del segundo flujo gaseoso en la salida del segundo reactor a dicho aire atmosférico.

25 En el caso de la primera manera de realización, la transferencia de energía térmica desde el flujo gaseoso del tratamiento térmico llevado en la salida del sistema a dicho aire atmosférico realiza la separación entre el CO<sub>2</sub> y el vapor de agua presente en dicho flujo gaseoso de tratamiento térmico llevado.

En el caso de la segunda manera de realización, la transferencia de energía térmica desde el segundo flujo gaseoso a dicho aire atmosférico realiza la separación entre el CO<sub>2</sub> y el vapor de agua presente en dicho segundo flujo gaseoso.

30 Según otro aspecto de la invención, se propone un sistema de alimentación de energía térmica para un sistema de tratamiento térmico de materias primas según la reivindicación 10.

35 Por una parte, el sistema puede comprender medios mecánicos de transporte de los portadores de oxígeno desde el segundo reactor al tercer reactor y/o desde el tercer reactor al segundo reactor.

Ventajosamente, el sistema de la invención puede contener un circuito de reciclaje en circuito cerrado de al menos una parte del CO<sub>2</sub> presente en el segundo flujo gaseoso que es el flujo gaseoso de gasificación, en donde dicho circuito de reciclaje contiene medios de separación entre el CO<sub>2</sub> y el vapor de agua.

40 En una versión particularmente ventajosa del sistema de la invención, el circuito de reciclaje conecta, al menos indirectamente, el segundo reactor, el sistema de tratamiento térmico, los medios para separar CO<sub>2</sub> de vapor de agua, los medios para aumentar la temperatura del flujo gaseoso de gasificación y el primer reactor.

45 Según otro aspecto de la invención, se propone un sistema de tratamiento térmico para materia prima que integra un sistema de alimentación de energía de la invención.

50 Según aún otro aspecto de la invención, se propone una instalación de tratamiento térmico para materia prima que contiene un sistema de tratamiento térmico para materia prima y un sistema de alimentación de energía para dicho sistema de tratamiento térmico de la invención.

Otras ventajas y características aparecerán del análisis de la descripción detallada de una manera no limitante de realización y las figuras adjuntas:

- 55 - La figura 1 es una representación esquemática de una primera versión de una instalación de la invención; y
- La figura 2 es una representación esquemática de una segunda versión de una instalación de la invención.

La figura 1 es una representación esquemática de una versión preferida de una instalación de la invención.

60 La instalación 100 comprende un sistema de suministro de energía térmica 102 para una instalación de tratamiento térmico 104.

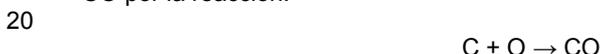
El sistema de alimentación 102 comprende un reactor de gasificación 106, un reactor de oxidación 108 y un reactor de activación para portadores de oxígeno 110.

65 El reactor de gasificación 106 contiene una cámara de alimentación (no mostrada) de material que contiene carbono MPCS bajo control de CO<sub>2</sub>. Esa cámara de alimentación está controlada por CO<sub>2</sub> para evitar la entrada de aire en el

reactor de gasificación 106 y garantizar la hermeticidad de dicho reactor de gasificación. Contiene una boca de alimentación (no mostrada) y un dispositivo de introducción (no mostrado) de material que contiene carbono MPCS en el reactor de gasificación.

5 El reactor de alimentación 106 se alimenta, por una parte, con materia prima seca que contiene carbono MPCS 112 y, por otra parte, un flujo gaseoso de gasificación FGG que contiene CO<sub>2</sub> a una temperatura de 1000°C o mayor. Finalmente, se puede generar un complemento térmico en el centro de la reacción de gasificación mediante la introducción de oxígeno (O<sub>2</sub>) en el flujo gaseoso de gasificación FGG. Cada mol de este oxígeno introducido oxida después dos moles de H<sub>2</sub> y/o dos moles de C, generando la correspondiente energía térmica en el núcleo del reactor de gasificación. Dicho complemento final permite controlar la regulación térmica de las reacciones en dicho reactor de gasificación y aumentar el rendimiento de las reacciones de modo que aumente la producción final de las energías y reacciones del proceso de la invención.

15 En el reactor de gasificación 106, las materias primas secas que contienen carbono MPCS se someten al flujo gaseoso de gasificación FGG manteniendo las materias primas que contienen carbono a una alta temperatura alrededor de 1000/1100°C. A esa temperatura, la interacción entre CO<sub>2</sub> y la materia prima seca que contiene carbono es completa. La reacción térmica es violenta e instantánea. Los carbonos C que componen la materia prima MPCS reaccionan con el oxígeno molecular O de esa misma materia prima que contiene carbono MPCS para formar monóxidos de carbono CO por la reacción:



Los carbonos residuales de la materia prima seca que contiene carbono MPCS se toman a la temperatura de entrada de CO<sub>2</sub> reactivo. Son predominantemente oxidorreductores a esa temperatura y reaccionan con CO<sub>2</sub> según la siguiente reacción, llamada "equilibrios de BOUDOUART" a 1000°C.



El conjunto gaseoso, llamado primer flujo gaseoso PFG, cuando sale del reactor de gasificación 106, está a una temperatura de  $\geq 900^\circ\text{C}$ . Está compuesto de:

- CO producido por la pirólisis de materias primas secas que contienen carbono (MPCS) y la conversión de "CO<sub>2</sub> reactivo" a CO (sobre carbonos residuales a la temperatura óptima de su propiedad oxidorreductora);
- H<sub>2</sub> liberado durante la descomposición de materias primas secas que contienen carbono (MPCS) creado por la pirólisis generado por el "CO<sub>2</sub> reactivo" a la temperatura de 1000/1100°C;
- H<sub>2</sub>O<sub>g</sub> producido por la oxidación forzada del H<sub>2</sub> útil para el complemento térmico requerido para la pirólisis de dichas materias primas secas que contienen carbono (MPCS);
- finalmente, el exceso de CO<sub>2</sub> del flujo gaseoso de gasificación FGG.

