

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 970 038**

51 Int. Cl.:

F01K 25/10 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **01.03.2019 PCT/IB2019/051677**

87 Fecha y número de publicación internacional: **06.09.2019 WO19167021**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **01.03.2019 E 19717603 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **15.11.2023 EP 3759322**

54 Título: **Sistemas y métodos para la producción de energía usando un fluido de trabajo de dióxido de carbono**

30 Prioridad:
02.03.2018 US 201862637542 P

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
24.05.2024

73 Titular/es:
**8 RIVERS CAPITAL, LLC (100.0%)
406 Blackwell Street
Durham, North Carolina 27701, US**

72 Inventor/es:
ALLAM, RODNEY JOHN

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

ES 2 970 038 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

Sistemas y métodos para la producción de energía usando un fluido de trabajo de dióxido de carbono

Campo de la descripción

5 La presente descripción se refiere a sistemas y métodos para la producción de energía usando un fluido de trabajo de dióxido de carbono.

Antecedentes

10 El documento US 2018/058318 A1 describe sistemas y métodos para la producción de energía que utilizan una unidad de membrana de transferencia de iones, en los que una corriente de aire y una corriente de combustible pueden pasar a través de la unidad de membrana de transferencia de iones de manera que el combustible se oxida o quema al menos parcialmente para formar una corriente de salida que comprende CO₂, y en los que la corriente de CO₂ se puede comprimir y expandir para generar energía.

15 Se ha mostrado que la utilización de CO₂ (particularmente en forma supercrítica) como fluido de trabajo en la producción de energía es un método altamente eficiente para la producción de energía. Véase, por ejemplo, la patente de EE. UU. No. 8,596,075 de Allam et al., que describe el uso de un fluido de trabajo de CO₂ calentado directamente en un sistema de generación de energía de ciclo Brayton de oxígeno-combustible recuperado con prácticamente cero emisiones de cualquier corriente a la atmósfera. Para aumentar la eficiencia del procedimiento, tales sistemas y métodos normalmente han utilizado una aportación de calor significativa por debajo de una temperatura de alrededor de 400°C. Esta aportación de calor adicional a baja temperatura se ha usado para compensar el rápido aumento de la relación de calores específicos a temperaturas absolutas más bajas para la corriente de CO₂ reciclado a alta presión y la corriente de escape de la turbina a baja presión durante la transferencia de calor en el intercambiador de calor recuperativo.

20 Por ejemplo, al considerar una presión de CO₂ reciclado de 300 bar y una presión de escape de la turbina de 30 bar, la relación de calores específicos para CO₂ en el extremo caliente del intercambiador de calor recuperador a 700°C es 1.032 mientras que la relación cerca del extremo frío a 100°C es 1.945. Este aumento significa que la corriente de escape de la turbina ya no tiene suficiente contenido de calor en el extremo de baja temperatura del intercambiador de calor recuperador para proporcionar más de alrededor de la mitad del calor requerido para elevar la temperatura de la corriente de CO₂ a alta presión reciclado total más el oxígeno necesario para la combustión del combustible gaseoso.

25 El déficit comentado anteriormente se ha compensado en el pasado usando varios medios para la adición de calor, como se señaló anteriormente. Sin embargo, los métodos conocidos para proporcionar calor adicional tienen varios inconvenientes, incluido que requieren consumo de energía significativo, el aumento de los costes debido a la necesidad de equipos adicionales y la creciente complejidad del procedimiento. Por ejemplo, los sistemas conocidos han proporcionado calentamiento adicional a un sistema de producción de energía de una planta de separación de aire, pero utilizar dicha fuente de calentamiento adicional puede requerir controles especializados, particularmente cuando la demanda de energía cambia rápidamente. En consecuencia, sigue existiendo una necesidad en la técnica de sistemas y métodos adicionales para la producción de energía con eficiencia mejorada y particularmente sistemas y métodos que proporcionen métodos para proporcionar calentamiento adicional que puede ser necesario en un ciclo de energía que utiliza un fluido de trabajo tal como dióxido de carbono.

Sumario de la descripción

30 La presente invención es un método según la reivindicación 1 y un sistema según la reivindicación 14 para la producción de energía en los que se utiliza un fluido de trabajo de dióxido de carbono (CO₂). La corriente de CO₂ utilizada como fluido de trabajo es una corriente de CO₂ reciclado que se comprime, se calienta con el calor de combustión en un reactor (por ejemplo, combustión de un combustible de hidrocarburo u otro material combustible), se expande para la producción de energía en una turbina, se enfría en un intercambiador de calor recuperativo, se purifica (por ejemplo, mediante la retirada de agua, exceso de dióxido de carbono u otros materiales), y luego se comprime y se recicla calentando en el intercambiador de calor recuperativo. En algunas realizaciones, agua líquida y CO₂ a alta presión que son el resultado de la combustión de hidrógeno y carbono que pueden estar presentes en el combustible se pueden proporcionar como productos separados del ciclo de energía. Los presentes sistemas y métodos pueden definirse particularmente en relación con la configuración del sistema de compresión de la corriente de CO₂ junto con la configuración del sistema de intercambio de calor, particularmente en el extremo de baja temperatura del intercambiador de calor recuperativo. Tales configuraciones pueden conseguir y superar de manera beneficiosa las eficiencias observadas en ciclos de energía conocidos sin necesidad de calor proporcionado externamente derivado de la compresión adiabática de corrientes de gas.

55 En una o más realizaciones, el intercambiador de calor recuperativo puede tener una primera sección de extremo caliente. Esta sección de extremo caliente se puede definir a lo largo de una longitud funcional que se enfría progresivamente y que se extiende hasta un punto en donde la temperatura de la corriente de salida de la turbina (que se está enfriando) y la corriente de CO₂ reciclado (que se está calentando) son aproximadamente equivalentes; p. ej.,

las dos corrientes tienen una diferencia de temperatura en el intervalo de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C. Este punto se puede definir como el "punto de pellizco" del intercambiador de calor recuperativo. La diferencia de temperatura en esta sección de los intercambios de calor recuperativos comienza en la diferencia de temperatura definida del extremo caliente, pero varía a lo largo de la longitud de funcionamiento de la sección del extremo caliente cuando la relación de los calores específicos de la corriente de CO₂ reciclado a alta presión y la corriente de salida de la turbina de enfriamiento aumentan a temperaturas más bajas.

