

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **3 018 207**

51 Int. Cl.:

F01K 13/00	(2006.01) C10K 3/04	(2006.01)
F01K 23/10	(2006.01) F02C 3/22	(2006.01)
F02C 3/34	(2006.01) F25J 3/04	(2006.01)
F02C 6/18	(2006.01)	
C10J 3/72	(2006.01)	
F02C 3/28	(2006.01)	
C01B 3/36	(2006.01)	
C01B 3/38	(2006.01)	
C01B 3/48	(2006.01)	
C01B 3/56	(2006.01)	

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **09.11.2017 PCT/IB2017/057017**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **17.05.2018 WO18087694**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **09.11.2017 E 17817105 (4)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **19.02.2025 EP 3538746**

54 Título: **Sistema y a un método para la producción de energía con producción integrada de hidrógeno**

30 Prioridad:
09.11.2016 US 201662419552 P

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
14.05.2025

73 Titular/es:
**8 RIVERS CAPITAL, LLC (100.00%)
406 Blackwell Street
Durham, North Carolina 27701, US**

72 Inventor/es:
ALLAM, RODNEY JOHN

74 Agente/Representante:
ELZABURU, S.L.P

ES 3 018 207 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

Sistema y a un método para la producción de energía con producción integrada de hidrógeno

Campo de la invención

La presente invención se refiere a un sistema y a un método para la producción combinada de energía e hidrógeno.

5 Antecedentes

El documento US 2013/0205746 A1 describe un sistema de producción de energía que está adaptado para conseguir una producción de energía de alta eficiencia con captura completa de carbono cuando se utiliza un combustible hidrocarbonado o carbonoso sólido o líquido. El combustible sólido o líquido se oxida primero parcialmente en un reactor de oxidación parcial. La corriente parcialmente oxidada resultante que comprende gas combustible se inactiva, se filtra, se enfría y luego se dirige a una cámara de combustión de un sistema de producción de energía como combustible de combustión. La corriente parcialmente oxidada se combina con una corriente de CO₂ reciclado comprimido y oxígeno. La corriente de combustión se expande a través de una turbina para producir energía y pasa a través de un intercambiador de calor recuperador. La corriente de escape expandida y enfriada se depura para proporcionar la corriente de CO₂ reciclado, que se comprime y pasa a través del intercambiador de calor recuperador y el intercambiador de calor POX de una manera que es útil para proporcionar una mayor eficiencia al sistema combinado.

El documento US 2007/0130957 A1 describe un sistema de generación de energía que incluye un primer sistema de turbina de gas y un segundo sistema de turbina de gas.

El documento DE 10 2009 032 718 A1 describe un método para separar CO₂ en conexión con una turbina de gas con inyección de vapor.

El documento WO 2009/105305 A2 describe un sistema gasificador que incluye un gasificador que incluye un enfriador de gas de síntesis configurado para transferir calor desde una zona de reacción del gasificador a un flujo de fluido a través del enfriador de gas de síntesis, un recipiente de reacción acoplado en comunicación de flujo con el enfriador de gas de síntesis, donde el recipiente de reacción está adaptado para recibir el flujo de fluido y generar calor en una reacción de desplazamiento exotérmico.

El documento US 4,725,380 describe la producción de gases de síntesis de amoníaco mediante oxidación parcial de una materia prima hidrocarbonada, utilizando aire, aire enriquecido con oxígeno o aire empobrecido en oxígeno, mezclado con vapor, seguido por el desplazamiento y la eliminación del exceso de nitrógeno, y también impurezas tales como óxidos de carbono y metano, mediante adsorción por oscilación de presión.

El hidrógeno, tal como para su uso en pilas de combustible, se ha considerado durante mucho tiempo una fuente de energía deseable debido a su conversión limpia en una fuente de energía almacenada y viceversa. Por ejemplo, el hidrógeno se puede utilizar como combustible para la propulsión de vehículos eléctricos utilizando pilas de combustible acopladas ventajosamente a baterías de almacenamiento eléctrico de alta capacidad. Ventajosamente, el uso del hidrógeno como combustible puede eliminar las emisiones de CO₂, NO_x, CO y compuestos hidrocarbonados y, por tanto, reducir significativamente la contaminación del aire. Sin embargo, cualquier camino hacia la implementación de una economía mundial basada en el hidrógeno requeriría una capacidad de producción de hidrógeno muy grande. Además, dicho método de producción de hidrógeno tendría que ser capaz de conseguir simultáneamente un bajo costo de producción de hidrógeno junto con la captura de casi el 100% del CO₂ derivado del combustible fósil utilizado.

El uso del hidrógeno como fuente de combustible también puede ser beneficioso para reducir o eliminar las emisiones de dióxido de carbono asociadas con los procesos de producción de energía más convencionales. Por ejemplo, el hidrógeno se puede diluir con nitrógeno y/o vapor y utilizar como combustible en un sistema de generación de energía de ciclo combinado con turbina de gas.

Los sistemas de generación de energía de ciclo combinado con turbina de gas son una importante fuente de generación de energía eléctrica en todo el mundo debido a su capacidad para producir energía a partir de gas natural con una eficiencia del orden del 60%, en base al valor calorífico inferior (PCI). A pesar de la eficiencia deseable, estos sistemas siguen siendo problemáticos, ya que el carbono del combustible se emite a la atmósfera en forma de dióxido de carbono. Para superar este problema, es posible hacer funcionar la turbina de gas con CO₂ en lugar de aire como fluido de trabajo reciclando el gas CO₂ de escape de la turbina después del enfriamiento y la eliminación del CO₂ del producto a la entrada de la sección del compresor de la turbina de gas. Esto también es problemático porque el combustible debe quemarse en oxígeno puro para producir solo CO₂ y agua como producto de combustión, y esto requiere la adición de una planta de separación de aire, que conlleva una pérdida en la eficiencia del proceso. A menudo se utilizan procesos de depuración de disolventes químicos y/o físicos para tratar el escape de la turbina de gas para eliminar el CO₂; sin embargo, estos procesos pueden proporcionar resultados mixtos y, nuevamente, reducir la eficiencia del proceso debido a los costos adicionales de los sistemas de tratamiento de escape y el mantenimiento. Como se ha comentado anteriormente, es posible eliminar las emisiones de carbono utilizando hidrógeno como combustible en la turbina de gas; sin embargo, este enfoque requiere una fuente de hidrógeno constante que se proporcione preferentemente sin la producción asociada de CO₂. Debido a la conveniencia del uso de hidrógeno como

fuelle de combustible, sigue existiendo la necesidad de medios para proporcionar hidrógeno como combustible a un bajo coste y prácticamente sin emisiones de CO₂ a la atmósfera.

Compendio de la invención

5 La presente descripción se refiere a un sistema, definido por la reivindicación independiente 1 adjunta, y a un método, definido por la reivindicación independiente 6 adjunta, que combinan la producción de energía y la producción de hidrógeno. En particular, la producción de energía (por ejemplo, energía eléctrica) y la producción de hidrógeno se pueden conseguir de forma simultánea con la combustión de un combustible hidrocarbonado. Más particularmente, se puede quemar un combustible hidrocarbonado para proporcionar productos de combustión que incluyen y/o se convierten en hidrógeno. Además, el hidrógeno se puede producir con emisiones de carbono sustancialmente nulas, y se puede utilizar el hidrógeno como combustible para la producción de energía.

10 En algunas formas de realización, la presente descripción puede relacionarse además con sistemas y métodos para la generación de hidrógeno (H₂) y monóxido de carbono (CO) utilizando oxígeno para la oxidación parcial de un combustible hidrocarbonado en una reacción catalítica y/o no catalítica. Por ejemplo, se puede utilizar un reactor no catalítico de oxidación parcial (POX) o un reactor catalítico autotérmico (ATR). La oxidación parcial del combustible hidrocarbonado puede ir seguida del uso de un reformador calentado por gas (GHR) en serie o en paralelo al reactor POX o ATR para producir H₂ y CO adicionales (es decir, gas de síntesis) utilizando el calor sensible de escape en el sistema de reactor POX y/o ATR para proporcionar el calor para las reacciones de reformado de vapor catalítico endotérmico más gas natural que tienen lugar en el GHR.

15 En una o más formas de realización, los sistemas y métodos de la presente invención pueden utilizar el exceso de calor generado en la planta de hidrógeno (por ejemplo, a un nivel de temperatura inferior a 400 °C) para proporcionar una entrada de calor adicional al sistema y método de producción de energía. Dicho calor adicional puede ser beneficioso para ayudar a conseguir una alta eficiencia de generación eléctrica.

20 En otras formas de realización, la presente descripción abarca el suministro de calor necesario para sobrecalentar una o ambas corrientes de combustible (por ejemplo, gas natural) y una corriente de alimentación de vapor a un reactor de generación de gas de síntesis H₂ + CO. Esto se puede conseguir, por ejemplo, utilizando calor derivado de la corriente de descarga de la turbina del sistema y método de producción de energía.

25 En otras formas de realización, los sistemas y métodos de la presente invención pueden utilizar un sistema de adsorción por oscilación de presión (PSA) para separar hidrógeno puro a alta presión de una corriente de hidrógeno crudo enfriado. Esto se puede implementar, por ejemplo, después de la conversión de CO en H₂ mediante una reacción de desplazamiento catalítico con vapor.

30 En otras formas de realización, la presente descripción puede proporcionar la recuperación de prácticamente todo el carbono presente en el combustible para la planta de hidrógeno. Por ejemplo, esto se puede conseguir comprimiendo el gas residual de la PSA y utilizándolo como parte del gas combustible para el sistema y método del ciclo de producción de energía donde el CO₂ se recupera de la corriente de escape de la turbina enfriada.

35 Si se desea, parte o la totalidad del oxígeno utilizado en el sistema y método del ciclo de producción de energía se puede suministrar desde una planta de separación de aire criogénica o desde una cámara de combustión de oxicomustible con membrana de transporte iónico de oxígeno (ITM) con una alimentación de aire a baja presión. La planta de hidrógeno puede utilizar una corriente de oxígeno gaseoso a alta presión a presiones de hasta 10500 kPa (105 bar) como alimentación al POX y/o ATR produciendo H₂ sustancialmente puro a hasta 9500 kPa (95 bar) a partir del PSA. Una planta de separación de aire criogénica que suministre oxígeno a alta presión puede ser particularmente útil para proporcionar el oxígeno.

40 Además, si se desea, se puede utilizar una segunda cámara de combustión de oxígeno combustible para calentar el escape de la turbina de gas y proporcionar precalentamiento para una o más de las corrientes de alimentación de combustible, oxígeno y vapor de la planta de H₂. Se puede suministrar con una corriente de oxígeno gaseoso a la presión de descarga de la turbina, pero esta se puede diluir preferentemente con CO₂ en el sistema de inyección del quemador de O₂ para controlar la temperatura de llama adiabática. Una segunda alternativa es utilizar una cámara de combustión ITM alimentada con aire precalentado a baja presión para precalentar el escape de la turbina utilizando una corriente de gas natural precalentado mezclada con el escape de la turbina de gas que se quemará con el oxígeno que se difunde y proporcionará el sobrecalentamiento necesario para la corriente de gas natural y la corriente de alimentación de vapor para el reactor de gas de síntesis.

45 En una o más formas de realización, la presente descripción proporciona un sistema o unidad de producción de energía que puede configurarse para la producción simultánea de energía y producción de hidrógeno. En particular, el sistema comprende: una cámara de combustión; una turbina; un intercambiador de calor recuperativo; un separador de agua; un compresor; y un sistema o unidad de producción de hidrógeno integrada.