40 El exceso de CO<sub>2</sub> es el vector térmico que se puede usar, como una complementación al "CO<sub>2</sub> reactivo", por la necesidad para suministrar energía térmica para la gasificación y la reacción endotérmica de BOUDOUART. Ese primer flujo gaseoso PFG está a una temperatura de 900°C o mayor en la salida del reactor de gasificación 106.

45 El primer flujo gaseoso PFG se introduce después en el reactor de oxidación 108. Ese reactor de oxidación 108 se alimenta, por una parte, por el primer flujo gaseoso PFG y, por otra parte, por portadores de oxígeno en estado oxidado o activado marcados como MeO.

Los portadores de oxígeno activados MeO oxidan las moléculas de monóxido de carbono CO y dihidrógeno H<sub>2</sub> presentes en el primer flujo gaseoso PFG de las siguientes reacciones:



55 Dicha oxidación se realiza mediante la reducción de los portadores de oxígeno activados MeO en portadores de oxígeno desactivados Me que cambian su oxígeno con las moléculas gaseosas CO y H<sub>2</sub>. De hecho, dichas moléculas son eminentemente oxidorreductoras y combustibles a la temperatura de salida del reactor de gasificación 106 que es mayor de 900°C.

El conjunto gaseoso llamado segundo flujo gaseoso DFG que sale que reactor de oxidación 108 comprende:

- CO<sub>2</sub> resultante de la reacción de oxidación de las moléculas de CO;
- CO<sub>2</sub> inicialmente presente en el primer flujo gaseoso; y
- H<sub>2</sub>O<sub>g</sub> resultante de la reacción de oxidación de las moléculas de H<sub>2</sub>.

65 Ese segundo flujo gaseoso DFG sale del reactor de oxidación 108 a una temperatura de 900°C o mayor y servirá como un flujo gaseoso de tratamiento en el sistema de tratamiento térmico.

Sin embargo, el segundo flujo gaseoso DFG en la entrada del reactor de oxidación 108 está a una temperatura de  $\geq 900^{\circ}\text{C}$ . Por tanto, está más caliente de lo requerido para la mayoría de las operaciones de tratamiento térmico para las que se produce. Además, contiene aproximadamente el 34% de vapor de agua (esta proporción es relativa a la composición química de la MPCS puesta en operación en el reactor de gasificación). Es conveniente templar este flujo gaseoso antes de su introducción en la zona de tratamiento térmico del sistema de tratamiento térmico 104, mediante un suministro de  $\text{CO}_2$  frío y seco, que proviene de un depósito de  $\text{CO}_2$  acondicionado 114.

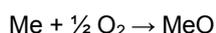
El  $\text{CO}_2$  frío y seco se mezcla con el segundo flujo gaseoso DFG mediante un dispositivo de mezclado 116 en las proporciones deseadas para obtener un flujo gaseoso de tratamiento FGT en las condiciones de dicho tratamiento.

El flujo gaseoso de tratamiento FGT compuesto de  $\text{CO}_2$  y vapor de agua está a una temperatura de  $200^{\circ}\text{C}$  o menor en el presente ejemplo. Este flujo gaseoso de tratamiento se suministra al sistema de tratamiento térmico 104 para materia prima.

El sistema de tratamiento térmico 104 suministra en la salida un flujo gaseoso de tratamiento cargado FGTC compuesto del flujo de gaseoso de tratamiento FGT y el vapor de agua que viene de la materia prima de tratamiento. Teniendo en cuenta la producción continua de energía y su corolario en  $\text{CO}_2$ , una parte equivalente del flujo gaseoso de tratamiento FGT se debe eliminar. En la salida del sistema de tratamiento térmico 104, esa equivalencia en flujo gaseoso de tratamiento FGTC se excluye. Este  $\text{CO}_2$  se puede liberar después a la atmósfera sin perjuicio al medio ambiente, ya que proviene de material renovable; además, la principal energía generada para el proceso/sistema de la inversión se produce sin generar o expulsar  $\text{CO}_2$  dañino. Dicho  $\text{CO}_2$  también se puede reciclar en otras aplicaciones después de deshumidificación y/o tal como en una instalación de cultivo de microalgas para producir la "materia prima" de biomasa.

El flujo gaseoso de tratamiento cargado reciclado FGTC se suministra a un sistema refrigerador de absorción 118, así como un flujo de aire atmosférico FA. El sistema refrigerador realiza intercambio térmico entre el flujo gaseoso de tratamiento cargado FGTS y el flujo de aire atmosférico FA. Dicho intercambio térmico transfiere el calor del flujo gaseoso de tratamiento térmico cargado FGTS al flujo de aire atmosférico FA. Dicho intercambio térmico permite refrigerar suficientemente el flujo gaseoso cargado para el tratamiento térmico FGTS para condensar vapor de agua y separar  $\text{CO}_2$  y vapor de agua. En la salida, el sistema de refrigeración suministra agua líquida  $\text{H}_2\text{O}_L$ , un flujo de aire precalentado FAP, relativo a la temperatura correspondiente a la fase de tratamiento térmico; deja que la temperatura final del tratamiento sea  $30^{\circ}\text{C}$  y, para secar madera, puede ir hasta  $130^{\circ}\text{C}$  y por encima (mayor de  $300^{\circ}\text{C}$  si este es un proceso de tratamiento a alta temperatura) y un flujo del  $\text{CO}_2$  reciclado indicado  $\text{FCO}_2$ .