La segunda sección del intercambiador de calor recuperativo se extiende desde el punto de pellizco definido anteriormente a lo largo de una longitud funcional que se enfría progresivamente y que se extiende hasta un punto donde la temperatura es equivalente al punto de rocío del agua de la corriente de escape de la turbina. Este punto se puede definir como el "punto de rocío" del intercambiador de calor recuperativo. En la práctica, los combustibles gaseosos usados en el reactor de combustión pueden contener una gran proporción de hidrógeno que, al quemarse con oxígeno, forman agua. Como tal, se puede esperar que el escape de la turbina contenga de alrededor de 4% a alrededor de 7% en moles de contenido de vapor de agua. En esta segunda sección de temperatura del intercambiador de calor recuperativo, la relación de calores específicos de la corriente de CO₂ reciclado a alta presión con relación al escape de la turbina de baja presión aumenta rápidamente. Preferiblemente en esta sección, el caudal de la corriente de CO₂ reciclado a alta presión se reduce significativamente para mantener una diferencia de temperatura positiva. Preferiblemente, el caudal de la corriente de CO₂ reciclado a alta presión en esta sección se reduce a un intervalo de alrededor de 40% a alrededor de 70% del flujo total de la corriente de CO₂ a alta presión. La diferencia máxima de temperatura entre el calentamiento, corriente de CO₂ reciclado a alta presión y el enfriamiento, corriente de escape de la turbina puede estar en el intervalo de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C en algunas realizaciones.

Una tercera sección del intercambiador de calor recuperativo se extiende desde el punto de rocío definido anteriormente a lo largo de una longitud funcional que se enfría progresivamente y que se extiende hasta el extremo frío del intercambiador de calor. El enfriamiento del contenido de vapor de agua del escape de la turbina (por ejemplo, agua derivada de la combustión del hidrógeno presente en el combustible gaseoso) para lograr la condensación del mismo libera una gran cantidad de calor que proporciona la energía necesaria para calentar la corriente de CO₂ reciclado total (así como el oxígeno requerido para la combustión) a una temperatura que se aproxima mucho a la temperatura en el punto de rocío del escape de la turbina del intercambiador de calor recuperativo (por ejemplo, dentro de una diferencia de temperatura en el intervalo de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C). En la práctica, al menos de 80% a 95% del contenido de vapor del escape de la turbina se condensará en la tercera sección del intercambiador de calor recuperativo proporcionando suficiente calor adicional para permitir que la corriente de CO₂ reciclado total y la corriente de oxígeno se calienten en la tercera sección. En la sección tres del intercambiador de calor recuperativo, debido a la creciente relación de valores de calor específico para la corriente de CO₂ a alta presión con relación a la corriente de escape de la turbina de CO₂ principalmente a baja presión, la diferencia de temperatura aumentará primero en esta sección a medida que el escape de la turbina se enfría y una gran parte del vapor de agua se condensa y luego se reducirá hasta una diferencia de temperatura de pellizco definida, en el intervalo de 2°C a 20°C, en el extremo frío del intercambiador de calor recuperativo.

Los requisitos para un diseño óptimo del intercambiador de calor recuperativo pueden definir adicionalmente los requisitos para una solución viable basada en la configuración del sistema de compresor de reciclado de CO₂ junto con el diseño de la segunda y tercera sección del intercambiador de calor recuperativo.

El flujo total de la corriente de CO₂ reciclado más la corriente de oxígeno requerida para la combustión se calienta en la tercera sección de temperatura más baja del intercambiador de calor recuperativo hasta una temperatura cercana al punto de rocío de la corriente de escape de la turbina. En algunas realizaciones, de alrededor de 30% a alrededor de 50% de la corriente de CO₂ reciclado se retira del intercambiador de calor en este punto, dejando de alrededor de 50% a alrededor de 70% de la corriente de CO₂ reciclado total más, opcionalmente, oxígeno a calentar en la segunda sección del intercambiador de calor recuperativo. Extraer una porción de la corriente de CO₂ total de calentamiento garantiza que el flujo restante de CO₂ reciclado a alta presión además del oxígeno que se calienta en la sección dos es suficiente para mantener una diferencia de temperatura positiva mínima definida en esta sección del intercambiador de calor recuperativo. En algunas realizaciones, la corriente de CO₂ extraída puede contener al menos parte de la corriente de oxígeno.

Para facilitar el funcionamiento óptimo del intercambiador de calor recuperativo, puede ser particularmente beneficioso aumentar la temperatura de la fracción de la corriente de CO₂ reciclado y la corriente de oxígeno que se retira del intercambiador de calor recuperativo entre las secciones dos y tres y devolver estas corrientes al intercambiador de calor recuperativo entre las secciones uno y dos a la temperatura correspondiente a la corriente de CO₂ reciclado más la temperatura de la corriente de oxígeno en el punto de pellizco, que define el punto de salida de la turbina de la sección uno del intercambiador de calor recuperativo. Para lograr este aumento de temperatura, puede ser útil comprimir el flujo total de la corriente de CO₂ reciclado y la corriente de oxígeno hasta la presión de entrada de la turbina y comprimir estas corrientes adiabáticamente de modo que la salida del compresor esté a la temperatura más alta requerida correspondiente a la temperatura de entrada de la corriente de CO₂ reciclado y corriente de oxígeno que entran a la sección uno del intercambiador de calor recuperativo. El flujo total de la corriente de CO₂ reciclado a alta presión y opcionalmente la corriente de oxígeno retirada del intercambiador de calor recuperativo en la unión de las secciones tercera y segunda pueden estar a una temperatura cercana y por debajo del punto de rocío del escape de la turbina. Dado que la presión de descarga y la temperatura de entrada de la etapa del compresor de circunvalación