55 En una o más formas de realización, la presente descripción proporciona un método para la producción de energía. El método comprende lo siguiente:

- quemar un combustible carbonoso en una primera cámara de combustión con un oxidante en presencia de una corriente de CO₂ reciclado a una presión de combustión para proporcionar una corriente de producto de combustión que incluye CO₂;
- 5 expandir la corriente del producto de combustión a través de una turbina para producir energía y formar una corriente de descarga de turbina que incluye CO₂;
- enfriar la corriente de descarga de la turbina, incluido el CO₂, en un intercambiador de calor recuperativo;
- separar el CO₂ de cualquier otro componente de la corriente de descarga de la turbina para proporcionar una corriente de CO₂ reciclado;
- comprimir la corriente de CO₂ reciclado a una presión sustancialmente igual a la de combustión;
- 10 separar de la corriente de CO₂ reciclado el CO₂ derivado de la combustión de carbono en el combustible hidrocarbonado o carbonoso;
- calentar la corriente de CO₂ reciclado comprimido en el intercambiador de calor recuperativo, con calor extraído de la corriente de escape de la turbina y/o con calor externo suministrado a un nivel de temperatura inferior a aproximadamente 400 °C;
- 15 hacer pasar un combustible carbonoso opcionalmente precalentado (y opcionalmente oxígeno y/o vapor) a través de un PDX o ATR seguido opcionalmente por un GHR para formar una corriente de gas de síntesis que particularmente puede comprender H₂ y CO;
- enfriar el gas de síntesis para generar vapor a alta presión;
- 20 hacer pasar el gas de síntesis a través de uno o más reactores de desplazamiento catalítico eficaces para convertir CO y H₂O en H₂ y CO₂;
- separar el H₂ de la corriente de gas de síntesis; y
- hacer pasar el gas combustible restante después de la separación de H₂ de la corriente de gas de síntesis a una o ambas de la primera cámara de combustión y la segunda cámara de combustión.
- 25 En el método anterior, se entiende que no todas las etapas enumeradas deben llevarse a cabo en cada forma de realización posible, siempre que estas formas de realización aún comprendan al menos todas las características y etapas del método de al menos una de las reivindicaciones independientes adjuntas.
- Además de lo anterior, los sistemas y métodos descritos en la presente memoria se pueden definir con más detalle en relación con elementos y configuraciones adicionales. Por ejemplo, se pueden aplicar uno o más de los siguientes.
- 30 La producción de hidrógeno se puede llevar a cabo específicamente utilizando al menos dos reactores, tal como un reactor de oxidación parcial y un reactor de reformado calentado por gas.
- El calentamiento a alta temperatura de una corriente de alimentación de compuestos hidrocarbonados y/o una corriente de alimentación de vapor para su uso en la producción de gas de síntesis puede aprovechar el calor derivado del ciclo de producción de energía. En particular, el calor puede derivarse de al menos una parte de los gases de escape de la turbina del ciclo de producción de energía.
- 35 El hidrógeno se puede separar de uno o más componentes de desecho en una unidad de absorción por oscilación de presión de múltiples lechos.
- Uno o más componentes de desecho separados del hidrógeno pueden comprimirse y utilizarse como parte del combustible en el ciclo de producción de energía.
- 40 Prácticamente todo el carbono derivado del combustible hidrocarbonado utilizado como alimentación de combustible en el sistema y método de producción de hidrógeno se puede recuperar como corriente de CO₂ a alta presión, que puede ser adecuada para su introducción en una tubería de CO₂.
- Prácticamente todo el calor de baja temperatura (es decir, calor a una temperatura superior a la ambiente pero a una temperatura de aproximadamente 400 °C o menos) que se rechace de la planta de H₂ se puede recuperar para su uso como calor para el ciclo de producción de energía.
- 45 En una o más formas de realización, la presente descripción puede proporcionar la integración de la producción de hidrógeno a partir de un combustible (por ejemplo, a partir de gas natural), la captura de prácticamente todo el CO₂ derivado del carbono en el combustible y la integración eficiente del calor entre un sistema de energía y la producción de hidrógeno. Preferiblemente, dicha integración puede conseguir la producción de energía eléctrica a partir del combustible con una alta eficiencia (por ejemplo, >60 % LHV) con una emisión cercana a cero de CO₂ a la atmósfera
- 50 y con un costo de electricidad sustancialmente similar al costo que surge de los procesos actuales que no prevén la

captura parcial o completa de CO₂.

- 5 En algunas formas de realización, la presente descripción puede proporcionar un sistema para la producción de energía, comprendiendo el sistema: una unidad de producción de energía configurada para la compresión, calentamiento, expansión, enfriamiento y reciclaje continuos de un fluido de trabajo de CO₂ sin escape atmosférico de CO₂; un sistema o unidad de producción de hidrógeno que incluye una cámara de combustión de oxidación parcial configurada para formar una corriente de gas de síntesis y un separador configurado para separar H₂ de la corriente de gas de síntesis; y una unidad de ciclo combinado de turbina de gas configurada para recibir y quemar el H₂ del sistema o unidad de producción de hidrógeno.
- 10 En algunas formas de realización, la presente invención se refiere a un proceso de producción de energía y a un proceso integrado de producción de H₂ que comprende, como forma de realización específica de o además de todas las características y etapas del método del sistema o método de al menos una de las reivindicaciones independientes adjuntas:
- quemar un combustible gaseoso en una cámara de combustión con O₂ sustancialmente puro a una presión elevada en presencia de CO₂ reciclado y calentado para formar una corriente de producto de combustión;
- 15 expandir la corriente del producto de combustión en una turbina a una presión más baja para producir energía en el eje y formar una corriente de escape de la turbina;
- enfriar la corriente de escape de la turbina en un intercambiador de calor recuperativo para formar una corriente de escape de la turbina enfriada mientras se calienta una corriente de CO₂ reciclado para formar el CO₂ reciclado y calentado;
- 20 añadir opcionalmente calor a un nivel de temperatura inferior a aproximadamente 400 °C desde una fuente externa a la corriente de CO₂ reciclado;
- separar el agua condensada de la corriente de escape de la turbina enfriada para proporcionar la corriente de CO₂ reciclado; y
- comprimir la corriente de CO₂ reciclado a una presión adecuada para su entrada a la cámara de combustión;
- 25 donde se cumple una o más de las siguientes condiciones:
- se calienta uno o ambos de una corriente de combustible hidrocarbonado o carbonoso y una corriente de vapor que se alimenta a un reactor de planta de síntesis de H₂ utilizando el calor transferido desde la corriente de escape de la turbina;
- 30 el flujo de entrada de combustible a la cámara de combustión de la turbina y la temperatura de entrada a la turbina se incrementan para proporcionar energía adicional desde la turbina más el calor requerido para el precalentamiento de las alimentaciones de compuesto hidrocarbonado o carbonoso y de vapor a los reactores de síntesis de la planta de H₂ y con sustancialmente la misma temperatura de entrada a la turbina al intercambiador de calor recuperativo que en un ciclo de energía de CO₂ independiente;
- 35 el exceso de calor de la planta de síntesis de H₂ a un nivel de temperatura inferior a aproximadamente 400 °C se transfiere desde la planta de síntesis de H₂ a la corriente de CO₂ reciclado;
- el hidrógeno se separa de una corriente de producto H₂ total impuro en la planta de síntesis de H₂ después de la conversión de CO en H₂ en uno o más reactores de desplazamiento catalítico de CO, seguido de un enfriamiento a una temperatura cercana al ambiente y la eliminación del agua líquida;
- 40 un gas combustible residual que queda después de la separación de H₂ en la planta de síntesis de H₂ se comprime a una presión adecuada para su entrada a la cámara de combustión;
- la separación de H₂ en la planta de síntesis de H₂ se lleva a cabo en una pluralidad de etapas;
- la separación de H₂ en la planta de síntesis de H₂ incluye la separación intermedia de CO₂ y la conversión catalítica de CO a H₂;
- 45 se utiliza una segunda cámara de combustión, la cual utiliza oxígeno sustancialmente puro y un gas combustible más al menos parte del escape de la turbina para proporcionar al menos parte del calor requerido para precalentar las alimentaciones de compuestos hidrocarbonados o carbonosos y vapor a los reactores de síntesis de la planta de H₂;
- se proporciona una corriente de agua y/o vapor calentada y presurizada a una temperatura inferior a aproximadamente 400 °C y transporta el exceso de calor de la planta de síntesis de H₂ a la corriente de CO₂ reciclado;
- 50 el H₂ producido en la planta de síntesis de H₂ se combina con N₂ y/o vapor para producir un gas combustible adecuado para la combustión en una turbina de gas para producir energía.

5 En una o más formas de realización, la presente descripción puede proporcionar particularmente un sistema para la producción combinada de energía y la producción de hidrógeno, comprendiendo el sistema: una unidad de producción de energía en la que se expande dióxido de carbono presurizado para la producción de energía; una unidad de producción de hidrógeno en la que se oxida parcialmente un combustible hidrocarbonado para producir un gas de síntesis del que se separa el hidrógeno; y uno o más componentes de flujo configurados para el paso de una o más corrientes entre la unidad de producción de energía y la unidad de producción de hidrógeno.

10 La unidad de producción de energía de acuerdo con la invención comprende todas las características de la reivindicación independiente 1 adjunta, incluyendo, entre otras: una cámara de combustión configurada para recibir un combustible hidrocarbonado y oxígeno y producir una corriente calentada que comprende al menos el dióxido de carbono presurizado; una turbina configurada para recibir y expandir la corriente calentada que comprende el dióxido de carbono presurizado desde la cámara de combustión para producir la energía y formar una corriente calentada que comprende el dióxido de carbono expandido; un intercambiador de calor recuperativo configurado para recibir la corriente calentada que comprende el dióxido de carbono expandido y formar una corriente enfriada que comprende dióxido de carbono; un separador configurado para recibir la corriente enfriada que comprende el dióxido de carbono desde el intercambiador de calor recuperativo y proporcionar una corriente de dióxido de carbono; y un compresor configurado para recibir la corriente de dióxido de carbono desde el separador y comprimir el dióxido de carbono.

15 La unidad de producción de hidrógeno comprende además: una cámara de combustión de oxidación parcial configurada para recibir oxígeno y una parte del combustible hidrocarbonado y emitir el gas de síntesis; un reformador en comunicación de fluido con la cámara de combustión de oxidación parcial y configurada para recibir el gas de síntesis de la cámara de combustión de oxidación parcial y para recibir una parte del combustible hidrocarbonado; un reactor de desplazamiento en comunicación de fluido con el reformador; un intercambiador de calor de corriente de desplazamiento en comunicación de fluido con el reactor de desplazamiento; un separador en comunicación de fluido con el intercambiador de calor de corriente de desplazamiento; y una unidad de adsorción por oscilación de presión en comunicación de fluido con el separador; en donde la unidad de adsorción por oscilación de presión está configurada para emitir una corriente de hidrógeno sustancialmente puro.

20 El combustible hidrocarbonado se suministra a la cámara de combustión de oxidación parcial y al reformador desde una línea de combustible hidrocarbonado que pasa a través del intercambiador de calor de corriente de desplazamiento.

25 La línea de combustible hidrocarbonado puede pasar a través de un intercambiador de calor suplementario que está configurado para recibir y enfriar la corriente calentada que comprende el dióxido de carbono expandido que sale de la turbina de la unidad de producción de energía.

30 El sistema puede incluir además una línea de agua que puede estar configurada para pasar agua al reformador.

La línea de agua puede pasar a través del intercambiador de calor de corriente de desplazamiento.

35 La línea de agua puede pasar a través de un intercambiador de calor suplementario que está configurado para recibir y enfriar la corriente calentada que comprende el dióxido de carbono expandido que sale de la turbina de la unidad de producción de energía.

La unidad de adsorción por oscilación de presión puede estar configurada para generar una corriente de desechos que se separa de la corriente de hidrógeno sustancialmente puro, en donde la corriente de desechos comprende uno o más de monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrógeno, metano, argón y nitrógeno.