El flujo de aire precalentado FAP se suministra al reactor de activación 110 para los portadores de oxígeno desactivados. Dicho reactor 110 recibe igualmente portadores de oxígeno desactivados (o en estado reducido) Me suministrados por el reactor de oxidación 108. Estos portadores de oxígeno desactivados Me se ponen en contacto con el flujo de aire atmosférico precalentado FAP. Las moléculas de oxígeno  $\text{O}_2$  presentes en el flujo de aire atmosférico precalentado FAP oxidan (activan) los portadores de oxígeno desactivados según la siguiente reacción:



Los portadores de oxígeno se activan y pueden ser suministrados al reactor de oxidación 108 para servir en una nueva oxidación.

El reactor de activación 110 suministra, en su salida, portadores de oxígeno activados MeO que se suministrarán al reactor de oxidación 108 y un flujo de aire caliente pobre en oxígeno FAA. Tal flujo de aire caliente pobre en oxígeno FAA está todavía caliente y se puede usar por medio de un intercambiador térmico (no mostrado) para acondicionar el flujo gaseoso de tratamiento FGT y/o para precalentar el flujo de  $\text{CO}_2$  reciclado indicado  $\text{FCO}_2$  antes de su introducción en el intercambiador E1 del reactor de activación 110.

Al ser la reacción de oxidación de los portadores de oxígeno muy exotérmica, se crea un exceso importante de energía térmica en el reactor de activación 110, que corresponde a más del 85% del potencial de energía intrínseco de la MPCS usada.

Este exceso térmico se investiga mediante un primer intercambiador térmico E1 al que se suministra una parte del flujo de  $\text{CO}_2$  indicado  $\text{FCO}_2$  (frío o precalentado por el flujo FAA en un intercambiador no mostrado). Dicho  $\text{CO}_2$  se calienta a una temperatura de  $1000^{\circ}\text{C}$  o mayor en un intercambiador térmico E1. El flujo gaseoso de  $\text{CO}_2$  obtenido en la salida de dicho intercambiador térmico E1 se usa como un flujo gaseoso de gasificación FGG.

La otra parte del flujo de  $\text{CO}_2$  frío ( $\leq 20^{\circ}\text{C}$ )  $\text{FCO}_2$  se usa para suministrar al depósito 114 de  $\text{CO}_2$  condicionado.

El exceso térmico creado en el reactor de activación 110 se investiga igualmente mediante un segundo intercambiador térmico que permite elevar la temperatura de flujo de cogeneración gaseoso FGG que sirve para generar energía

termodinámica en forma de vapor de agua a alta presión y alta temperatura para la cogeneración de energía mecánica y/o electricidad en un sistema 120 que puede contener un alternador turbo.

5 El sistema de alimentación contiene, por otra parte, un dispositivo mecánico 130 que permite transportar los portadores de oxígeno del reactor de oxidación 108 al reactor de activación 110 y viceversa.

La figura 2 es una representación esquemática de una segunda versión de una instalación de la invención.

10 La instalación 200 como se muestra en la figura 2 contiene todos los elementos de la instalación 100 mostrada en la figura 1.

Por otra parte, la instalación 200 contiene un biorreactor 202 que contiene microalgas.

15 Una parte del CO<sub>2</sub> presente en el flujo gaseoso de tratamiento cargado FGTS se refrigera e inyecta en el biorreactor 202. En el biorreactor de cultivo de algas 202, el dióxido de carbono CO<sub>2</sub> se usa por la fotosíntesis realizada por microalgas. La fotosíntesis produce, por una parte, la biomasa que contiene carbono BC y, por otra parte, un flujo gaseoso de oxígeno FO<sub>2</sub> al separar el elemento carbono <<C>> de la molécula de dióxido de carbono <<O<sub>2</sub>>>.

20 La biomasa carbonada BC obtenida se suministra a un sistema de acondicionamiento de biomasa 204 que puede ser:

- un sistema para extraer aceites esenciales de microalgas con alto contenido de lípidos y moléculas farmacéuticas alimentadas usadas en la farmacopea y/o hidrocarburos para refinar; al final de esa extracción, aproximadamente el 30% de la biomasa permanece en la forma de carbono, que se puede devolver al gasificador 106;
- o, por ejemplo, un sistema de secado que se va a acondicionar antes de su introducción en el reactor de gasificación 106.

El flujo de oxígeno gaseoso FO<sub>2</sub> se puede suministrar al sistema de la invención, por ejemplo, al nivel del reactor de gasificación 102 para complementar la gasificación de material que contiene carbono en el reactor 102. Por tanto, se alcanza la autonomía del proceso, haciéndolo libre de fuentes externas de oxígeno (como medio térmico).

30 Ventajosamente, la producción de biomasa carbonada en esta segunda manera de realización estimula el rendimiento global.

35 Ahora se divulgará el equilibrio de energía del proceso de la invención puesto en operación en la instalación 100 mostrada en la figura 1, tomando el ejemplo de una carga de 1 kg de biomasa como materia prima seca que contiene carbono MPCPS. La composición química media de 1 kg de biomasa es como sigue:

- C ≈ 50%, es decir, para 1 kg de MCPS: 0,500 kg, es decir 41,67 moles.