- están definidas, esto puede definir la presión de entrada del compresor de circunvalación, que puede estar en un intervalo de alrededor de 80 bar a alrededor de 140 bar, preferiblemente de alrededor de 95 bar a alrededor de 115 bar. Esta corriente se comprime hasta la presión de entrada de la turbina en una etapa de compresor externo adiabático. El compresor de circunvalación puede ser una etapa de compresor adiabático de alta eficiencia y una sola etapa que puede incorporarse como parte del sistema de compresión de CO₂ reciclado. La temperatura de salida de esta etapa de compresión de CO₂ caliente será aproximadamente la misma que las temperaturas de la corriente de CO₂ reciclado a alta presión y al menos parte de la corriente de oxígeno que han sido calentadas en la segunda sección del intercambiador de calor recuperativo. Opcionalmente, el oxígeno necesario para la combustión del combustible se puede mezclar con la corriente de CO₂ de circunvalación antes de entrar a la sección tres en pasajes separados en el intercambiador de calor recuperativo. La corriente de circunvalación de CO₂ +O₂ comprimida pasa por la primera sección del intercambiador de calor recuperativo en pasajes separados del CO₂ reciclado a alta presión. Alternativamente, la corriente de circunvalación puede ser parte de la corriente de CO₂ reciclado sin O₂ añadido en cuyo caso la corriente de circunvalación se puede añadir a la corriente de CO₂ reciclado a alta presión a una temperatura coincidente en el punto de entrada de la primera etapa del recuperador.
- Los sistemas y métodos actualmente descritos pueden exhibir beneficiosamente una eficiencia general que es al menos tan alta como la de los sistemas de la técnica anterior que utilizan una corriente de fluido de trabajo de dióxido de carbono reciclado, incluidos sistemas que tienen calor proporcionado externamente usando transferencia de calor indirecta de aire comprimido adiabáticamente en la planta criogénica de O₂ o de una parte comprimida adiabáticamente de la corriente de CO₂ reciclado. Los sistemas y métodos presentes proporcionan ventajas que incluyen al menos la eliminación de todos los sistemas de transferencia de calor que requieren reciclado adiabático de CO₂ y compresión de aire de planta criogénica de oxígeno, e intercambiadores de calor de alta presión asociados. Esto puede conducir a significativas reducciones de costes, diseño de planta más simple y compacto y sistemas de control más simples. Además, los sistemas y métodos actuales pueden permitir que el requisito de energía de la planta criogénica de separación de aire se reduzca entre un 15% y un 20%, y el coste de capital de la planta de separación de aire con sus compresores de aire estándar será mucho menor. De manera similar el tren de compresión de CO₂ se puede simplificar. El coste total de una planta comercial que utiliza sistemas y métodos como se describe aquí puede ser significativamente menor con la eliminación de los enfriadores de gas de compresor adiabático y todas sus tuberías y otros sistemas, y el diseño de la parcela se reducirá significativamente en área y complejidad. Habrá efectos positivos en la eficiencia general del sistema energético y una reducción significativa en el coste de la electricidad producida.
- En una o más realizaciones, se describe un método de producción de energía. Tal método puede comprender al menos lo siguiente: pasar una corriente de CO₂ reciclado a alta presión a una presión de alrededor de 200 bar a alrededor de 500 bar a una cámara de combustión y mezclar dicha corriente de CO₂ a alta presión con productos de combustión derivados de la combustión de un combustible de hidrocarburo en una corriente oxidante para producir una corriente de gas mixto a una temperatura de alrededor de 700°C a alrededor de 1.600°C; expandir la corriente de gas mixto en una turbina productora de energía a una presión de alrededor de 1 bar a alrededor de 50 bar para formar una corriente de gas mixto expandida; enfriar la corriente de gas mixto expandido en un intercambiador de calor recuperador transfiriendo calor a la corriente de CO₂ reciclado que se pasa a la cámara de combustión para formar una corriente de gas mixto enfriado; separar el agua de la corriente de gas mixto enfriado y formar la corriente de CO₂ reciclado; comprimir la corriente de CO₂ reciclado en un compresor a una presión de alrededor de 65 bar a alrededor de 90 bar; enfriar la corriente de CO₂ reciclado comprimida para proporcionar una corriente de CO₂ enfriado de alta densidad cerca de la temperatura ambiente que tiene una gravedad específica superior a alrededor de 0.5; retirar una corriente de CO₂ de circunvalación y comprimir esta corriente en una etapa separada a una presión de alrededor de 80 bar a alrededor de 140 bar, y preferiblemente de alrededor de 95 bar a alrededor de 115 bar; comprimir adicionalmente la corriente de CO₂ reciclado restante a una presión de alrededor de 200 bar a alrededor de 500 bar para formar la corriente de CO₂ reciclado a alta presión; pasar la corriente de CO₂ reciclado a alta presión y la corriente de CO₂ de circunvalación al intercambiador de calor recuperador; retirar la corriente de CO₂ de circunvalación del intercambiador de calor aguas arriba de una sección circunvalada del intercambiador de calor, comprimiendo la corriente de CO₂ de circunvalación en el compresor de CO₂ de circunvalación adiabático a una presión de alrededor de 200 bar a alrededor de 500 bar, y combinando la corriente de CO₂ de circunvalación calentada de este modo con la corriente de CO₂ reciclado en el intercambiador de calor recuperador aguas abajo de la sección circunvalada del intercambiador de calor para formar la corriente de CO₂ reciclado a alta presión; y reciclar la corriente de CO₂ reciclado a alta presión hacia la cámara de combustión. En realizaciones adicionales, el método se puede definir en relación con una cualquiera o más de las siguientes declaraciones, que se pueden combinar en cualquier número y orden.
- La cantidad de CO₂ de circunvalación es suficiente para dar una diferencia de temperatura mínima positiva en la sección circunvalada del intercambiador de calor recuperador de alrededor 2°C a alrededor de 20°C.
- La temperatura de una corriente de entrada del compresor de la circunvalación y una corriente de salida del compresor de la circunvalación se selecciona para dar una diferencia de temperatura mínima positiva en la sección circunvalada del intercambiador de calor recuperador de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C.
- Una presión de entrada del compresor de la circunvalación es de alrededor de 80 bar a alrededor de 140 bar.
- El método comprende además mezclar una corriente de oxígeno procedente de una planta de separación de aire con una porción de la corriente de CO₂ reciclado a alta presión para formar la corriente de oxidante.

El método comprende además mezclar una corriente de oxígeno procedente de una planta de separación de aire con una porción de la corriente de CO₂ de circunvalación para formar una corriente de oxidante.

El método comprende además hacer pasar la corriente de oxidante a través del intercambiador de calor recuperador en pasajes separados a la corriente de CO₂ reciclado a alta presión.

- 5 La corriente de CO₂ reciclado total pasa a través de un posenfriador del compresor de reciclaje donde se enfría hasta cerca de la temperatura ambiente cuando su densidad aumenta hasta al menos 0.5 kg/litro.

La corriente de CO₂ reciclado total se divide en una pluralidad de corrientes separadas.

Una primera corriente dividida de la corriente de CO₂ reciclado se comprime en una bomba de múltiples etapas a una presión de entrada de la turbina y se calienta en el intercambiador de calor recuperador.

- 10 Una segunda corriente dividida de la corriente de CO₂ reciclado se mezcla con una corriente de oxígeno para formar una corriente de oxidante que tiene de alrededor de 20% a alrededor de 30% en moles de oxígeno y de alrededor de 80% a alrededor de 70% en moles de CO₂, opcionalmente se comprime a la presión de entrada de la turbina y luego se pasa para calentamiento a través del intercambiador de calor recuperador.

- 15 La tercera corriente dividida se comprime a una presión de alrededor de 80 bar a alrededor de 140 bar en una bomba multietapa y se calienta en la tercera etapa del intercambiador de calor recuperador y se retira en una unión entre una segunda sección y una tercera sección del intercambiador de calor recuperador a una temperatura cercana a la corriente de descarga de la turbina de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C. La tercera corriente dividida se comprime adiabáticamente hasta la presión de entrada de la turbina en un compresor adiabático con una presión de descarga igual a la presión del sistema de entrada de la turbina, y la tercera corriente dividida se reinserta en el intercambiador de calor recuperador entre una primera sección y la segunda sección en un punto donde la diferencia de temperatura entre la corriente de escape de la turbina de enfriamiento y la corriente de CO₂ reciclado de calentamiento es de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C.
- 20

- 25 La tercera corriente de CO₂ dividida se mezcla con una corriente de oxígeno para formar una corriente de oxidante que tiene de alrededor de 10% a alrededor de 20% en moles de concentración de oxígeno para formar simultáneamente la corriente de oxidante y la corriente de circunvalación.