40 Uno o más componentes de flujo configurados para el paso de una o más corrientes entre la unidad de producción de energía y la unidad de producción de hidrógeno pueden incluir una línea para el paso de al menos una parte de la corriente de desechos desde la unidad de adsorción por oscilación de presión hasta la cámara de combustión de la unidad de producción de energía.

45 La unidad de producción de energía comprende además un intercambiador de calor aditivo configurado para calentar una corriente de dióxido de carbono sustancialmente puro contra una o más corrientes comprimidas de la unidad de producción de energía.

El intercambiador de calor aditivo puede estar configurado además para calentar la corriente de dióxido de carbono sustancialmente puro contra una corriente de la unidad de producción de hidrógeno.

50 En una o más formas de realización, la presente invención proporciona particularmente un método para la producción combinada de energía y la producción de hidrógeno, comprendiendo el método, que se define por la reivindicación independiente 6 adjunta, entre otras cosas: llevar a cabo la producción de energía en una unidad de producción de energía que comprende: quemar un primer combustible hidrocarbonado en una primera cámara de combustión con un oxidante en presencia de una corriente de CO₂ reciclado a una presión de combustión para proporcionar una corriente de producto de combustión que incluye CO₂; expandir la corriente de producto de combustión que incluye CO₂ a través de una turbina para producir energía y formar una corriente de descarga de turbina que incluye CO₂; enfriar la corriente de descarga de turbina que incluye CO₂, en un intercambiador de calor recuperativo; separar el

- CO₂ de cualquier componente adicional de la corriente de descarga de turbina para proporcionar una corriente que comprende el CO₂ reciclado; comprimir la corriente que comprende el CO₂ reciclado sustancialmente hasta la presión de combustión; calentar la corriente de CO₂ reciclado comprimida en el intercambiador de calor recuperativo, con calor extraído de la corriente de escape de la turbina para proporcionar una corriente calentada que comprende el CO₂ reciclado; y hacer pasar la corriente calentada que comprende el CO₂ reciclado a la primera cámara de combustión; y llevar a cabo la producción de hidrógeno en una unidad de producción de hidrógeno que comprende: hacer pasar una corriente de un segundo combustible hidrocarbonado a través de un reactor de oxidación parcial para formar una corriente de gas de síntesis; y procesar el gas de síntesis para proporcionar una corriente de hidrógeno sustancialmente puro y una corriente de desechos que comprende al menos monóxido de carbono.
- 5
- 10 El método puede comprender además hacer pasar al menos el monóxido de carbono de la corriente de desechos a la primera cámara de combustión.
- El procesamiento del gas de síntesis comprende hacer pasar el gas de síntesis a través de un reformador que también está configurado para recibir una corriente del segundo gas combustible hidrocarbonado y una corriente de agua calentada.
- 15 Una o más de la corriente del segundo combustible hidrocarbonado que pasa a través del reactor de oxidación parcial, la corriente del segundo combustible hidrocarbonado recibida por el reformador y la corriente de agua calentada que es recibida por el reformador se pueden calentar en un intercambiador de calor suplementario utilizando el calor transferido desde la corriente de descarga de la turbina que incluye CO₂.
- 20 El procesamiento del gas de síntesis comprende hacer pasar el gas de síntesis reformado desde el reformador a través de un reactor de desplazamiento seguido de un intercambiador de calor de corriente de desplazamiento.
- La corriente de combustible hidrocarbonado se suministra a uno o ambos de los quemadores de oxidación parcial y al reformador a través de una línea de combustible hidrocarbonado que pasa a través del intercambiador de calor de la corriente de desplazamiento. La corriente de agua calentada recibida en el reformador se puede suministrar a través de una línea de agua que pasa a través del intercambiador de calor de la corriente de desplazamiento.
- 25 El método comprende además hacer pasar una corriente que sale del intercambiador de calor de corriente de desplazamiento a través de un separador de agua para eliminar el agua y formar una corriente de hidrógeno crudo que incluye hidrógeno e impurezas.
- El método puede comprender además hacer pasar la corriente de hidrógeno crudo a través de una unidad de adsorción por oscilación de presión que produce el hidrógeno sustancialmente puro y la corriente de desechos.
- 30 La corriente de desechos se puede comprimir a una presión adecuada para que entre en la cámara de combustión de la unidad de producción de energía y luego pasar a la cámara de combustión de la unidad de producción de energía.
- La unidad de producción de energía puede comprender un intercambiador de calor aditivo que calienta una corriente de CO₂ reciclado contra una o más corrientes comprimidas de la unidad de producción de energía.
- 35 El método puede comprender además hacer pasar una corriente calentada desde la unidad de producción de hidrógeno a través del intercambiador de calor aditivo de manera que el calor de la unidad de producción de hidrógeno se transfiera a la corriente de CO₂ reciclado.
- El calor que se transfiere desde la unidad de producción de hidrógeno a la corriente de CO₂ reciclado puede estar a un nivel de temperatura inferior a unos 400 °C.
- 40 Al menos una parte de la corriente de descarga de la turbina que incluye CO₂ puede hacerse pasar a través de una segunda cámara de combustión con una corriente del primer combustible hidrocarbonado y oxígeno, de modo que el primer combustible hidrocarbonado se quema para proporcionar calor adicional a al menos una parte de la corriente de descarga de la turbina que incluye CO₂.
- Al menos parte del calor adicional proporcionado a al menos una parte de la corriente de descarga de la turbina que incluye CO₂ se puede proporcionar a una o más corrientes en la unidad de producción de hidrógeno.
- 45 El método puede comprender además llevar a cabo la producción de energía en una turbina de gas que está separada de la unidad de producción de energía, donde al menos una parte del hidrógeno sustancialmente puro se quema en la turbina de gas para producir energía.
- 50 En una o más formas de realización, la presente descripción puede proporcionar además un sistema para la producción de energía, comprendiendo el sistema: una unidad de producción de energía configurada para la compresión, calentamiento, expansión, enfriamiento y reciclado continuos de un fluido de trabajo de CO₂ sin escape atmosférico de CO₂; una unidad de producción de hidrógeno que incluye una cámara de combustión de oxidación parcial configurada para formar una corriente de gas de síntesis y uno o más componentes adicionales configurados para procesar el gas de síntesis para formar una corriente de hidrógeno sustancialmente puro y una corriente de desechos; y una unidad de ciclo combinado de turbina de gas configurada para recibir y quemar al menos una parte

del hidrógeno sustancialmente puro de la unidad de producción de hidrógeno.

Breve descripción de los dibujos

Habiendo descrito así la invención, que se define mediante las reivindicaciones independientes 1 y 6 adjuntas, en los términos generales anteriores, ahora se hará referencia a los dibujos adjuntos, que no están necesariamente dibujados a escala, y en los que:

5

La FIG. 1 es un diagrama de flujo de un sistema y un método de producción de energía de ejemplo que utiliza un fluido de trabajo de CO₂ e incluye una planta de oxígeno criogénico;

La FIG. 2 es un diagrama de flujo de una instalación de producción de hidrógeno que incluye elementos para la integración con un sistema y método de producción de energía, tal como se ilustra en la FIG. 1; y

10

La FIG. 3 es un diagrama de flujo que ilustra un sistema combinado en el que el gas nitrógeno de la unidad de separación de aire y el gas hidrógeno de la unidad de generación de hidrógeno se introducen en una unidad de ciclo combinado de turbina de gas.

Descripción detallada

15

A continuación se describirá con más detalle el presente objeto con referencia a formas de realización de ejemplo del mismo.

20

La presente invención proporciona sistemas y métodos en los que se consigue simultáneamente la producción de energía y la producción de hidrógeno. Se han realizado esfuerzos previos para proporcionar la producción simultánea de energía e hidrógeno, y uno o más elementos de dichos esfuerzos previos pueden integrarse en los sistemas y métodos descritos actualmente. Por ejemplo, la patente de EE. UU. n.º 6,534,551 de Allam *et al.* describe la combinación de: 1) una reacción de gas combustible hidrocarbonado con vapor y/u oxígeno; y 2) un sistema de energía que utiliza un gas oxidante comprimido en el que un gas combustible se quema con productos de la cámara de combustión produciendo energía por expansión de trabajo y en el que el gas producto de la combustión expandido se utiliza para sobrecalentar el vapor utilizado en las reacciones de síntesis de hidrógeno y en el que la unidad de producción de oxígeno es impulsada por al menos una parte de la energía producida por la expansión del gas producto de la combustión.

25

30

En una o más formas de realización, los sistemas y métodos presentes pueden proporcionar beneficiosamente la producción de hidrógeno en combinación con la producción de energía con captura sustancialmente de todo el carbono producido, particularmente sustancialmente todo el CO₂ producido. La combinación puede ser un sistema único con una combinación de elementos adecuados para conseguir la producción simultánea de hidrógeno y energía. En algunas formas de realización, un sistema o unidad de producción de hidrógeno puede funcionar en paralelo con un sistema o unidad de producción de energía con el cruce apropiado de elementos de modo que los dos sistemas o unidades funcionen como un sistema único e integrado.

35

Un ciclo de producción de energía útil según la presente invención puede incluir cualquier sistema y método en el que se utilice CO₂ (en particular CO₂ supercrítico o sCO₂) en una corriente de trabajo. Como ejemplo no limitativo, la patente de EE. UU. n.º 8,596,075 de Allam *et al.* describe un sistema y un método de la técnica anterior en el que se calienta directamente una corriente de CO₂ reciclado y se utiliza en la producción de energía.

40

Específicamente, la corriente de CO₂ reciclado se proporciona a alta temperatura y alta presión, se proporciona a una cámara de combustión en la que se quema un combustible carbonoso en oxígeno, se expande a través de una turbina para producir energía, se enfría en un intercambiador de calor, se purifica para eliminar el agua y cualquier otra impureza, se presuriza, se recalienta utilizando el calor extraído del escape de la turbina y se hace pasar de nuevo a la cámara de combustión para repetir el ciclo. Dicho sistema y método son beneficiosos porque todas las impurezas derivadas del combustible y la combustión, el exceso de CO₂ y el agua se eliminan como un fluido gaseoso o supercrítico, un líquido o un sólido (por ejemplo, cenizas), y prácticamente no hay emisión atmosférica de ninguna corriente. El sistema y el método consiguen una alta eficiencia mediante, por ejemplo, el uso de una entrada de calor de bajo nivel de temperatura (es decir, menos de 500 °C) después de que la corriente de CO₂ reciclado se haya vuelto a presurizar y antes de la combustión (es decir, calor de bajo nivel de temperatura añadido a la corriente de CO₂ reciclado además del calor recuperado de la corriente de escape de la turbina). Se entiende que la referencia a un ciclo de producción de energía en la presente memoria indica un ciclo de producción de energía que utiliza un fluido de trabajo de CO₂ y la combinación de elementos y etapas del método descritos en la presente memoria y en los documentos incorporados. Un ciclo de producción de energía útil según la presente invención incluye al menos las etapas definidas por las reivindicaciones independientes adjuntas. Además de esto, puede incluir más etapas o menos etapas que las descritos anteriormente y, en general, puede incluir cualquier ciclo en el que se expande una corriente de CO₂ reciclado a alta presión para la producción de energía y se recicla nuevamente para una producción de energía adicional. Tal como se usa en la presente memoria, una corriente de CO₂ reciclado a alta presión puede tener una presión de al menos 10000 kPa (100 bar), al menos 20000 kPa (200 bar) o al menos 30000 kPa (300 bar). En todos los casos, el límite superior de la presión puede venir determinado por los límites del equipo disponible en el momento de la implementación de un sistema y/o método según la presente invención. Una corriente de CO₂ de reciclado a alta

55

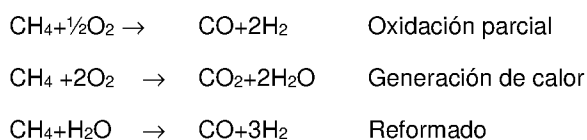
presión puede, en algunas formas de realización, tener una presión de aproximadamente 10000 kPa (100 bar) a aproximadamente 50000 kPa (500 bar), de aproximadamente 15000 kPa (150 bar) a aproximadamente 45000 kPa (450 bar), o de aproximadamente 20000 kPa (200 bar) a aproximadamente 40000 kPa (400 bar). La referencia a una corriente de CO₂ de reciclado a alta presión en la presente memoria puede ser, por tanto, una corriente de CO₂ a una presión dentro de los intervalos anteriores. Dichas presiones también se aplican a referencias a otras corrientes de alta presión descritas en la presente memoria, tal como una corriente de trabajo a alta presión que comprende CO₂. La combustión puede llevarse a cabo a una temperatura de aproximadamente 400 °C o más, aproximadamente 500 °C o más, aproximadamente 600 °C o más, aproximadamente 800 °C o más, o aproximadamente 1000 °C o más. En todos los casos, el límite superior de temperatura puede venir determinado por los límites del equipo disponible en el momento de la implementación de un sistema y/o método de acuerdo con la presente descripción. En algunas formas de realización, la temperatura de salida de la primera cámara de combustión después de la mezcla con CO₂ reciclado puede ser de aproximadamente 400 °C a aproximadamente 1500 °C, de aproximadamente 500 °C a aproximadamente 1200 °C o de aproximadamente 600 °C a aproximadamente 1000 °C.