40 Por tanto, la energía de calentamiento es:

$$41,67 \times 394 \text{ kJ/mol} = 16.417,98 \text{ kJ}$$

45 - O<sub>2</sub> ≈ 44%; es decir, por 1 kg de MCPS: 0,440 kg, es decir, 13,75 moles de O<sub>2</sub>, por tanto 27,50 "O"; y  
- H<sub>2</sub> ≈ 6%, es decir, por 1 kg de MCPS: 0,060 kg, es decir, 26,76 moles.

Por tanto, la energía de calentamiento es:

$$26,76 \times 242 \text{ kJ/mol} = 7.201,92 \text{ kJ},$$

50 es decir, una potencia energética intrínseca de: 16.417,98 + 7.201,92 = **23.619,90 kJ**.

#### **En la salida del reactor de gasificación**

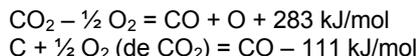
55 Según esta composición, la gasificación "endógena" de esa MCPS en el reactor de gasificación 106 generará:

- 27,50 moles de CO;
- 14,17 moles de C; y
- 29,76 moles de H<sub>2</sub>;

60 es decir, por 1 kg de (MCPS/biomasa), 0,830 kg en forma gaseosa y 0,170 kg en forma de carbono sólido, es decir carbono de biomasa.

65 Estos 14,17 moles de carbono, a una temperatura ≥ 1.000°C, reaccionarán con la misma cantidad de moles de CO<sub>2</sub> y los reducirán para formar 28,34 moles de CO.

La reacción termoquímica  $\text{CO}_2 + \text{C} = 2\text{CO}$  es endotérmica, según las reacciones:



5 es decir, un déficit térmico de 172 kJ/mol de  $\text{CO}_2$  "convertido" por esta reacción.

Por último, una composición para el primer flujo gaseoso es:

- 10 - 55,84 moles de CO, por tanto, la energía térmica útil para compensar los requisitos endotérmicos es:
- 14,17 moles de  $\text{CO}_2 \times 172 \text{ kJ/mol} = 2.437,24 \text{ kJ}$  + la capacidad térmica de la MCPS y  $\text{CO}_2$  reactivo útil para la gasificación y la conversión = 1.786,14 kJ.
  - 29,76 moles de  $\text{H}_2$ ;

15 en donde un requisito de energía para la gasificación es:  $2.437,24 + 1.786,14 = \mathbf{4.223,38 \text{ kJ}}$ .

La interacción molecular en este medio pirolítico se considera atérmica. La oxidación exotérmica de C por el oxígeno de la composición molecular compensa el craqueo exotérmico de las moléculas del sistema. Esa reacción se debe computar para el fluido térmico y el intercambio térmico general que suministra energía útil, en calor sensible para alcanzar la temperatura de dicha pirólisis. También es un papel del fluido térmico suministrar la energía de compensación endotérmica (y el oxígeno) para la reacción de los carbonos que no encuentran ese oxígeno en la composición molecular de sus medios. El equilibrio global de las reacciones en ese reactor de gasificación es endotérmico.

25 El suministro térmico útil para la generación de dichas reacciones sobre 1 kg de (MCPS/biomasa) es de **4.223,38 kJ**.

Si dicho flujo gaseoso FGG está compuesto de solo 14,17 moles de  $\text{CO}_2$  útil para la reacción de conversión, durante su tránsito en el reactor de activación 110, está a una temperatura de más de  $1000^\circ\text{C}$ , es decir, una capacidad térmica recuperada de solo: 574,344 kJ.

30 Por tanto,  $4.223,38 - 574,344 = 3.649,036 \text{ kJ}$  de capacidad térmica que faltan para las reacciones en el reactor de gasificación 106.

35 Como se verá en la secuencia de demostración, la energía está disponible (generada por la cadena de reacción) para suministrar tal capacidad térmica. Por otra parte, esto induce el transporte de tal energía: de la fuente al reactor de gasificación 102. Para eso, se requiere un complemento de  $\text{CO}_2$  reciclado (un suministro externo es entonces útil para empezar el proceso).

40 Para generar tal energía térmica, se puede efectuar una inyección de  $\text{O}_2$  con un flujo gaseoso de gasificación FGG en su entrada en fase reactiva en el reactor de gasificación 106.

45 En el medio pirolítico de la invención, a  $1000/1100^\circ\text{C}$ , el hidrógeno molecular reacciona inicialmente con el oxígeno disponible y el proceso de la invención (en este caso) tiene 29,762 moles de  $\text{H}_2$ , por tanto, la energía de calentamiento completa es: **7.202,404 kJ**.

50 Si esta es la opción elegida, se requieren entonces 15,079 moles de hidrógeno para producir la capacidad térmica que falta. Cada mol de  $\text{O}_2$  inyectado reaccionará con dos moles de hidrógeno para producir dos moles de  $\text{H}_2\text{O}$ , de modo que se requerirán entonces 7,54 moles de  $\text{O}_2$  para compensar la falta de capacidad térmica que se requiere para esta reacción. Permanecerán 14,863 moles de  $\text{H}_2$  y reaccionarán con CO para obtener la secuencia de reacción en el reactor de oxidación 108.

#### En la salida del reactor de oxidación

55 La energía de calentamiento de 14,863 moles de  $\text{H}_2$  es:  $14,863 \times 242 \text{ kJ/mol} = 3.553,286 \text{ kJ}$ ; y

la energía de calentamiento de 55,84 moles de CO es:  $55,84 \times 283 \text{ kJ/mol} = 15.802,72 \text{ kJ}$ .