El oxígeno se mezcla con la corriente de CO₂ reciclado para formar el flujo de oxidante total usando un solo compresor de circunvalación, y en donde se aplican una o más de las siguientes condiciones:

el flujo de descarga total de CO₂ reciclado del compresor que sale del postenfriador con una densidad de al menos 0.5 kg/litro se divide en dos partes;

- 30 la primera parte se comprime a la presión del sistema de entrada de la turbina en una bomba multietapa y se calienta en el intercambiador de calor recuperador;

la segunda parte que ha sido comprimida a la presión de entrada del compresor de circunvalación en una bomba multietapa se calienta en un intercambiador de calor contra el calor de compresión derivado del compresor de CO₂ reciclado antes de entrar en la tercera sección del intercambiador de calor recuperador;

- 35 la corriente de oxígeno se mezcla con el flujo de CO₂ de circunvalación para formar el flujo de oxidante que entra a la sección tres del intercambiador de calor recuperador;

la temperatura de la corriente de oxidante que entra en la sección tres del intercambiador de calor recuperador se ajusta para minimizar la diferencia de temperatura del extremo frío del intercambiador de calor recuperador;

la corriente de oxidante tiene entre 10% y 20% en moles de concentración de O₂;

- 40 la corriente de oxidante sale del intercambiador de calor recuperador entre las secciones 2 y 3, donde la diferencia de temperatura entre la corriente de descarga de la turbina de refrigeración y las corrientes de calentamiento es de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C;

- 45 la corriente de oxidante se comprime adiabáticamente y vuelve a entrar en el intercambiador de calor recuperador entre las secciones 2 y 3, donde la diferencia de temperatura entre la corriente de descarga de la turbina de refrigeración y las corrientes de calentamiento es de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C.

La corriente de descarga de la turbina que sale de la sección 2 del intercambiador de calor recuperador se encuentra en su punto de rocío de agua.

- 50 En una o más realizaciones, el producto CO₂ formado a partir de la combustión del carbono contenido en el combustible se produce como un producto gaseoso o supercrítico comprimido a presiones entre la descarga de la turbina que sale del enfriador de contacto directo y la alta presión del flujo de CO₂ reciclado que entra al intercambiador de calor recuperador.

La invención incluye, sin limitación, las siguientes realizaciones:

- 5 Realización 1: un método de producción de energía que comprende: quemar combustible con una corriente de oxidante en una cámara de combustión en presencia de una corriente de CO₂ reciclado a una presión de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar para formar una corriente de combustión; expandir la corriente de combustión a una presión más baja en una turbina para producir energía y formar una corriente de escape de turbina; enfriar la corriente de escape de la turbina en un intercambiador de calor que tiene una pluralidad de secciones que funcionan a diferentes intervalos de temperatura; purificar el escape de la turbina para formar una corriente de CO₂ sustancialmente puro; separar la corriente de CO₂ sustancialmente puro en una primera porción y una segunda porción; bombear la primera porción y la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro a una presión aumentada; pasar independientemente la primera porción y la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro a través del intercambiador de calor para aumentar su temperatura; pasar la primera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro a la cámara de combustión como corriente de CO₂ reciclado; y pasar la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro a la cámara de combustión; en donde la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro circunvala al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador de calor: retirando la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro aguas arriba de al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador de calor; procesando la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro en un compresor para aumentar la presión y la temperatura de la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro y de este modo formar una porción de circunvalación de la corriente de CO₂ sustancialmente puro; e introduciendo la porción de circunvalación de la corriente de CO₂ sustancialmente puro en el intercambiador de calor aguas abajo de al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador de calor.
- 10 Realización 2: El método de cualquier realización anterior, en el que la corriente de CO₂ sustancialmente puro se procesa a través de un compresor multietapa antes de separarla en la primera porción y la segunda porción.
- 15 Realización 3: El método de cualquier realización anterior, en el que el intercambiador de calor comprende al menos una primera sección, una segunda sección y una tercera sección, cada una de las cuales funciona a intervalos de temperatura sucesivamente más bajos.
- 20 Realización 4: El método de cualquier realización anterior, en el que la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro circunvala la segunda sección del intercambiador de calor y se calienta en la primera sección y en la tercera sección del intercambiador de calor.
- 25 Realización 5: El método de cualquier realización anterior, en el que la porción de circunvalación de la corriente de CO₂ sustancialmente puro entra en el intercambiador de calor combinándose con la primera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro aguas abajo de al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador de calor.
- 30 Realización 6: El método de cualquier realización anterior, en el que la primera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro se divide para formar una tercera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro, y en el que la tercera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro se combina con una corriente de oxígeno para formar la corriente de oxidante.
- 35 Realización 7: El método de cualquier realización anterior, en el que la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro se combina con una corriente de oxígeno antes de que la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro circunvale la al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador de calor tal que la porción de circunvalación de la corriente de CO₂ sustancialmente puro sale del intercambiador de calor como corriente de oxidante.
- 40 Realización 8: El método de cualquier realización anterior, en el que después de que la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro se combina con la corriente de oxígeno pero antes de la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro pase a través del intercambiador de calor, la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro que incluye la corriente de oxígeno combinada se calienta en un intercambiador de calor.
- 45 Realización 9: El método de cualquier realización anterior, en el que se cumple una o más de las siguientes condiciones: la corriente de combustión está a una temperatura de alrededor de 700°C a alrededor de 1600°C; la corriente de escape de la turbina está a una presión de alrededor de 1 bar a alrededor de 50 bar; dicha purificación comprende separar agua de la corriente de escape de la turbina; antes de dicho bombeo, la corriente de CO₂ sustancialmente puro se comprime en un compresor multietapa a una presión de alrededor de 65 bar a alrededor de 90 bar; la primera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro se bombea a una presión de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar; la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro se bombea a una presión de alrededor de 80 bar a alrededor de 140 bar; procesar la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro en el compresor comprende aumentar la presión desde alrededor de 200 bar hasta alrededor de 500 bar.
- 50 Realización 10: El método de cualquier realización anterior, en el que una cantidad de la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro que circunvala al menos una sección de la pluralidad de secciones del
- 55

intercambiador de calor es suficiente para dar una diferencia de temperatura mínima positiva en al menos una sección del intercambiador de calor de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C.

5 Realización 11: El método de cualquier realización anterior, en el que la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro que está aguas arriba de al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador de calor y la porción de circunvalación de la corriente de CO₂ sustancialmente puro introducida en el intercambiador de calor aguas abajo de al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador de calor tiene temperaturas respectivas que están configuradas para proporcionar una diferencia de temperatura mínima positiva en al menos una sección del intercambiador de calor de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C.

10 Realización 12: El método de cualquier realización anterior, en el que el compresor que procesa la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro tiene una presión de entrada de alrededor de 65 bar a alrededor de 260 bar.

Realización 13: El método de cualquier realización anterior, que comprende además mezclar una corriente de oxígeno procedente de una planta de separación de aire con una de la primera porción y la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro para formar la corriente de oxidante.