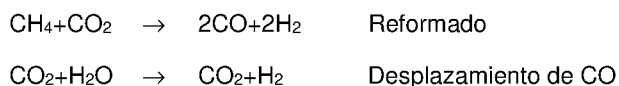
En algunas formas de realización, la integración de un ciclo de producción de energía como el descrito anteriormente con una instalación de producción de hidrógeno puede utilizar el exceso de calor a baja temperatura producido por la planta de hidrógeno para aumentar la eficiencia de la producción de energía. Por ejemplo, el sobrecalentamiento de la alimentación de vapor y compuestos hidrocarbonados en la corriente de escape de la turbina se puede llevar a cabo con un aumento en la salida de energía de la turbina en el sistema y método de producción de energía. Además, la planta de hidrógeno puede estar integrada con el ciclo de producción de energía de modo que se capture sustancialmente todo el CO₂ derivado del carbono presente en la alimentación de combustible hidrocarbonado en la planta o sistema de hidrógeno y, opcionalmente, se combine con el CO₂ capturado de la planta o sistema del ciclo de producción de energía. El sistema integrado captura hasta el 100 % del CO₂ producido tanto por la planta de energía como por la de H₂ con cero emisiones a la atmósfera.

Una planta de producción de hidrógeno para su uso de acuerdo con la presente descripción puede incorporar cualquier diversidad de elementos que se conocen por ser adecuados en plantas de producción de hidrógeno anteriores. Por ejemplo, una planta de producción de hidrógeno puede comprender un sistema de reactor de dos etapas que incluye un reactor de primera etapa que convierte una alimentación de compuesto hidrocarbonado en un gas CO+H₂ utilizando la oxidación parcial del compuesto hidrocarbonado con oxígeno y opcionalmente con el uso adicional de vapor. En algunas formas de realización, dicha oxidación parcial (POX) de una alimentación de gas natural con oxígeno puro se puede llevar a cabo a una temperatura de salida de aproximadamente 1300 °C a aproximadamente 1500 °C a presiones típicas de aproximadamente 3000 kPa (30 bar) a aproximadamente 15000 kPa (150 bar). Un reformador autotérmico (ATR) puede adicionar vapor y exceso de compuesto hidrocarbonado, generalmente gas natural, al quemador de oxidación parcial para que los gases de alta temperatura puedan pasar a través de un lecho de catalizador donde tienen lugar reacciones de reformado de vapor-compuesto hidrocarbonado posteriores que producen más H₂+CO y enfrían la mezcla de gases a una temperatura de salida de aproximadamente 1000 °C a aproximadamente 1100 °C a presiones de aproximadamente 3000 kPa (30 bar) a aproximadamente 15000 kPa (150 bar). El reactor de segunda etapa puede comprender un reformador catalítico de vapor/compuesto hidrocarbonado en el que el producto gaseoso total de H₂+CO de ambos reactores (por ejemplo, a una temperatura de aproximadamente 1000 °C o mayor) se utiliza para proporcionar el calor endotérmico de las reacciones de reformado en un flujo del lado de la carcasa calentado por convección con catalizador en los tubos. Opcionalmente, los dos reactores pueden funcionar en modo serie o paralelo. Una configuración favorable utiliza un reformador calentado por gas vertical (GHR) con tubos abiertos llenos de catalizador que cuelgan de una única placa de tubos en la parte superior del recipiente, saliendo H₂+CO producto de los tubos del reformador y mezclándose con el gas producto de un reactor POX o un ATR en la base del GHR, y pasando la corriente total de producto H₂+CO a través del lado de la carcasa y enfriándose típicamente de aproximadamente 1050 °C a 550 °C a 800 °C .

Una ventaja de la configuración de dos reactores es que se maximiza el rendimiento de H₂+CO a partir de la alimentación de compuestos hidrocarbonados y todo el CO₂ formado en las reacciones queda contenido dentro del sistema de alta presión. El gas CO+H₂ resultante se enfría aún más en una caldera de recuperación de calor (WHB) generadora de vapor y otra ventaja es que esta cantidad de vapor solo es suficiente para proporcionar el flujo de vapor requerido a los dos reactores de H₂+CO con solo un pequeño exceso de flujo. El sistema no produce gran cantidad de vapor como subproducto.

Para generar hidrógeno, el producto H₂+CO que sale de la caldera de vapor de agua a una temperatura típica de aproximadamente 240 °C a aproximadamente 290 °C y que contiene típicamente entre un 20 % y un 40 % (molar) de vapor, pasa a través de uno o más convertidores catalíticos de desplazamiento donde el CO reacciona con el vapor para producir CO₂ y H₂ adicional . Las reacciones para toda la secuencia del proceso de producción de H₂ se muestran a continuación (usando CH₄ como compuesto hidrocarbonado)





5 El producto total de $\text{CO} + \text{H}_2$ que pasa a través de los reactores de conversión de CO se enfría y se libera una cantidad significativa de calor, generalmente a un nivel de temperatura de aproximadamente 290°C o inferior, a medida que el gas se enfría y el vapor se condensa. Este calor no se libera a un solo nivel de temperatura, sino en un intervalo de temperatura que llega hasta casi la temperatura ambiente. Parte de esta liberación de calor se puede utilizar para precalentar el agua de alimentación de la caldera, pero hay una gran cantidad excedente que se encuentra a un nivel de temperatura bajo y solo está disponible en un intervalo de temperatura.

10 La eficiencia de la generación de $\text{H}_2 + \text{CO}$ en los dos reactores se puede aumentar significativamente precalentando las alimentaciones de compuestos hidrocarbonados y vapor hasta una temperatura que varía de aproximadamente 400°C a aproximadamente 550°C , y preferiblemente de aproximadamente 500°C a aproximadamente 550°C . Esto se hace preferiblemente utilizando una fuente de calor externa, ya que no hay exceso de calor disponible a estos niveles de temperatura dentro de los reactores de generación de $\text{H}_2 + \text{CO}$ más WHB.

15 La corriente de gas rica en H_2 enfriada se hace pasar a continuación a través de un enfriador (por ejemplo, un enfriador de ambiente) donde se elimina el agua condensada. La corriente de gas se hace pasar luego a un separador en el que se puede aislar hidrógeno sustancialmente puro. Por ejemplo, la corriente de gas se puede hacer pasar a través de un adsorbedor de presión oscilante de múltiples lechos convencional que separa típicamente aproximadamente el 85% a aproximadamente el 90% (molar) del hidrógeno como una corriente pura que tiene típicamente aproximadamente 10 ppm a aproximadamente 50 ppm de impurezas totales y que tiene una caída de presión desde la alimentación hasta el producto H_2 de típicamente aproximadamente 100 kPa (1 bar) a aproximadamente 200 kPa (2 bar). Todas las impurezas en la corriente de alimentación de H_2 crudo se separan como una corriente de gas combustible residual, corriente residual que puede comprender cualquier combinación de componentes, tal como H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , N_2 , argón y una pequeña cantidad de H_2O en fase de vapor. La presión es típicamente aproximadamente de 110 kPa (1,1 bar) a aproximadamente 150 kPa (1,5 bar). Este gas residual normalmente representa aproximadamente el 20% del valor calorífico inferior (PCI) de la alimentación total de compuestos hidrocarbonados del reactor, por lo que su uso eficiente es ventajoso para la economía general de la producción de H_2 . El gas residual contiene todo el carbono de la alimentación total de compuestos hidrocarbonados tales como $\text{CO}_2 + \text{CO}$ y la recuperación de este carbono como CO_2 puro a alta presión en la tubería también es ventajosa para cumplir con los objetivos de emisiones relacionados con el cambio climático.

30 La integración del sistema de generación de hidrógeno de dos reactores a alta presión con el ciclo de producción de energía que utiliza una corriente de trabajo de CO_2 puede conseguir una diversidad de beneficios. El escape de la turbina del ciclo de producción de energía está típicamente en el intervalo de aproximadamente 700°C a aproximadamente 800°C . Las alimentaciones de vapor y compuestos hidrocarbonados a los dos reactores se pueden precalentar a un intervalo de aproximadamente 500°C a aproximadamente 550°C utilizando parte del flujo de escape de la turbina en un intercambiador de calor separado. Esto simplemente requiere un aumento en el combustible quemado en la cámara de combustión de la turbina para proporcionar el calor adicional requerido. Esto aumenta la temperatura de entrada de la turbina y el caudal y proporciona una salida de energía adicional significativa de la turbina. El vapor y el combustible hidrocarbonado o carbonoso se pueden calentar a una temperatura típica de aproximadamente 400°C a aproximadamente 550°C , mientras que el escape de la turbina se puede enfriar a una temperatura típica de aproximadamente 700°C a aproximadamente 800°C antes de que entre en el intercambiador de calor recuperativo.

45 Como disposición alternativa, se puede proporcionar una segunda cámara de combustión para precalentar al menos una parte de la corriente de escape de la turbina para suministrar el calor necesario para precalentar el combustible y el vapor necesarios para la generación de gas de síntesis en el sistema de reactor de dos etapas. Una disposición de cámara de combustión utiliza un oxidante que comprende O_2 sustancialmente puro diluido con CO_2 para producir un oxidante que contiene entre un 20% y un 30% molar de O_2 para quemar el combustible. Una segunda disposición de cámara de combustión utiliza un reactor de membrana de transporte de iones de O_2 que difunde O_2 sustancialmente puro derivado de una corriente de aire de baja presión precalentada en al menos una parte del escape de la turbina a la que se ha añadido una parte controlada del combustible de modo que la temperatura aumenta según se desee para el trabajo de precalentamiento de la planta de H_2 .