60 La oxidación de CO y  $\text{H}_2$  presentes en el primer flujo gaseoso PFG que viene del reactor de oxidación 106 es exotérmica de:  $15.802,72 + 3.553,286 = 19.356,008 \text{ kJ}$ .

Mientras que, por ejemplo, el portador de oxígeno es NiO (NiO en estado activo y Ni en estado inactivo), se requieren 70,523 moles de MeO para oxidar 55,84 moles de CO y 14,683 moles de  $\text{H}_2$ . La reducción de 70,523 moles de MeO a 70,523 moles de Me, tomando el ejemplo de NiO a Ni, es endotérmica para:

65  $70,523 \text{ moles} \times 244,30 \text{ kJ/mol} = 17.066,566 \text{ kJ}$ .

Por último, el equilibrio térmico de la reacción en el reactor de oxidación es exotérmico y genera: **2.289,442 kJ**.

El segundo flujo gaseoso DFG que sale del reactor de oxidación está compuesto por el CO<sub>2</sub> resultante de la reacción + eventualmente el "exceso" de CO<sub>2</sub> de calentamiento + vapor de agua generado por la oxidación de H<sub>2</sub>, es decir:

- 5
- 2,457 kg de CO<sub>2</sub> de la reacción (55,84 moles, 1,252 Nm<sup>3</sup>) +
  - 0,536 kg de H<sub>2</sub>O<sub>g</sub> de la reacción (29,76 moles, 0,667 Nm<sup>3</sup>)
  - es decir, el 22% en masa y el 35% en volumen.

10 Este segundo flujo gaseoso DFG está a una temperatura  $\geq 900^{\circ}\text{C}$  y contiene una energía térmica importante: 3.573,083 kJ de capacidad térmica + 2.228,951 kJ de entalpía de los 29,762 moles (H<sub>2</sub>O<sub>g</sub>) que se van a condensar en H<sub>2</sub>O líquida, es decir: **5.802,034 kJ**.

15 Esa energía térmica se usa en un sistema de intercambio térmico 116 para generar el flujo gaseoso de tratamiento FGT. Dicho flujo gaseoso de tratamiento FGT esencialmente comprende:

- la porción del segundo flujo gaseoso DFG que se va a mantener después de haber cambiado su capacidad térmica en dicho intercambiador 116 con CO<sub>2</sub> frío y seco (que viene de la reserva 114) que se habrá deshumidificado parcialmente durante dicho intercambio térmico;
- 20 - la porción de CO<sub>2</sub> seco, que viene de la reserva 114, que habrá servido como una fuente fría en el intercambiador térmico 116, se usará para atemperar dicho flujo gaseoso de tratamiento FGT (según los requisitos de deshumidificación y enfriamiento, dicho CO<sub>2</sub> seco de la reserva 114 puede estar en exceso; el exceso se reintroduce después en el sistema de refrigeración 118 para el reciclaje).

25 Dicho flujo gaseoso de tratamiento FGT se llevará después a la temperatura requerida para el tratamiento de materias primas (temperatura de trabajo: de 30 a  $\geq 300^{\circ}\text{C}$  y mayor para tratamientos a altas temperaturas) y su humedad residual será mínima.

Hasta esta etapa del sistema y proceso de la invención, el equilibrio térmico ya es positivo para:

- 30
- **-4.223,38 kJ** de suministro térmico a las reacciones del reactor de gasificación para 1 kg de (MPCS/biomasa);
  - **+2.289,442 kJ** de exotermo al reactor de oxidación del "combustible" del primer flujo gaseoso;
  - **+5.802,034 kJ** de capacidad térmica disponible para el segundo flujo gaseoso DFG que sale del reactor de oxidación.

35 Es decir, un total positivo por kg de biomasa MPCS usado de:  
 $2.289,442 \text{ kJ} + 5.802,034 = 8.091,476 - 4.223,38 \text{ kJ} = \underline{\underline{3.868,096 \text{ kJ}}}$ .

#### En la salida del reactor de activación

40 La reactivación de Me a MeO es exotérmica: 244,30 kJ/mol.

En el ejemplo, tenemos 70,523 moles de Me por kg de MPCS de biomasa usada. Considerando la energía térmica generada en este reactor de activación: **+17.228,769 kJ/mol de MPCS** de biomasa usada.

45 La gasificación de CO<sub>2</sub> adquirirá su capacidad térmica del intercambiador E1 (es decir, 4.223,38 kJ/kg de MPCS, considerando el equilibrio anterior.

El equilibrio de energía final de las reacciones e intercambios del sistema/proceso de la invención es:

50  **$3.868,096 + 17.228,769 = 21.096,865 \text{ kJ/kg de MPCS}$** .

Considerando también el 89% del potencial de energía de la materia prima.

55 Esta energía entera está disponible para la aplicación y la producción de energía de trabajo para el sistema y proceso de la invención.

Esta energía disponible se investigará para permitir el tratamiento de materias primas en un sistema de tratamiento térmico. Una gran parte de esta energía es excesiva y se puede usar para la cogeneración de energías, útiles para las correspondientes aplicaciones, ya sean mecánicas y/o convertidas a electricidad.