15 Realización 14: Un sistema de producción de energía que comprende: una cámara de combustión configurada para recibir una pluralidad de corrientes y que tiene una salida; una turbina que tiene una entrada en conexión de fluido con la salida de la cámara de combustión y que tiene una salida; un generador configurado para producir energía eléctrica y en una conexión de generación de energía con la turbina; un intercambiador de calor que comprende una primera sección, una segunda sección y una última sección, teniendo cada sección una pluralidad de entradas y salidas, estando configurada cada sección para funcionar a diferentes intervalos de temperatura, en el que la primera sección tiene una entrada y una salida en conexión de fluido con la turbina; un separador en conexión de fluido con una salida de la última sección del intercambiador de calor y que tiene una salida para la salida de una corriente de CO₂ sustancialmente puro; un divisor configurado para dividir la corriente de CO₂ sustancialmente puro en una primera porción y una segunda porción; una primera bomba configurada para recibir la primera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro y aumentar su presión, teniendo la primera bomba una salida en conexión de fluido con una primera entrada de la última sección del intercambiador de calor; una segunda bomba configurada para recibir la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro y aumentar su presión, teniendo la segunda bomba una salida en conexión de fluido con una segunda entrada de la última sección del intercambiador de calor; un compresor de circunvalación que tiene una entrada en conexión de fluido con una salida de la última sección del intercambiador de calor, estando configurada la entrada para recibir la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro y que tiene una salida en conexión de fluido con una entrada en la primera sección del intercambiador de calor, de modo que la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro está configurada para circunvalar la segunda sección del intercambiador de calor.

Breve descripción de las figuras

35 La FIG 1 es un diagrama de flujo de un ciclo de energía que requiere la adición de calor desde una fuente de calor externa;

La FIG 2 es un diagrama de flujo de un ciclo de energía según realizaciones de la presente descripción en la que una porción de una corriente de CO₂ reciclado evita al menos una etapa de calentamiento recuperativo con una circunvalación de compresión; y

40 La FIG 3 es un diagrama de flujo de un ciclo de energía según realizaciones adicionales de la presente descripción en la que una porción de una corriente de CO₂ reciclado evita al menos una etapa de calentamiento recuperativo con una circunvalación de compresión.

Descripción detallada

45 El presente tema se describirá ahora más completamente a continuación con referencia a realizaciones ejemplares del mismo. Estas realizaciones ejemplares se describen de manera que esta descripción sea minuciosa y completa, y transmita completamente el alcance del tema a los expertos en la técnica. Como se usa en la memoria descriptiva y en las reivindicaciones adjuntas, las formas singulares "un", "una", "el", incluyen referentes en plural a menos que el contexto dicte claramente lo contrario.

50 La presente descripción se refiere a sistemas y métodos para la producción de energía utilizando una corriente de CO₂ reciclado como fluido de trabajo. Los ejemplos no limitantes de elementos que pueden incluirse en una planta de producción de energía (y método de operación de la misma) según la presente descripción se describen en la patente de EE. UU. No. 8,596,075, patente de EE. UU. No. 8,776,532, patente de EE. UU. No. 8,869,889, patente de EE. UU. No. 8,959,887, patente de EE. UU. No. 8,986,002, patente de EE. UU. No. 9,062,608, patente de EE. UU. No. 9,068,743, patente de EE. UU. No. 9,410,481, patente de EE. UU. No. 9,416,728, publicación de patente de EE. UU. No. 2010/0300063, publicación de patente de EE. UU. No. 2012/0067054, publicación de patente de EE. UU. No. 2012/0237881, y publicación de patente de EE. UU. No. 2013/0213049.

En la FIG. 1 se ilustra un ciclo de producción de energía de alta eficiencia conocido. Como se ve allí, una corriente 7 de CO₂ a 304 bar se calienta a 700°C en un intercambiador 1 de calor multicorriente. La corriente 7 de CO₂ entra en una cámara 2 de combustión donde se mezcla con los productos de combustión que surgen de la combustión de una corriente 12 de metano comprimida a una presión de alrededor de 304 bar y una temperatura de alrededor de 251°C en un compresor 5 impulsado por un motor eléctrico 6 que arde en una corriente 8 de oxidante, que tiene una composición de aproximadamente 25% de oxígeno y 75% en moles de CO₂ y una presión de alrededor de 304 bar. La corriente 10 mixta resultante entra en la turbina 3 que impulsa un generador 4 eléctrico a alrededor de 1150°C y alrededor de 300 bar y se expande a alrededor de 30 bar y alrededor de 720°C saliendo como corriente 9. La corriente de 30 bar se enfría en el intercambiador 1 de calor transfiriendo calor a la corriente de CO₂ reciclado a alta presión y sale a una temperatura de alrededor de 65°C como corriente 13. Se enfría adicionalmente en un enfriador 15 de agua de contacto directo, que tiene una sección 14 empaquetada y una sección de agua en circulación que comprende una bomba 16 y un intercambiador 17 de calor indirecto enfriado por agua, que dirige los flujos 19, 20 y 21 de agua a la parte superior de la sección de empaque. El exceso de agua 18 líquida producida en la corriente de la cámara de combustión de CH₄ se retira de la base de la torre 15 empaquetada. La corriente 22 de CO₂ enfriado se divide y una porción 24 principal entra en un compresor de CO₂ de dos etapas con enfriado intermedio que incluye un compresor 59 de primera etapa, un compresor 25 de segunda etapa y un enfriador 60 intermedio donde se comprime a alrededor de 67.5 bar. La turbina requiere un enfriamiento y una corriente 89 de CO₂ a alta presión gas de sellado que se extrae de la corriente de CO₂ a alta presión reciclado de calentamiento en un punto apropiado en el intercambiador 1 de calor.