55 El gas residual del reactor PSA se puede comprimir a una presión que oscila entre 20000 kPa (200 bar) y 40000 kPa (400 bar) y se puede mezclar con el compuesto hidrocarbonado de alimentación y utilizar de forma muy eficiente como gas combustible en el ciclo de producción de energía. Una ventaja adicional es que el carbono de las alimentaciones del reactor de compuestos hidrocarbonados se puede capturar como CO_2 dentro del sistema del ciclo de producción de energía. Otra ventaja es el gran flujo de masa del gas residual debido a su alto contenido de $\text{CO} + \text{CO}_2$, que varía entre el 50 % y el 70 % (molar), lo que aumenta la potencia adicional de la turbina. De forma alternativa, el gas residual del reactor PSA se puede comprimir a la presión de entrada del primer reactor PSA, el CO_2 se puede eliminar en uno de varios procesos conocidos y la corriente de gas empobrecida en CO_2 se puede enviar a un segundo reactor PSA para separar más H_2 y añadirlo a la corriente de producto total de H_2 . Opcionalmente, el gas residual se puede precalentar en un intercambiador de calor economizador, se puede añadir vapor y se puede producir más H_2 en un

reactor de desplazamiento catalítico de CO adicional. Seguidamente, se puede enfriar el gas en el intercambiador de calor economizador antes de procesarlo para separar más H₂ en el segundo PSA.

La cantidad significativa de calor de bajo grado disponible de la corriente de enfriamiento H₂+CO es ideal para proporcionar el calor de bajo nivel de temperatura que se puede añadir al ciclo de producción de energía para aumentar el calor recuperado del escape de la turbina y así conseguir una alta eficiencia. Específicamente, el calor de "bajo grado" de la corriente de enfriamiento H₂+CO puede estar a un nivel de temperatura de aproximadamente 200 °C a aproximadamente 400 °C, aproximadamente 220 °C a aproximadamente 350 °C y, particularmente, aproximadamente 240 °C a aproximadamente 290 °C. Dependiendo de la salida de H₂, esto puede dar como resultado que el compresor de aire principal de la planta de oxígeno del ciclo de producción de energía sea un compresor interenfriado convencional en lugar de una unidad adiabática con una reducción de energía parásita significativa en el ciclo de producción de energía. También conducirá a un menor flujo del compresor de CO₂ caliente con más reducciones de energía parásitas. La disponibilidad de este exceso de calor en un intervalo de temperatura como el indicado anteriormente (y hasta casi la temperatura ambiente) es adecuada para el calentamiento de una corriente lateral de CO₂ reciclado a alta presión en un intervalo de temperatura similar. El sistema de integración definido es igualmente aplicable a sistemas de ciclo de producción de energía que utilizan producción de oxígeno criogénico convencional más una cámara de combustión de oxicomcombustible o a sistemas que utilizan cámaras de combustión de iones de oxígeno.

La producción de energía y la producción de hidrógeno integradas según la presente invención, tal como se define en las reivindicaciones independientes 1 y 6 adjuntas, se describen a continuación en relación con las diversas figuras. En particular, la FIG. 1 ilustra un sistema de ciclo de producción de energía que tiene una planta de oxígeno criogénico y que utiliza un combustible de gas natural. Aunque el sistema se describe a continuación en relación con los parámetros operativos correspondientes a una forma de realización ejemplar, se entiende que el ciclo de producción de energía puede ser como se define de otra manera en la presente memoria. Además, el ciclo de producción de energía puede incorporar elementos y/o parámetros de operación tal como se describe de otra manera en la patente de EE. UU. N.º 9,068,743 de Palmer *et al.*, la patente de EE. UU. N.º 9,062,608 de Allam *et al.*, la patente de EE. UU. N.º 8,986,002 de Palmer *et al.*, la patente de EE. UU. N.º 8,959,887 de Allam *et al.*, la patente de EE. UU. N.º 8,869,889 de Palmer *et al.*, la patente de EE. UU. N.º 8,776,532 de Allan *et al.*, y la patente de EE. UU. N.º 8,596,075 de Allan *et al.*

En una o más formas de realización, un ciclo de producción de energía de acuerdo con la presente descripción puede configurarse de tal manera que un fluido de trabajo que comprende CO₂ sea ciclado repetidamente al menos a través de etapas de compresión, calentamiento, expansión y enfriamiento. El CO₂ en particular puede ser supercrítico a través de al menos algunos de estas etapas, aunque puede realizar la transición entre estados supercríticos y líquidos y/o gaseosos en algunas formas de realización. En varias formas de realización, un ciclo de producción de energía para el cual se puede mejorar la eficiencia puede incluir combinaciones de las siguientes etapas:

- quemar un combustible carbonoso con un oxidante en presencia de una corriente de CO₂ reciclado para proporcionar una corriente de producto de combustión a una temperatura de al menos aproximadamente 500 °C o al menos aproximadamente 700 °C (por ejemplo, aproximadamente 500 °C a aproximadamente 2000 °C o aproximadamente 600 °C a aproximadamente 1500 °C) y una presión de al menos aproximadamente 10000 kPa (100 bar) o al menos aproximadamente 20000 kPa (200 bar) (por ejemplo, aproximadamente 10000 kPa (100 bar) a aproximadamente 50000 kPa (500 bar) o aproximadamente 15000 kPa (150 bar) a aproximadamente 40000 kPa (400 bar);
- expandir una corriente de CO₂ reciclado a alta presión (por ejemplo, a una presión como la indicada anteriormente) a través de una turbina para la producción de energía;
- enfriar una corriente de CO₂ reciclado a alta temperatura (por ejemplo, a una presión como la indicada anteriormente), particularmente de una corriente de descarga de turbina, en un intercambiador de calor recuperativo;
- condensar uno o más productos de combustión (por ejemplo, agua) en el intercambiador de calor recuperativo y en un enfriador ambiental, estando presentes los productos de combustión particularmente en una corriente de productos de combustión que se ha expandido y enfriado;
- separar el agua y/o otros materiales del CO₂ para formar una corriente de CO₂ reciclado;
- comprimir una corriente de CO₂ reciclado a una alta presión (por ejemplo, una presión como la indicada anteriormente), lo que opcionalmente se lleva a cabo en múltiples etapas con enfriamiento intermedio para aumentar la densidad de la corriente;
- calentar una corriente de CO₂ reciclado comprimido en un intercambiador de calor recuperativo, en particular calentar contra una corriente de escape de una turbina de enfriamiento; y
- añadir opcionalmente calor a la corriente de CO₂ reciclada además del calor recuperado de la corriente de escape de la turbina de enfriamiento, siendo el calor residual de otra fuente, tal como calor de bajo grado tomado del sistema o unidad de producción de hidrógeno como se describe en este documento.

Volviendo de forma más específica a la FIG. 1, se ejemplifica una unidad de producción de energía adecuada para la combinación con una unidad de producción de hidrógeno. Se entiende que una unidad de producción de energía está destinada a abarcar una combinación de componentes individuales que, cuando funcionan juntos, son eficaces para la producción de energía y, como tal, se pretende que tenga el mismo significado que un sistema de producción de energía. Asimismo, se entiende que una unidad de producción de hidrógeno está destinada a abarcar una combinación de componentes individuales que, cuando funcionan juntos, son eficaces para la producción de hidrógeno y, como tal, se pretende que tenga el mismo significado que un sistema de producción de hidrógeno. Aunque la unidad de producción de energía ejemplificada se describe en relación con parámetros operativos específicos, se entiende que la unidad de producción de energía puede funcionar en un intervalo de parámetros coherentes con la presente descripción general. En la unidad de producción de energía ejemplificada en la FIG. 1, una corriente 107 de CO₂ a 30400 kPa (304 bar), calentada a 715 °C en el intercambiador de calor 101 entra en una cámara de combustión 102 donde se mezcla con los productos de combustión derivados de una corriente de metano 112 comprimida a 30500 kPa (305 bar) (251 °C) en el compresor 105 accionado por un motor eléctrico 106 quemándose en una corriente oxidante 108 que tiene una composición de aproximadamente 25 % de oxígeno y aproximadamente 75 % molar de CO₂ y se ha calentado hasta 715 °C en el intercambiador de calor 101. La corriente mixta 110 resultante entra en la turbina 103 a 1150 °C y 30000 kPa (300 bar) y se expande hasta 3000 kPa (30 bar) y 725 °C saliendo como corriente 109 y generando energía en el generador 104. La corriente de 3000 kPa (30 bar) se enfría en el intercambiador de calor 101 y transfiere calor a la corriente de CO₂ de alta presión y sale a 65 °C como corriente 113. Se enfría aún más en un enfriador de agua de contacto directo 115 que tiene una sección empaquetada 114 y una sección de agua circulante que comprende una bomba 116 y un intercambiador de calor enfriado por agua 117 indirectamente, que dirige los flujos de agua 119, 120 y 121 a la parte superior de la sección empaquetada. El exceso de agua líquida producida a partir de la combustión de CH₄, corriente 118, se retira de la base del enfriador de agua 115. La corriente enfriada de CO₂ 122 sustancialmente puro que sale de la parte superior del enfriador 115 se divide en múltiples corrientes. Una primera parte 123 de la corriente de CO₂ 122 sustancialmente pura se divide en una corriente de producto de CO₂ 161 neto, que se extrae para exportación u otro uso y una corriente de diluyente 163. En formas de realización preferidas, la corriente de diluyente 163 se mezcla con el flujo de oxígeno de la cámara de combustión 150 a 2900 kPa (29 bar) para formar la corriente de oxidante 151 de la cámara de combustión que contiene 25 % (molar) de oxígeno. La parte principal 124 del CO₂ enfriado, sustancialmente puro, ingresa a un compresor de CO₂ interenfriado de dos etapas (con la primera etapa de compresor 159, interenfriador 160 y segundo estado de compresor 125) donde se comprime a 6750 kPa (67,5 bar), saliendo como corriente 162. La corriente de CO₂ que sale del enfriador 115 es sustancialmente pura ya que comprende menos de 3 % mol, menos de 2 % mol, menos de 1 % mol, menos de 0,5 % mol, menos de 0,1 % mol o menos de 0,01 % mol de impurezas.

El ciclo de producción de energía requiere que se proporcione una cantidad significativa de calor generado adicionalmente a la corriente de CO₂ a alta presión a un nivel de temperatura inferior a 400 °C. En esta forma de realización ejemplificada, el calor se deriva de dos fuentes que proporcionan calor de compresión. La primera fuente es la corriente de aire de alimentación de la planta de oxígeno criogénico comprimida adiabáticamente 142 a 5600 kPa (5,6 bar) y 226 °C desde el compresor de aire 140, que comprime la corriente de aire 139 impulsada por el motor eléctrico 141. La segunda fuente es una corriente 135 de CO₂ a 29300 kPa (29,3 bar) tomada del intercambiador de calor 101 a una temperatura de 135 °C y comprimida adiabáticamente en el compresor 136 para producir la corriente 137 a 226 °C. Estas dos corrientes pasan a través del intercambiador de calor aditivo 134 donde proporcionan calor aditivo a una corriente de CO₂ 131 de 30400 kPa (304 bar) separada de la corriente de descarga 130 que se toma directamente de la bomba multietapa 129. El calor aditivo del intercambiador de calor aditivo 134 eleva la temperatura del CO₂ de 50 °C en la corriente 131 a 221 °C en la corriente 133. La corriente de CO₂ enfriada 138 y la corriente de descarga del compresor de reciclado de CO₂ 162 se combinan para formar la corriente de CO₂ total 127 que se enfría en el intercambiador de calor de agua de enfriamiento 126 para producir la corriente de reciclado de CO₂ 128 a 19,7 °C. Esta corriente de líquido de CO₂ de alta densidad se comprime a 30500 kPa (305 bar) en una bomba multietapa 129. La corriente de descarga 130 a 50 °C se divide en una parte principal 132 que entra en el intercambiador de calor recuperativo 101 y una corriente secundaria 131 que se calienta en el intercambiador de calor 134 a 221 °C contra las corrientes de enfriamiento comprimidas adiabáticamente 137 y 142 produciendo la corriente 133 como se indicó anteriormente. La corriente 133 se une nuevamente a la parte principal 132 del flujo de CO₂ de alta presión en el intercambiador de calor 101. De esta manera, se proporciona calentamiento aditivo a la corriente de CO₂ reciclado (es decir, además del calor recuperado de la corriente de descarga de la turbina 109) para conseguir un alto nivel de eficiencia operativa. Una corriente secundaria 179 se puede tomar de la parte principal 132 de la corriente de CO₂ de alta presión y dirigirse a la turbina 103 como una corriente de enfriamiento de álabes de turbina.