60

En la presente invención, el sistema de tratamiento térmico para materias primas puede ser un sistema de:

➔ Secado:

- 65
- de todas las materias primas que se van a deshumidificar y/o deshidratar antes de ser usadas en un proceso de fabricación;

- de todas las materias primas y/o productos manufacturados que se deben secar antes de ser usados y/o acondicionados;

→ tratamiento térmico:

- de toda materia prima sensible (en su composición) a interacción con CO<sub>2</sub> y se debe someter a calentamiento difuso tan uniformemente como sea posible y/o a altas temperaturas (1000/1100°C y por encima como función de la interacción según se requiera por el calentamiento de CO<sub>2</sub> con cinética optimizada) antes de uso en un proceso de fabricación;
- de todas las materias primas y producto manufacturado que se deben tratar térmicamente (para todas las modificaciones/neutralizaciones termoquímicas y/o termofísicas antes del uso y/o acondicionamiento).

5

10

La invención, por supuesto, no está limitada a los ejemplos divulgados.

## REIVINDICACIONES

1. Proceso de suministro de energía térmica para un sistema de tratamiento térmico (104) de materia prima, en donde dicho proceso comprende:
- gasificación en un primer denominado reactor de gasificación (106) para materia prima seca que contiene carbono (MPCS) con un flujo gaseoso de gasificación (FGG) que contiene CO<sub>2</sub> a una temperatura de 1000°C o mayor y oxígeno (O<sub>2</sub>), dicha gasificación alimenta un primer flujo gaseoso (PFG) que contiene esencialmente moléculas de monóxido de carbono (CO), dihidrógeno (H<sub>2</sub>) y eventualmente vapor de agua (H<sub>2</sub>O<sub>g</sub>);
  - oxidación en un segundo denominado reactor de oxidación (108) por portadores de oxígeno en estado oxidado (MeO) de dichas moléculas de monóxido de carbono (CO) y dihidrógeno (H<sub>2</sub>) presentes en dicho primer flujo gaseoso (PFG), que alimenta dicha oxidación con un segundo flujo gaseoso (DFG) a una temperatura de 1000°C o mayor que contiene CO<sub>2</sub> y vapor de agua (H<sub>2</sub>O<sub>g</sub>) y portadores de oxígeno en estado reducido (Me);
  - activación en un tercer denominado reactor de activación de dichos portadores de oxígeno en estado reducido con un flujo gaseoso (FAP) que comprende elementos de oxígeno, **dicha activación** alimenta portadores de oxígeno en estado oxidado (MeO) y un exceso de energía térmica;
  - suministro de una parte de la energía térmica de dicho segundo flujo gaseoso (DFG) y/o dicho exceso térmico de dicha activación a dicho sistema de tratamiento térmico (104) para materia prima; y
  - aumento de temperatura del flujo gaseoso de gasificación (FGG) con al menos una parte del exceso térmico de la activación de los portadores de oxígeno para aumentar dicho flujo gaseoso de gasificación (FGG) hasta la temperatura de gasificación.
2. Proceso de la reivindicación 1, **caracterizado por** suministrar al menos una parte de la energía térmica al sistema de tratamiento térmico (104) que comprende el suministro de al menos una parte del segundo flujo gaseoso (DFG) al sistema de tratamiento térmico (104) para materia prima para su uso como un flujo de tratamiento térmico gaseoso (FGT).
3. Proceso de la reivindicación 2, **caracterizado por** comprender una reducción en la temperatura de dicho suministro de al menos una parte del segundo flujo gaseoso (DFG) antes del uso como un flujo gaseoso de tratamiento (FGT).
4. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones 2 o 3, **caracterizado por** comprender el reciclaje en circuito cerrado de al menos una parte del CO<sub>2</sub> presente en el flujo gaseoso de tratamiento térmico cargado (FGTC) en la salida del sistema de tratamiento térmico (104); para constituir al menos en parte dicho flujo gaseoso de gasificación (FGG), dicho reciclaje en circuito cerrado comprende una etapa de separación entre CO<sub>2</sub> y vapor de agua (H<sub>2</sub>O<sub>g</sub>) presentes en dicho flujo gaseoso cargado de tratamiento (FGTC).
5. Proceso de la reivindicación 1, **caracterizado por** suministrar al menos una parte de la energía térmica al sistema de tratamiento térmico (104) que comprende la transferencia de la energía térmica a un flujo gaseoso de tratamiento térmico.
6. Proceso de la reivindicación 5, **caracterizado por** comprender el reciclaje en circuito cerrado de al menos una parte del CO<sub>2</sub> del segundo flujo gaseoso (DFG) para constituir dicho flujo gaseoso de gasificación.
7. Proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado por** la activación de los portadores de oxígeno en estado reducido (Me) que comprende una oxidación de dichos portadores de oxígeno en estado reducido (Me) por aire atmosférico precalentado (FAP).
8. Proceso de la reivindicación 7, **caracterizado por** el precalentamiento del aire atmosférico que comprende una transferencia de energía térmica después del flujo gaseoso de tratamiento térmico cargado (FGTC) en la salida del sistema de tratamiento térmico a dicho aire atmosférico.
9. Proceso de las reivindicaciones 4 y 8, **caracterizado por** la transferencia de energía térmica después del flujo gaseoso cargado de tratamiento térmico (FGTC) en la salida del sistema de tratamiento térmico (104) a dicho aire atmosférico (FA) que realiza la separación entre CO<sub>2</sub> y vapor de agua (H<sub>2</sub>O<sub>g</sub>) presentes en dicho flujo gaseoso cargado de tratamiento térmico (FGTC).
10. Sistema de suministro de energía térmica (102) para un sistema de tratamiento térmico (104) para materia prima, en donde dicho sistema comprende:
- un primer reactor de gasificación de materia prima (106) que contiene carbono seco (MPCS) con un flujo gaseoso de gasificación (FGG) que contiene CO<sub>2</sub> a una temperatura de 1000°C o mayor, dicho reactor (106) alimenta un primer flujo gaseoso (PFG) que contiene CO<sub>2</sub>, moléculas de monóxido de carbono (CO), dihidrógeno (H<sub>2</sub>) y eventualmente vapor de agua (H<sub>2</sub>O<sub>g</sub>);