El ciclo de energía ilustrado requiere que se proporcione una cantidad significativa de calor generado externamente a la corriente de CO₂ a alta presión a un nivel de temperatura inferior a 400°C. Este calor se deriva de dos fuentes que proporcionan calor de compresión. La primera es la corriente 42 de aire comprimido adiabáticamente a 5.7 bar y 226°C procedente del compresor 40 de aire de alimentación principal de la planta criogénica de separación de aire que recibe la corriente 39 de aire y es accionado por el motor 41 eléctrico. La segunda es una porción 35 del CO₂ tomado del intercambiador 1 de calor a una temperatura de 135°C y comprimido adiabáticamente en el compresor 36 a 68 bar para producir la corriente 37 a 226°C. Estas dos corrientes se pasan a través del intercambiador 34 de calor donde calientan una corriente 31 de CO₂ a 304 bar de 50°C a 221°C. La corriente 38 de CO₂ enfriado y la corriente 62 de descarga del compresor de CO₂ reciclado se combinan para formar la corriente 27 de CO₂ total que se enfría en el intercambiador 26 de calor de agua de refrigeración para producir la corriente 28 de producto a 19.7°C. Esta corriente de fluido supercrítico de CO₂ a alta densidad se comprime a 305 bar en una bomba 29 multietapa. La corriente 30 de descarga a 50°C se divide en una porción 32 principal que entra en el intercambiador 1 de calor recuperativo y una corriente 31 secundaria que se calienta en el intercambiador de calor 34 a 221°C contra las corrientes 37 y 42 comprimidas adiabáticamente de enfriamiento produciendo la corriente 33 que se reincorpora al flujo principal de CO₂ a alta presión en el intercambiador 1 de calor a su temperatura correspondiente. La corriente 43 de aire enfriado a 56°C ingresa al sistema criogénico de separación de aire. Este comprende una unidad 44 de purificación y enfriamiento de aire 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 suministra una corriente de CO₂ libre de aire a 5.6 bar y 12°C. Parte de esta corriente 45 de aire se comprime a 70 bar en el compresor 46, y las corrientes 48 y 47 de aire totales entran en un sistema 49 criogénico de separación de aire de ciclo de oxígeno líquido bombeado. Los productos del separador de aire son una corriente 60 de nitrógeno residual y una corriente 50 de oxígeno producto a 30 abr, que se mezcla con una porción enfriada de la corriente 63 de CO₂ que sale del enfriador 15 de aire de contacto directo para producir la corriente 51 de oxidante. Esta se comprime en el compresor 52 de CO₂/O₂ a 304 bar accionado por el motor 53 eléctrico, y la corriente 55 de descarga a una presión de 150 bar se enfría a 20°C en el intercambiador de calor 54 enfriado por agua donde forma una corriente 56 de fluido supercrítico de alta densidad que tiene una composición de alrededor de 25% de O₂ y alrededor del 75% en moles de CO₂. Esta corriente 56 supercrítica se eleva de presión a 305 bar en una bomba 57 multietapa. La corriente 58 de oxidante resultante se calienta a 700°C en el intercambiador 1 de calor y sale como corriente 8 para entrar en la cámara 2 de combustión. La corriente 61 de producto de CO₂ neto, formada a partir de la combustión del carbono presente en la corriente 11 de alimentación de combustible gaseoso, se retira como corriente 61 de la corriente 23 de escape enfriada de la turbina.

En el ciclo anterior, una porción 31 significativa de la corriente total de CO₂ reciclado a alta presión se calienta usando una fuente de calor adicional a la corriente de escape de la turbina para lograr una baja diferencia de temperatura en el extremo caliente y el extremo frío del intercambiador 1 de calor recuperador, que es la clave para una alta eficiencia del ciclo. En este caso, la corriente 31 es el 37% de la corriente total de CO₂ reciclado a alta presión. Sin embargo, los sistemas y métodos actualmente descritos pueden reducir o eliminar de manera beneficiosa la necesidad de una fuente de calor proporcionada externamente. Más bien, según realizaciones de la presente invención, es posible proporcionar el calentamiento necesario de una parte del flujo de CO₂ reciclado a alta presión usando el aporte de calor derivado directamente de la compresión adiabática de una corriente de CO₂ reciclado a alta presión que se circunvala alrededor de parte del intercambiador 1 de calor recuperador, y especificando combinaciones óptimas de flujo y temperatura en el intercambiador de calor recuperador.

Se ilustran realizaciones de un ciclo de energía según la presente invención en relación con la FIG. 2. El ciclo ilustrado utiliza una planta criogénica de separación de aire que produce una corriente 150 de producto de oxígeno a una presión de alrededor de 304 bar (p. ej., al menos 100 bar, al menos 250 bar o al menos 300 bar, tal como de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar). El procedimiento actualmente descrito puede eliminar el requisito de un calentador de

circunvalación de CO₂ reciclado a alta presión (p. ej., elemento 34 en la FIG. 1) y una etapa de compresión de CO₂ caliente (p. ej., elemento 36 en la FIG. 1), así como las etapas de compresión adiabática. Además, el procedimiento actualmente descrito puede incluir un compresor 136 de CO₂ reciclado caliente que comprime y calienta parte de la corriente de CO₂ reciclado a alta presión que circunvala una sección media del intercambiador 100 de calor recuperador.

Haciendo referencia más particularmente a la FIG. 2, una corriente 107 de CO₂ a alrededor de 304 bar (p. ej., al menos 100 bar, al menos 250 bar, o al menos 300 bar, tal como de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar) se calienta a alrededor de 700°C (p. ej., al menos 600°C, al menos 625°C, o al menos 650°C, tal como de alrededor de 625°C a alrededor de 900°C, de alrededor de 650°C a alrededor de 850°C, o de alrededor de 675°C a alrededor de 800°C) en un intercambiador 100 de calor multicorriente que tiene una primera sección 100-1, una segunda sección 100-2 y una tercera sección 100-3 (aunque se entiende que se puede utilizar un número mayor o menor de secciones en una o más realizaciones). La corriente 107 de CO₂ entra en una cámara de combustión 102 donde se mezcla con los productos de combustión que surgen de una corriente 112 de metano comprimido a alrededor de 304 bar (p. ej., al menos 100 bar, al menos 250 bar, o al menos 300 bar, tal como de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar) y alrededor de 251°C (p. ej., al menos 200°C, al menos 215°C, o al menos 225°C, tal como de alrededor de 215°C a alrededor de 375°C, de alrededor de 225°C a alrededor de 325°C, o de alrededor de 235°C a alrededor de 300°C) en el compresor 105 impulsado por un motor 106 eléctrico que quema en una corriente 108 de oxidante a una presión de alrededor de 304 bar (p. ej., al menos 100 bar, al menos 250 bar o al menos 300 bar, tal como de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar). La corriente 108 de oxidante comprende al menos oxígeno y preferiblemente puede comprender oxígeno diluido con CO₂, tal como tener una composición en moles de alrededor de 10% de oxígeno y alrededor de 90% de CO₂ a alrededor de 40% de oxígeno y alrededor de 60% de CO₂, preferiblemente con una composición ejemplar de alrededor de 25% de oxígeno y alrededor de 75% en moles de CO₂. La corriente 110 mixta resultante entra en la turbina 103 (que impulsa un generador 104) a alrededor de 1150°C (p. ej., hasta alrededor de 1600°C, hasta alrededor de 1500°C, o hasta alrededor de 1400°C, tal como de alrededor de 800°C a alrededor de 1600°C, de alrededor de 900°C a alrededor de 1500°C, o de alrededor de 1000°C a alrededor de 1400°C) y alrededor de 300 bar (p. ej., al menos 100 bar, al menos 250 bar, o al menos 300 bar, tal como de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar) y se expande a alrededor de 30 bar (p. ej., menos de 65 bar, menos de 60 bar, o menos de 50 bar, tal como de alrededor de 1 bar a alrededor de 60 bar, de alrededor de 15 bar a alrededor de 50 bar, o de alrededor de 20 bar a alrededor de 40 bar) y alrededor de 720°C (p. ej., menos de 850°C, menos de 800°C, o menos de 775°C, tal como de alrededor de 400°C a alrededor de 1000°C, de alrededor de 500°C a alrededor de 900°C, o de alrededor de 600°C a alrededor de 800°C) saliendo como corriente 109. En realizaciones adicionales, la temperatura de entrada para la turbina 103 puede ser hasta la temperatura operativa máxima permitida para una turbina. En una o más realizaciones, la presión de salida de la turbina se puede definir dada una eficiencia politrópica de la turbina conocida. La turbina puede utilizar una corriente 189 de enfriamiento de CO₂ a alta presión que se extrae de la corriente de CO₂ a alta presión reciclado de calentamiento en un punto apropiado en el intercambiador 100 de calor.