La corriente de aire enfriado 143 a 56 °C entra en el sistema de separación de aire criogénico. Este comprende una unidad de purificación de aire 144 que tiene un enfriador de aire de contacto directo, un enfriador de agua y una unidad de adsorción regenerada térmicamente de lecho dual conmutado que proporciona una corriente de aire seco libre de CO₂ a 5600 kPa (5,6 bar) y 12 °C. Parte de este aire (corriente 145) se comprime a 7000 kPa (70 bar) en el compresor 146 accionado por el motor eléctrico 178, y las corrientes de aire 148 y 147 entran en un sistema criogénico de separación de aire de ciclo de oxígeno líquido bombeado 149. Los productos del separador de aire son una corriente de nitrógeno residual 160 y una corriente de oxígeno producto 150 de 3000 kPa (30 bar), que se mezcla con una parte enfriada de la corriente de CO₂ (la corriente de diluyente 163) que sale del enfriador de CO₂ 115 de contacto directo para producir la corriente de oxidante 151. Esta se comprime a 30400 kPa (304 bar) en el tren de compresión de CO₂/O₂. Específicamente, la corriente oxidante 151 se comprime en el compresor 152 accionado por el motor eléctrico

153 y sale como corriente 155, que se enfría en el interenfriador 154, y sale como corriente 156, que se comprime aún más en la bomba 157. La corriente oxidante comprimida resultante 158 se calienta a 715 °C en el intercambiador de calor 101 y sale como corriente 108 para ingresar a la cámara de combustión 102.

5 El ciclo de producción de energía requiere una planta separadora de aire criogénico independiente para producir oxígeno. Este debe suministrarse a la cámara de combustión en una concentración controlada de aproximadamente el 20 % al 30 % molar, precalentado a más de 700 °C, normalmente diluido con CO₂, lo que en general implica un tren compresor de O₂/CO₂ independiente o, alternativamente, una planta de separación de aire criogénico más compleja con un consumo de energía significativamente alto. El CH₄ combustible 111 se comprime hasta 30500 kPa (305 bar) en un compresor de alta presión 105, como se explicó anteriormente.

10 La integración de la planta de hidrógeno con el sistema de ciclo de producción de energía (alimentado con gas natural en la forma de realización ejemplificada) se muestra en la FIG. 2. El sistema tiene un reactor de oxidación parcial (POX) 201 con una corriente de alimentación 221 de O₂ puro al 99,5 % a 270 °C y una corriente de gas natural 246 a 500 °C, ambas a una presión de 8500 kPa (85 bar). El reactor POX 201 proporciona una corriente de producto H₂+CO 222 a 1446 °C (que opcionalmente se puede inactivar y enfriar mediante la adición de una corriente de vapor saturado 223 a 1350 °C) que entra en la base 203 del reactor de reformado calentado por gas 202. El mezclador de la corriente de producto H₂+CO 222 con la corriente de producto H₂+CO reformado sale de cada uno de los tubos llenos de catalizador de extremos abiertos 204, y la corriente total de producto CO+H₂ pasa hacia arriba a través del lado de la carcasa, proporcionando calor para las reacciones de reformado endotérmicas y saliendo como corriente 224 a 600 °C. Los tubos tienen libertad para expandirse hacia abajo a temperaturas de operación y la diferencia de presión en el extremo caliente y, por lo tanto, las tensiones en las paredes de los tubos son insignificantes. Los tubos más cualquier pieza metálica expuesta se fabrican en una aleación como INCONEL® 693, que es resistente a la corrosión por polvo de metal causada por la reacción de Boudouard que deposita carbono. Además, las superficies metálicas se pueden proteger aún más recubriéndolas con alúmina.

25 La corriente 224 se enfría al pasar a través de una caldera de recuperación de calor 236 y sale como corriente de gas producto 254 a 320 °C. La corriente de gas producto 254 pasa a través de dos reactores de desplazamiento de CO llenos de catalizador 207 y 208 en serie. Las corrientes de salida 226 y 228 entran en los intercambiadores de calor de recuperación de calor de la corriente de desplazamiento 209 y 210 donde el calor se utiliza para el precalentamiento del agua de alimentación de la caldera y el precalentamiento de la corriente de gas natural. Específicamente, la corriente 226 que sale del reactor de desplazamiento de CO 207 pasa a través del intercambiador de calor de corriente de desplazamiento 209 saliendo como corriente 227 para entrar al reactor de desplazamiento de CO 208. La corriente 228 que sale del reactor de desplazamiento de CO 208 pasa a través del intercambiador de calor de corriente de desplazamiento 210 antes de pasar a través del enfriador de agua 235 para salir como corriente 229. Las corrientes de agua de alimentación de caldera 256 y 257 se calientan en los intercambiadores de calor de corriente de desplazamiento 210 y 209, respectivamente, para proporcionar la corriente de agua calentada 258. Las corrientes de gas natural 241 y 242 se calientan en los intercambiadores de calor de corriente de desplazamiento 210 y 209, respectivamente, para proporcionar la corriente de gas natural 243 a 290 °C. La corriente de agua de alimentación de la caldera 258 se divide en una corriente de alimentación de la caldera de calor residual 260 y una corriente de exceso grande 259 a 290 °C que se enfría a 60 °C en el intercambiador de calor 134 (véase la FIG. 1) liberando su calor a una parte de la corriente de CO₂ de alta presión de reciclado del ciclo de producción de energía 131 a 133 (mostrada en la FIG. 1).

45 La corriente de H₂ crudo 271 que sale del intercambiador de calor 210 (que contiene sustancialmente todo el CO₂ derivado de la combustión de carbono en la alimentación de compuestos hidrocarbonados o carbonosos junto con vapor de agua y cantidades menores de CO, CH₄, N₂ y Ar) se enfría hasta cerca de la temperatura ambiente en el enfriador de agua 235. El agua condensada se separa de la corriente 229 en el separador 212. La corriente de agua 262 que sale del separador 212 y la corriente de agua enfriada 253 que sale del intercambiador de calor 134 entran en una unidad de tratamiento de agua 214, que produce agua purificada 255 y una corriente de exceso de agua 261. El agua purificada 255 funciona como la corriente de agua de alimentación de la caldera y se bombea a aproximadamente 8700 kPa (87 bar) de presión en la bomba 213. La corriente de agua de alimentación de la caldera presurizada 256 que sale de la bomba 213 ingresa al intercambiador de calor 210.

50 La corriente de alimentación 260 de la caldera de recuperación de calor se calienta en la caldera de recuperación de calor 236 y sale como corriente de vapor saturado 249, que se divide en la corriente de vapor 250 y la corriente de inactivación 223. La corriente de vapor saturado 250 y la corriente de gas natural precalentado 243, ambas a 290 °C, entran en un intercambiador de calor suplementario 237 donde se calientan hasta 500 °C contra la corriente 247, que corresponde a la corriente 109, la corriente de escape de la turbina en la FIG. 1. La corriente de salida 248 entra en el intercambiador de calor recuperativo 101 (en la unidad de producción de energía de la FIG. 1) a aproximadamente 725 °C. En este caso, la temperatura de entrada para la turbina 103 en la unidad de producción de energía de la FIG. 1 se eleva para proporcionar el calor requerido transferido en el intercambiador de calor 237, y se aumenta la potencia de salida de la turbina. El intercambiador de calor suplementario 237 está configurado así para proporcionar calentamiento suplementario a la corriente de vapor saturado 250 y a la corriente de gas natural 243, siendo proporcionado el calentamiento suplementario por una corriente procedente de la unidad de producción de energía.

La corriente de gas natural caliente 244 que sale del intercambiador de calor 237 se divide para proporcionar alimentación a 500 °C al reactor POX 201 como corriente 246 y al GHR 202 como corriente 245, que se mezclan con la corriente de vapor 251 para formar la corriente de alimentación total del GHR 252. La corriente de vapor 251 que se alimenta al reactor GHR 202 proporciona en este caso una relación de vapor a carbono (carbono combinado con hidrógeno en la alimentación del reactor GHR) de 6:1. Esta alta relación permite una presión de producción de H₂+CO de 8000 kPa (80 bar) con una baja cantidad de metano sin convertir en la corriente de producto total H₂+CO 224.

La corriente de producto 230 de hidrógeno crudo que sale del separador de agua 212 pasa a una unidad de adsorción por oscilación de presión 215 de lecho múltiple que produce una corriente de producto de H₂ sustancialmente pura 239 con un nivel de impurezas de 50 ppm que comprende el 88 % del hidrógeno presente en la corriente 230. Por tanto, una corriente de producto de H₂ sustancialmente pura puede comprender menos de 500 ppm de impurezas, menos de 250 ppm de impurezas, menos de 100 ppm de impurezas o menos de 75 ppm de impurezas (por ejemplo, hasta 0 impurezas). La corriente de desecho 232 a 1200 kPa (1,2 bar) de presión que contiene todo el CO₂ más diversos contenidos de CO, H₂, CH₄, Argón, N y trazas de vapor de agua se comprime hasta 3000 kPa (30 bar) en el compresor 216 accionado por el motor eléctrico 219 para salir como corriente 238. La corriente de descarga 238 se enfría en el enfriador 217 hasta cerca de la temperatura ambiente y se añade al compresor de gas natural del sistema de producción de energía 105 (véase la FIG. 1) como parte de la corriente de entrada 111 (véase la FIG. 1). La corriente de descarga del compresor 112 (véase la FIG. 1) a 32000 kPa (320 bar) proporciona la alimentación a la cámara de combustión de la unidad de producción de energía 102 (véase la FIG. 1). La corriente de alimentación de gas natural 241 a 8500 kPa (85 bar) también se puede producir a partir de una etapa de compresor de gas natural separada, que sería parte del compresor 105 de la FIG. 1.

RENDIMIENTO

La integración de una unidad de producción de hidrógeno que opera 246151 Nm³/h con un sistema de ciclo de producción de energía que produce 290,3 MW de energía, ambos con alimentación de CH₄ puro o gas natural, da los siguientes datos de rendimiento calculados.

El H₂ se produce a un nivel total de impurezas de 50 ppm a una presión de 7400 (74 bar).

Producción de energía = 234,23 MW del sistema integrado.

CH₄ para la producción de hidrógeno = 92851,2 Nm³/h (igual a 923,2 Mw).

CH₄ para producción de energía a 43773,9 Nm³/h (equivalente a 435,2 Mw).

Recuperación del carbono derivado del CH₄ alimentado a la planta de hidrógeno y a la central eléctrica, ya que el CO₂ es del 100%.

La producción de CO₂ del sistema integrado es de 6437,1 MT/D

El CO₂ se produce a 15000 kPa (150 bar) de presión.

En los sistemas y métodos descritos en este documento, el uso de oxígeno sustancialmente puro en la cámara de combustión puede tener el beneficio adicional de proporcionar una gran cantidad de nitrógeno sustancialmente puro.

El nitrógeno se puede proporcionar a una presión relativamente alta directamente desde la unidad de separación de aire que se puede asociar con la unidad de producción de energía para proporcionar la corriente necesaria de oxígeno sustancialmente puro. Al menos una parte de este nitrógeno se puede mezclar con el hidrógeno que se puede producir como se describe en este documento. El resultado final es un gas combustible DE H₂ + N₂ que es adecuado para su uso en un sistema de generación de energía de ciclo combinado de turbina de gas convencional. Esto se ejemplifica en la FIG. 3, en la que el gas nitrógeno 160 de una unidad de separación de aire (véase la FIG. 1) y el gas hidrógeno 239 de una instalación de producción de hidrógeno (véase la FIG. 2) se introducen en una unidad de ciclo combinado de turbina de gas 300.