- 5
- un segundo reactor de oxidación (108) por portadores de oxígeno en estado oxidado (MeO) de dichas moléculas de monóxido de carbono (CO) y dihidrógeno (H<sub>2</sub>) presentes en dicho primer flujo gaseoso (PFG), que alimenta dicho segundo reactor (108) con un segundo flujo gaseoso (DFG) a una temperatura de 1000°C o mayor que comprende CO<sub>2</sub> y vapor de agua (H<sub>2</sub>O<sub>g</sub>) y portadores de oxígeno en estado reducido (Me);
  - un tercer reactor de activación (110) de dichos portadores de oxígeno en estado reducido (Me) con un flujo gaseoso (FA) que comprende elementos de oxígeno, dicho reactor (110) alimenta portadores de oxígeno en estado oxidado (MeO) y un exceso de energía térmica;
- 10
- medios para regular la temperatura del flujo de tratamiento gaseoso (FGT) para suministrar al menos una parte de la energía térmica de dicho segundo flujo (DFG) y/o dicho exceso térmico de dicha activación a dicho sistema de tratamiento térmico 104 para materia prima; y
  - medios (E1) para aumentar la temperatura de dicho flujo gaseoso de gasificación (FGG) con al menos una parte del exceso térmico de la activación de los portadores de oxígeno para llevar dicho flujo gaseoso de gasificación (FGG) a la temperatura de gasificación.
- 15
11. Sistema de la reivindicación 10, **caracterizado por** contener medios mecánicos de transporte (130) de portadores de oxígeno desde el segundo reactor (108) al tercer reactor (110) y/o desde el tercer reactor (110) al segundo reactor (108).
- 20
12. Sistema de cualquiera de las reivindicaciones 10 o 11, **caracterizado por** comprender un circuito de reciclaje en circuito cerrado de al menos una parte del CO<sub>2</sub> presente en el segundo flujo gaseoso (DFG) así como el flujo gaseoso de gasificación FGG, en donde dicho circuito de reciclaje contiene medios (118) de separación entre CO<sub>2</sub> y vapor de agua (H<sub>2</sub>O<sub>g</sub>).
- 25
13. Sistema de la reivindicación 12, **caracterizado por** el circuito de reciclaje que interconecta, al menos indirectamente, el segundo reactor (108), el sistema de tratamiento térmico (104), los medios (118) de separación entre CO<sub>2</sub> y vapor de agua (H<sub>2</sub>O<sub>g</sub>), los medios (E1) para aumentar la temperatura del flujo gaseoso de gasificación (FGG) y el primer reactor (106).
- 30
14. Sistema de tratamiento térmico para materias primas que integra un sistema de suministro de energía y un flujo gaseoso de tratamiento (FGT) de cualquiera de las reivindicaciones 10 a 13.
- 35
15. Instalación (100) para el tratamiento térmico de materias primas que comprende un sistema de tratamiento térmico (104) para materias primas y un sistema de suministro de energía (102) de dicho sistema de tratamiento térmico de cualquiera de las reivindicaciones 10 a 14.