La corriente 109 se enfría en el intercambiador 100 de calor transfiriendo calor a la corriente de CO₂ a alta presión reciclado y sale como corriente 113 a una temperatura de alrededor de 56°C (p. ej., de menos de 90°C, menos de 80°C, o menos de 70°C, tal como de alrededor de 30°C a alrededor de 85°C, de alrededor de 35°C a alrededor de 80°C, o de alrededor de 40°C a alrededor de 70°C). La corriente 113 se enfría más en un enfriador 115 de agua de contacto directo que tiene una sección 114 empaquetada y una sección de agua en circulación que comprende una bomba 116 y un intercambiador 117 de calor indirecto enfriado por agua que dirige los flujos 119, 120 y 121 de agua a la parte superior de la sección de empaque. La corriente 118 de agua líquida producida en exceso en la cámara de combustión de CH₄ se retira de la base de la torre 115 empaquetada. La corriente 122 de CO₂ enfriada entra en un compresor de CO₂ con enfriador intermedio de dos etapas que incluye una primera etapa 159 de compresor, una segunda etapa 125 de compresor y un enfriador 163 intermedio donde se comprime a alrededor de 65 bar (p. ej., al menos 40 bar, al menos 45 bar o al menos 50 bar, tal como de alrededor de 45 bar a alrededor de 95 bar, de alrededor de 50 bar a alrededor de 80 bar, o de alrededor de 55 bar a alrededor de 70 bar). La corriente 162 de salida total se enfría a alrededor de 20°C (p. ej., de alrededor de 10°C a alrededor de 30°C, de alrededor de 12°C a alrededor de 28°C, o de alrededor de 15°C a alrededor de 25°C) en el intercambiador 126 de calor enfriado por agua. La densidad de la corriente 128 de salida del enfriador aumenta de este modo hasta alrededor de 0.8 kg/litro (p. ej., de alrededor de 0.5 kg/litro a alrededor de 1.5 kg/litro o de alrededor de 0.6 kg/litro a alrededor de 1.2 kg/litro). La corriente 128 de salida de CO₂ se divide en dos corrientes. Un flujo 138a de CO₂ de circunvalación se retira en este punto y entra en la bomba 127 multietapa donde su presión se incrementa hasta alrededor de 110 bar (p. ej., de alrededor de 60 bar a alrededor de 200 bar, de alrededor de 70 bar a alrededor de 190 bar, o de alrededor de 80 bar a alrededor de 180 bar) y sale como corriente 138b de circunvalación. El flujo 160 restante entra en una bomba 129 multietapa donde su presión se incrementa hasta alrededor de 304 bar (p. ej., al menos 100 bar, al menos 250 bar o al menos 300 bar, tal como de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar). El flujo 161 de descarga se divide en el flujo 130 principal de reciclado de CO₂ a alta presión que entra en el intercambiador 100 de calor recuperador para calentarse hasta alrededor de 700°C (p. ej., de alrededor de 400°C a alrededor de 1000°C, de alrededor de 500°C a alrededor de 900°C, o de alrededor de 600°C

a alrededor de 800°C), que sale como corriente 107 para entrar en la cámara de combustión 102. El flujo 132 menor se mezcla con la corriente 150 de oxígeno para formar la corriente 158 de oxidante. La corriente de producto de CO₂ del carbono presente en la corriente 111 de combustible de hidrocarburo se retira a presión a medida que la corriente 170 se toma de la corriente 138b de circunvalación que sale de la bomba 127 de circunvalación.

5 El oxígeno requerido para el procedimiento se genera con una pureza de alrededor de 99.5% en moles o más en una planta criogénica de separación de aire. Una corriente 139 de aire de alimentación entra en un compresor 140 de aire multietapa con enfriamiento intermedio impulsado por un motor 141 eléctrico. La corriente 142 de descarga a una presión típica de 5.7 bar (p. ej., al menos 2 bar, al menos 3 bar o al menos 4 bar, tal como de alrededor de 2 bar a
10 alrededor de 15 bar, de alrededor de 3 bar a alrededor de 12 bar, o de alrededor de 4 bar a alrededor de 10 bar) entra en una unidad 144 de enfriamiento y purificación de aire que incluye un enfriador de aire de contacto directo, un enfriador de agua y una unidad de adsorción regenerada térmicamente de doble lecho conmutado que proporciona una corriente seca de aire sustancialmente libre de CO₂ a alrededor de 5.5 bar (p. ej., de alrededor de 2 bar a alrededor de 15 bar, de alrededor de 3 bar a alrededor de 12 bar, o de alrededor de 4 bar a alrededor de 10 bar) y 12°C (p. ej., de alrededor de 1°C a alrededor de 20°C, de alrededor de 2°C a alrededor de 18°C, o de alrededor de 5°C a alrededor de 15°C). Parte de esta corriente 145 de aire se comprime a 100 bar (p. ej., de alrededor de 30 bar a alrededor de 200
15 bar, de alrededor de 50 bar a alrededor de 180 bar, o de alrededor de 70 bar a alrededor de 150 bar) en el compresor 146 accionado por un motor 131 eléctrico u otro dispositivo, y las corrientes 148 y 147 de aire total entran en un sistema 149 criogénico de separación de aire reciclado de oxígeno líquido bombeado. Los productos del separador de aire son una corriente 160 de nitrógeno residual (que puede descargarse a la atmósfera) y una corriente 150 de oxígeno producto a alrededor de 304 bar (p. ej., al menos 100 bar, al menos 250 bar o al menos 300 bar, tal como de
20 alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar). Esta corriente se mezcla con una porción 132 de la corriente de CO₂ a alta presión que sale de la bomba 129 de CO₂ supercrítico para formar la corriente 158 de oxidante. La corriente 158 de oxidante comprende preferiblemente oxígeno diluido con CO₂, que tiene una composición en moles de alrededor de 10% de oxígeno y alrededor de 90% de CO₂ a alrededor de 40% de oxígeno y alrededor de 60% de CO₂, preferiblemente con una composición ejemplar de alrededor de 25% O₂ más alrededor del 75% en moles de CO₂. La corriente de oxidante se calienta a alrededor de 700°C (p. ej., de alrededor de 400°C a alrededor de 1000°C, de alrededor de 500°C a
25 alrededor de 900°C, o de alrededor de 600°C a alrededor de 800°C) en el intercambiador 100 de calor recuperador saliendo como corriente 108 que entra en la cámara de combustión 102. Obsérvese que la cámara de combustión normalmente se incorporará dentro de la turbina 103.