El gas combustible de H₂ + N₂ se puede utilizar en cualquier sistema de generación de energía de ciclo combinado con turbina de gas. Sistemas conocidos pueden modificarse según sea necesario para eliminar, dismantelar o, de otro modo, renunciar al uso de elementos que, de otro modo, serían necesarios para la eliminación de CO₂. Sistemas de generación de energía de ciclo combinado de turbina de gas conocidos que pueden utilizarse de acuerdo con la presente invención o una forma de realización de la misma se describen en la patente de EE. UU. N.º 8,726,628 de Wichmann *et al.*, la patente de EE. UU. N.º 8,671,688 de Rogers *et al.*, la patente de EE. UU. N.º 8,375,723 de Benz *et al.*, la patente de EE. UU. N.º 7,950,239 de Lilley *et al.*, la patente de EE. UU. N.º 7,908,842 de Eroglu *et al.*, la patente de EE. UU. N.º 7,611,676 de Inage *et al.*, la patente de EE. UU. N.º 7,574,855 de Benz *et al.*, la patente de EE. UU. N.º 7,089,727 de Schutz, la patente de EE. UU. N.º 6,966,171 de Uematsu *et al.*, y Patente de EE. UU. No. 6,474.069 de Smith.

La combinación de sistemas proporcionada mediante la cual se proporcionan gas hidrógeno y gas nitrógeno a partir de un sistema de energía de combustión en el que se quema un combustible hidrocarbonado sin prácticamente ninguna descarga atmosférica de CO₂, proporciona una clara ventaja sobre el funcionamiento convencional de un

5 sistema de ciclo combinado de turbina de gas. En particular, la presente combinación de sistemas puede eliminar el combustible de gas natural que normalmente se requiere en una turbina de gas y sustituirlo por un combustible que no produce CO₂ cuando se quema. Como tal, en algunas formas de realización, la presente descripción proporciona una combinación de: 1) una unidad de producción de hidrógeno basada en oxígeno; 2) una unidad de generación de energía que captura prácticamente todo el CO₂ producido; y una unidad de generación de energía de ciclo combinado de turbina de gas convencional que proporciona generación de energía adicional. Los sistemas combinados como se describe en la presente memoria pueden proporcionar una eficiencia sorprendentemente alta, una generación de energía de bajo costo y una captura de CO₂ de aproximadamente el 100 %. El resultado es, por tanto, una manera desconocida hasta ahora de proporcionar producción de energía a partir de la combustión de gas natural con una 10 captura de CO₂ de aproximadamente el 100 % y costos operativos que son iguales o inferiores a los métodos de producción de energía conocidos que no proporcionan una captura de CO₂ del 100 %.

15 La combinación de sistemas se puede implementar de diversas maneras. En algunas formas de realización, una central eléctrica de ciclo combinado existente se puede convertir para eliminar todas las emisiones de CO₂ y aumentar simultáneamente la capacidad de generación de energía. Dicha conversión puede incluir la adición de los componentes adicionales del sistema descritos en este documento para la producción de energía utilizando un fluido circulante de CO₂ y la producción de gas combustible H₂ + N₂.

RENDIMIENTO

20 Los cálculos de rendimiento para un sistema combinado como el descrito anteriormente se pueden basar en un sistema de cogeneración con turbina de gas GE PG9371 (FB) que está adaptado para producir 432,25 Mw de potencia en condiciones ISO. Los valores calculados de acuerdo con las formas de realización se proporcionan a continuación considerando la combinación de una unidad de producción de energía de combustión de gas natural con captura de CO₂ al 100 %, producción de H₂, producción de N₂ y combustión de gas combustible H₂ + N₂ en la turbina de gas.

La producción total de energía neta del sistema combinado es 697 MW

Se supone que el combustible para la turbina de gas es 50% H₂ + 50% N₂ (molar)

25 La alimentación total de metano es de 1368,6 Mw (LHV)

El oxígeno requerido es 4979 TM/día

El CO₂ producido a 15000 kPa (150 bar) de presión es 6437 Mt /día

La eficiencia general es del 50,9 % (base LHV)

30 A un experto en la materia a la que pertenece esta materia y que se beneficie de las enseñanzas presentadas en las descripciones anteriores y los dibujos asociados, se le ocurrirán muchas modificaciones y otras formas de realización de la materia objeto de la presente invención. Por lo tanto, se debe entender que la presente invención está limitada únicamente por las reivindicaciones adjuntas.

REIVINDICACIONES

1. Un sistema de producción combinada de energía y la producción de hidrógeno, comprendiendo el sistema:
 - 5 una unidad de producción de energía en la que se expande dióxido de carbono presurizado para la producción de energía, comprendiendo la unidad de producción de energía:
 - una cámara de combustión (102) configurada para recibir un combustible hidrocarbonado y oxígeno y emitir una corriente calentada que comprende al menos el dióxido de carbono presurizado;
 - 10 una turbina (103) configurada para recibir y expandir la corriente calentada que comprende el dióxido de carbono presurizado desde la cámara de combustión (102) para producir energía y formar una corriente calentada que comprende el dióxido de carbono expandido;
 - un intercambiador de calor recuperativo (101) configurado para recibir la corriente calentada que comprende el dióxido de carbono expandido y formar una corriente enfriada que comprende dióxido de carbono;
 - un separador (115) configurado para recibir la corriente enfriada que comprende el dióxido de carbono del intercambiador de calor recuperativo y proporcionar una corriente de dióxido de carbono; y
 - 15 un compresor (159, 125) configurado para recibir la corriente de dióxido de carbono del separador y comprimir el dióxido de carbono;
 - una unidad de producción de hidrógeno en la que un combustible hidrocarbonado se oxida parcialmente para producir un gas de síntesis del que se separa el hidrógeno, comprendiendo la unidad de producción de hidrógeno:
 - 20 una cámara de combustión de oxidación parcial (201) configurada para recibir oxígeno y una parte del combustible hidrocarbonado y emitir el gas de síntesis;
 - un reformador (202) en comunicación de fluido con la cámara de combustión de oxidación parcial (201) y configurado para recibir el gas de síntesis de la cámara de combustión de oxidación parcial y para recibir una parte del combustible hidrocarbonado;
 - un reactor de desplazamiento (207, 208) en comunicación de fluido con el reformador (202);
 - 25 un intercambiador de calor de corriente de desplazamiento (209, 210) en comunicación de fluido con el reactor de desplazamiento (207, 208);
 - un separador (212) en comunicación de fluido con el intercambiador de calor de corriente de desplazamiento (209, 210); y
 - una unidad de adsorción por oscilación de presión (215) en comunicación de fluido con el separador (212);
 - 30 donde la unidad de adsorción por oscilación de presión (215) está configurada para generar una corriente de hidrógeno sustancialmente puro; y
 - uno o más componentes de flujo configurados para el paso de una o más corrientes entre la unidad de producción de energía y la unidad de producción de hidrógeno;
 - 35 donde la entrada de combustible hidrocarbonado a la cámara de combustión de oxidación parcial (201) y al reformador (202) se proporciona a través de una línea de combustible que se calienta al menos mediante el paso a través de un intercambiador de calor suplementario (237) que está configurado para recibir y enfriar la corriente calentada que comprende el dióxido de carbono expandido que sale de la turbina (103) de la unidad de producción de energía.
 - 40 2. El sistema de la reivindicación 1, donde la línea de combustible hidrocarbonado también se calienta mediante su paso a través del intercambiador de calor de corriente de desplazamiento (209, 210).
 3. El sistema de la reivindicación 1, que comprende adicionalmente una línea de agua configurada pasar agua al reformador (202); opcionalmente donde la línea de agua pasa a través del intercambiador de calor de corriente de desplazamiento (209, 210); y adicionalmente
 - 45 opcionalmente donde la línea de agua pasa a través del intercambiador de calor suplementario (237) que está configurado para recibir y enfriar la corriente calentada que comprende el dióxido de carbono expandido que sale de la turbina (103) de la unidad de producción de energía.
 4. El sistema de la reivindicación 1, donde la unidad de adsorción por oscilación de presión (215) está configurada para generar una corriente de desechos que está separada de la corriente de hidrógeno sustancialmente puro, donde

- la corriente de desechos comprende uno o más de monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrógeno, metano, argón y nitrógeno; opcionalmente donde el uno o más componentes de flujo configurados para el paso de una o más corrientes entre la unidad de producción de energía y la unidad de producción de hidrógeno incluyen una línea para el paso de al menos una parte de la corriente de desechos desde la unidad de adsorción por oscilación de presión hasta la cámara de combustión de la unidad de producción de energía.
- 5
5. El sistema de la reivindicación 1, donde la unidad de producción de energía comprende además un intercambiador de calor aditivo (134) configurado para calentar una corriente de dióxido de carbono sustancialmente puro contra una o más corrientes comprimidas procedentes de la unidad de producción de energía; opcionalmente, donde el intercambiador de calor aditivo está configurado además para calentar la corriente de dióxido de carbono sustancialmente puro contra una corriente procedente de la unidad de producción de hidrógeno.
- 10
6. Un método para la producción combinada de energía y la producción de hidrógeno, comprendiendo el método:
- llevar a cabo la producción de energía en una unidad de producción de energía que comprende: quemar un primer combustible hidrocarbonado en una primera cámara de combustión (102) con un oxidante en presencia de una corriente de CO₂ reciclado a una presión de combustión para proporcionar una corriente de producto de combustión que incluye CO₂; expandir la corriente de producto de combustión que incluye CO₂ a través de una turbina (103) para producir energía y formar una corriente de descarga de turbina que incluye CO₂;
- 15
- enfriar la corriente de descarga de la turbina, incluido el CO₂, en un intercambiador de calor recuperativo (101);
- separar el CO₂ de cualquier otro componente de la corriente de descarga de la turbina para proporcionar una corriente que comprende el CO₂ reciclado;
- 20
- comprimir la corriente que comprende el CO₂ reciclado hasta sustancialmente la presión de combustión;
- calentar la corriente de CO₂ reciclado comprimido en el intercambiador de calor recuperativo (101) utilizando el calor extraído de la corriente de escape de la turbina y calentar también al menos una parte de la corriente de CO₂ reciclado comprimido en un intercambiador de calor aditivo (134) utilizando el exceso de calor recuperado de la producción de hidrógeno para proporcionar una corriente calentada que comprende el CO₂ reciclado; y
- 25
- hacer pasar la corriente calentada que comprende el CO₂ reciclado a la primera cámara de combustión (102); y
- llevar a cabo la producción de hidrógeno en una unidad de producción de hidrógeno que comprende:
- hacer pasar una corriente de un segundo combustible hidrocarbonado a través de un reactor de oxidación parcial (201) para formar una corriente de gas de síntesis; y
- 30
- procesar el gas de síntesis para proporcionar una corriente de hidrógeno sustancialmente puro y una corriente de desechos que comprende al menos monóxido de carbono;
- donde el procesamiento del gas de síntesis incluye:
- hacer pasar el gas de síntesis a través de un reformador (202) que también está configurado para recibir una corriente del segundo gas combustible hidrocarbonado y una corriente de agua calentada;
- 35
- hacer pasar gas de síntesis reformado desde el reformador (202) a través de uno o más reactores de desplazamiento (207, 208) seguido de un intercambiador de calor de corriente de desplazamiento (209, 210) donde la corriente del combustible hidrocarbonado que se proporciona a uno o ambos de la cámara de combustión de oxidación parcial (201) y el reformador (202) se calienta utilizando calor formado en uno o más reactores de desplazamiento (207, 208) y donde la corriente de agua calentada que se proporciona al reformador (202) se calienta utilizando calor formado en uno o más reactores de desplazamiento (207, 208); y
- 40
- calentar una o más de la corriente del segundo combustible hidrocarbonado utilizado en el reactor de oxidación parcial (201), la corriente del segundo combustible hidrocarbonado utilizado en el reformador (202) y la corriente de agua calentada utilizada en el reformador en un intercambiador de calor suplementario (237) utilizando el calor transferido desde la corriente de descarga de la turbina de la unidad de producción de energía.
- 45
7. El método de la reivindicación 6, donde el calor producido en el reactor de desplazamiento está a un nivel de temperatura inferior a aproximadamente 400 °C.
8. El método de la reivindicación 6, que comprende además hacer pasar al menos el monóxido de carbono de la corriente de desechos a la primera cámara de combustión (102).
9. El método de la reivindicación 6, que comprende además hacer pasar una corriente que sale del intercambiador de calor de corriente de desplazamiento (209, 210) a través de un separador de agua (212) para eliminar agua y formar una corriente de hidrógeno crudo que incluye hidrógeno e impurezas, preferiblemente donde el método también comprende adicionalmente hacer pasar la corriente de hidrógeno crudo a través de una unidad de adsorción por
- 50

oscilación de presión (214) que produce el hidrógeno sustancialmente puro y la corriente de desechos.