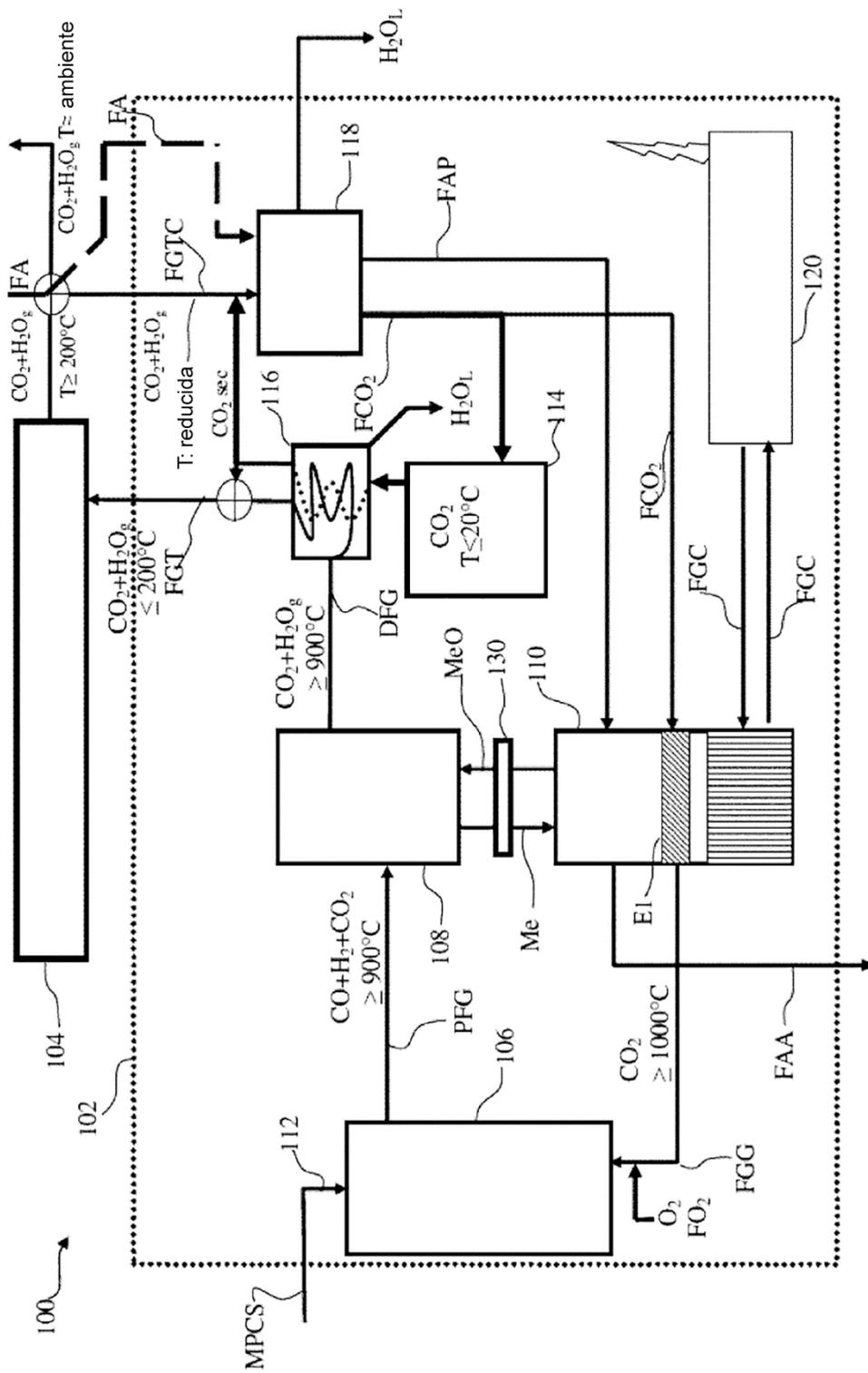


FIGURA 1

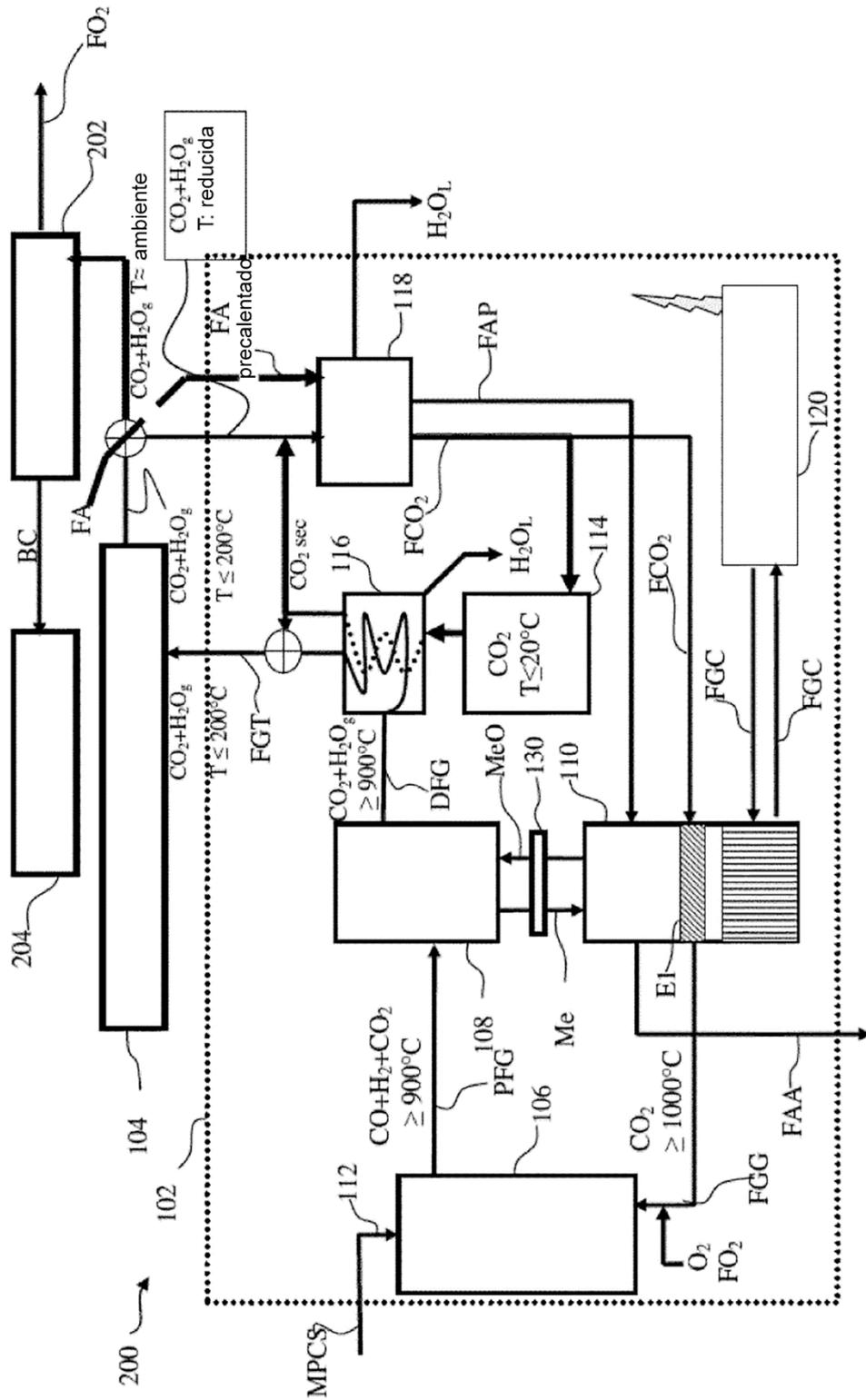


FIGURA 2