10. El método de la reivindicación 6, donde la corriente de desechos se comprime a una presión adecuada para su entrada a la cámara de combustión (102) de la unidad de producción de energía y luego se hace pasar a la cámara de combustión (102) de la unidad de producción de energía.

5 11. El método de la reivindicación 6, donde al menos una parte de la corriente de descarga de la turbina que incluye CO₂ se hace pasar a través de una segunda cámara de combustión con una corriente del primer combustible hidrocarbonado y oxígeno de modo que el primer combustible hidrocarbonado se quema para proporcionar calor adicional a al menos una parte de la corriente de descarga de la turbina que incluye CO₂; opcionalmente donde al menos parte del calor adicional proporcionado a al menos una parte de la corriente de descarga de la turbina que
10 incluye CO₂ se proporciona a una o más corrientes en la unidad de producción de hidrógeno.

12. El método de la reivindicación 6, que comprende además llevar a cabo la producción de energía en una turbina de gas que está separada de la unidad de producción de energía donde al menos una parte del hidrógeno sustancialmente puro se quema en la turbina de gas para producir energía.

15 13. El método de la reivindicación 6, donde el calentamiento de al menos una parte de la corriente de CO₂ reciclado comprimido en el intercambiador de calor aditivo (134) comprende transferir calor desde una parte de la corriente de agua que se calienta utilizando calor formado en uno o más reactores de desplazamiento (207, 208).

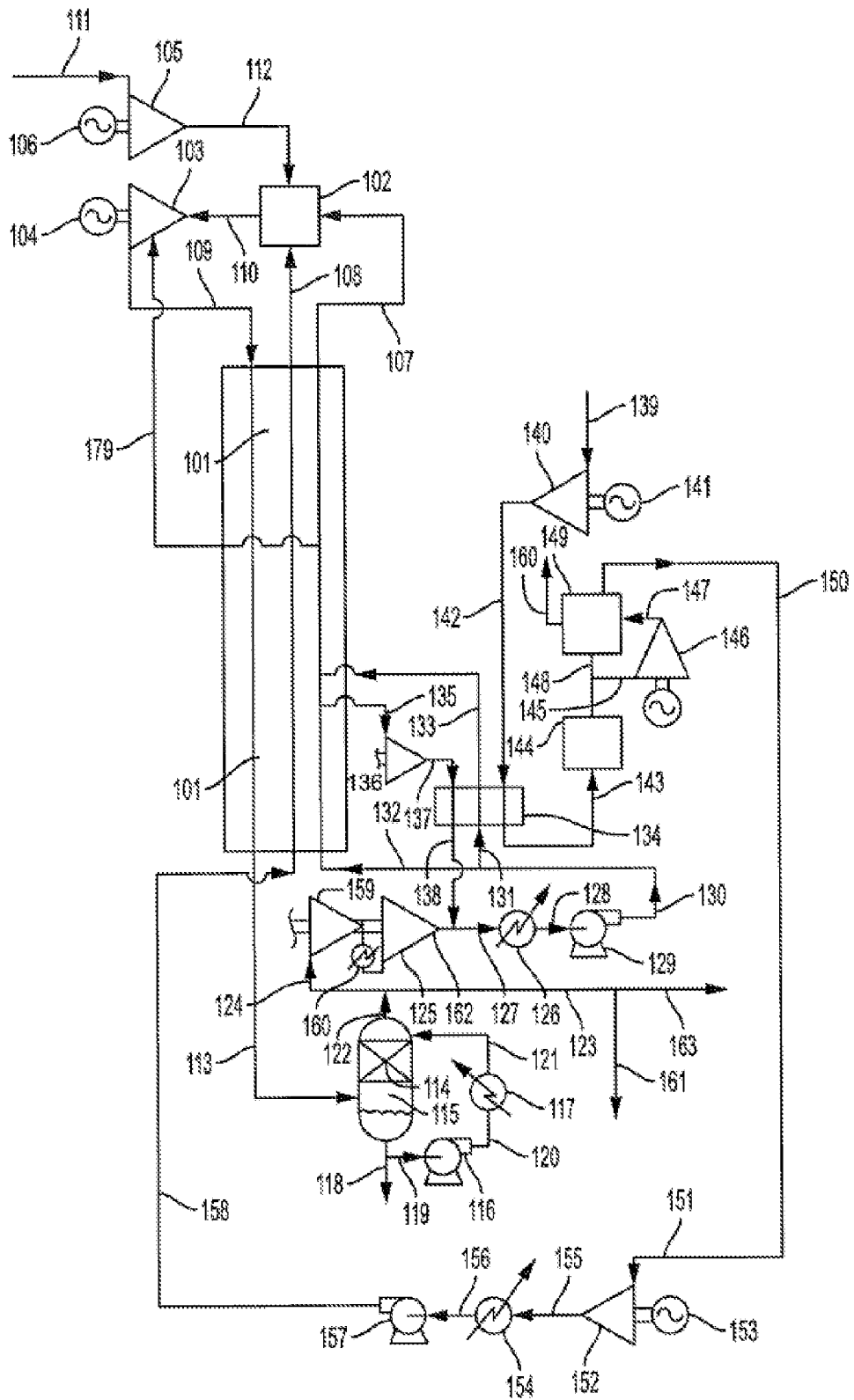


FIG. 1

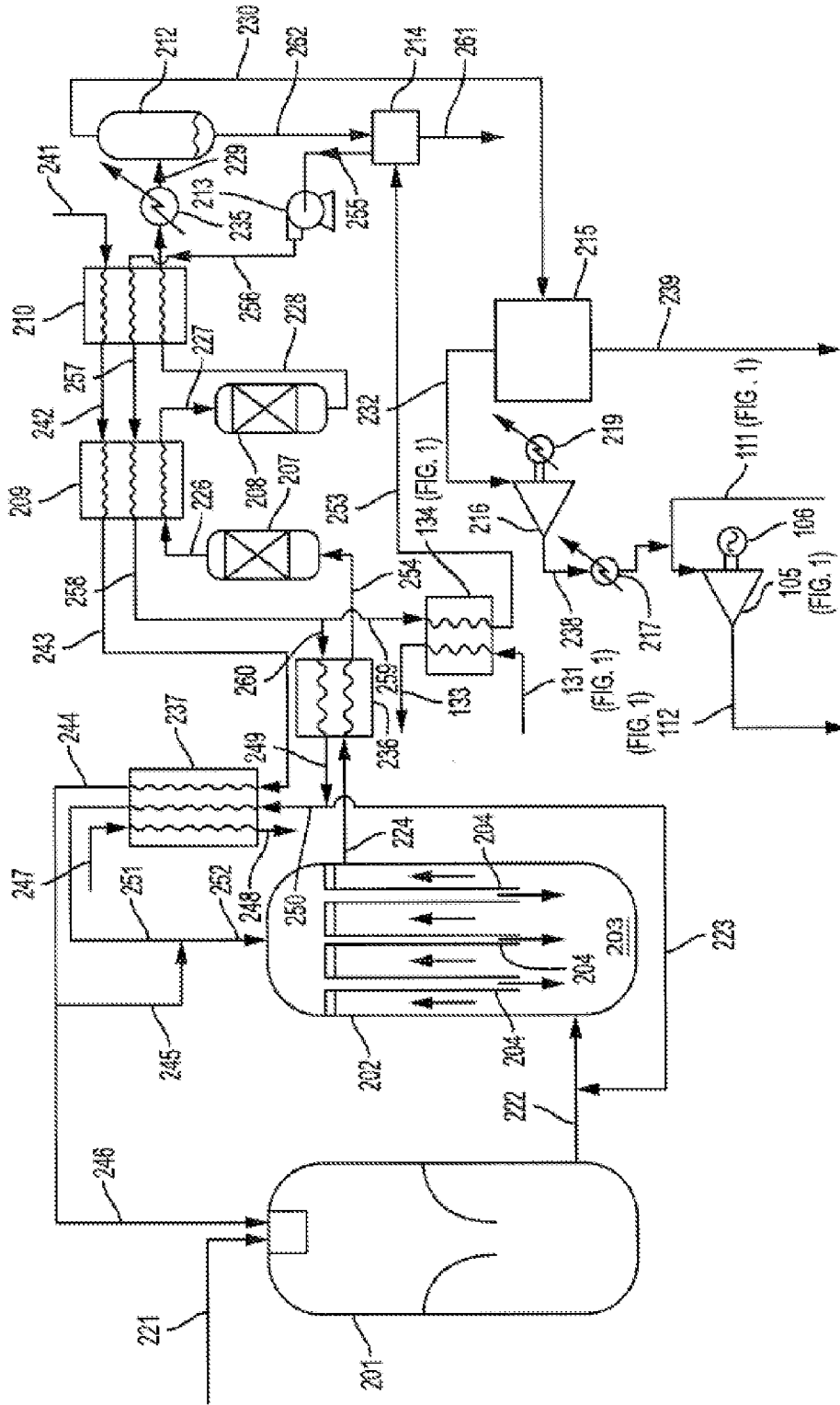


FIG. 2

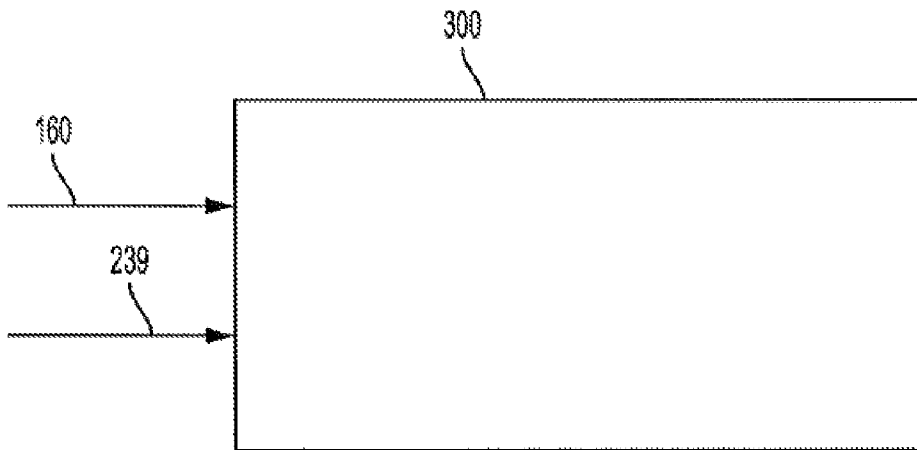


FIG. 3