La corriente de escape de la turbina contiene vapor de agua, procedente en este caso de la combustión de la fracción de hidrógeno del combustible de metano puro. Esto da como resultado un contenido de H₂O de alrededor de 6.0% en moles en la corriente de escape de la turbina (p. ej., de alrededor de 2.0% a alrededor de 10.0%, de alrededor de 3.0%
35 a alrededor de 9.0% o de alrededor de 4.0% a alrededor de 8.0% en moles). El punto de rocío de esta corriente es de alrededor de 111°C.

Para mayor claridad al definir el diseño óptimo del intercambiador 100 de calor recuperador, es conveniente dividirlo en tres secciones. La primera y más caliente sección 100-1 enfría el escape 109 de la turbina desde una temperatura de entrada de 720°C a una temperatura de alrededor de 212°C (p. ej., de alrededor de 150°C a alrededor de 300°C, de alrededor de 170°C a alrededor de 275°C, o de alrededor de 190°C a alrededor de 250°C) momento en el que el calor específico de la corriente de CO₂ reciclado a alta presión a alrededor de 303 bar ha aumentado con respecto a
40 la corriente de escape de la turbina de 30 bar de modo que la diferencia de temperatura se ha reducido a alrededor de 6°C (p. ej., de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C, de alrededor de 3°C a alrededor de 15°C, o de alrededor de 4°C a alrededor de 12°C). La sección 100-2 intermedia debe mantener una diferencia de temperatura mínima positiva reduciendo significativamente el flujo de CO₂ reciclado a alta presión que se calienta en esta sección. Esto se logra circunvalando una cantidad definida (p. ej., de alrededor de 20% a alrededor de 50%, de alrededor de 25% a alrededor de 45%, o de alrededor de 30% a alrededor de 40%, tal como alrededor de 36.5%) de la corriente 135 de CO₂ reciclado a alta presión alrededor de la sección 100-2 y calentando la corriente de circunvalación desde una temperatura de
45 alrededor de 110°C hasta una temperatura de alrededor de 206°C (p. ej., de alrededor de 150°C a alrededor de 250°C, de alrededor de 160°C a alrededor de 240°C, o de alrededor de 180°C a alrededor de 220°C) antes de volver a entrar en el intercambiador de calor recuperador como una corriente 137 de entrada en el extremo más frío de la sección 100-1 donde la corriente 137 se reincorpora al flujo principal de CO₂ reciclado a alta presión a una temperatura correspondiente. La corriente 138b de circunvalación se calienta a alrededor de 110°C (p. ej., de alrededor de 80°C a
50 alrededor de 140°C, de alrededor de 90°C a alrededor de 130°C, o de alrededor de 100°C a alrededor de 120°C) en la sección 100-3 de recuperación saliendo como corriente 135. Se comprime desde 110 bar hasta 304 bar (p. ej., al menos 100 bar, al menos 250 bar, o al menos 300 bar, tal como de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de
55 alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar) en la etapa 136 de compresión adiabática saliendo como corriente 137, que entra en el intercambiador de calor recuperador entre las secciones 100-1 y 100-2 donde se reincorpora a la corriente principal de CO₂ reciclado a alta presión. El uso de una etapa de compresión del CO₂ reciclado de circunvalación tiene la doble función de elevar la presión de la porción de circunvalación de la corriente de CO₂ reciclado más elevar su temperatura al mismo valor que el CO₂ reciclado que sale del extremo caliente de la sección 100-2 del intercambiador de calor recuperador. La etapa 136 de compresión
60 adiabática puede incorporarse a un turbocompresor multietapa con engranajes integrales que incluye las etapas 159

y 125 del compresor de CO₂ reciclado, que puede acoplarse directamente a la turbina o accionarse por separado mediante un motor eléctrico.

Otras variaciones del procedimiento son posibles dentro del contexto del uso de compresión de circunvalación para lograr el rendimiento óptimo necesario del ciclo de energía sin la necesidad de calentamiento a baja temperatura suministrado externamente de la corriente de CO₂ reciclado a alta presión. En la FIG. 3 se ilustran realizaciones adicionales de la presente configuración del procedimiento. En realizaciones según la FIG. 3, una planta criogénica de separación de aire produce una corriente 350 de producto de oxígeno a una presión que es sustancialmente similar a la presión de descarga de una bomba 367 compresora de circunvalación. La corriente 350 de producto de oxígeno tiene una pureza de oxígeno superior al 99% y preferiblemente superior al 99.5% (en moles). El procedimiento ilustrado prevé preferiblemente la eliminación de las entradas de calor externas proporcionadas por el intercambio de calor indirecto al CO₂ reciclado a alta presión proporcionado por las etapas de compresión adiabática enfriadas de los compresores de aire usados por la unidad criogénica de separación de aire y el compresor de CO₂ caliente. El calentador de CO₂ reciclado a alta presión de circunvalación también se puede eliminar. El aporte de calor necesario para la corriente de CO₂ reciclado a alta presión para maximizar la eficiencia general de la planta de energía se puede proporcionar mediante la compresión adiabática de una corriente de oxidante en una etapa de compresor 336 adiabático que circunvala la sección 300-2 del intercambiador 300 de calor recuperativo. Esta etapa 336 de compresor de circunvalación adiabático comprime y calienta parte de la corriente de CO₂ a alta presión que circunvala la sección media o segunda sección 300-2 del intercambiador 300 de calor recuperador. Esta corriente también incluye toda la corriente de oxígeno puro requerida para la combustión del combustible en la cámara de combustión con oxígeno. La variación en la diferencia de temperatura del extremo caliente del recuperador y los medios de enfriamiento ambiental, tales como la temperatura del agua de enfriamiento disponible, variarán las temperaturas requeridas de entrada y salida del compresor de reciclado y las bombas de CO₂. Las condiciones óptimas de funcionamiento en el intercambiador de calor recuperador están determinadas por la temperatura y presión de entrada de la turbina, la presión de salida de la turbina y las diferencias de temperatura especificadas en el intercambiador de calor recuperativo. Dado que la presión de descarga del compresor de circunvalación generalmente está fijada por la presión de entrada requerida de la turbina, la variable se convierte en la presión de entrada del compresor de circunvalación que está controlada por el punto de rocío del flujo de descarga de la turbina y, por lo tanto, por la composición del combustible gaseoso usado en la corriente 311 y que define la temperatura de entrada y la elevación de temperatura en la etapa de compresión de circunvalación. La fijación de la presión y temperatura de descarga del compresor de circunvalación y la temperatura de entrada define la presión de entrada requerida del compresor de circunvalación. El combustible gaseoso derivado del carbón de un procedimiento de gasificación contendrá una alta concentración de hidrógeno que aumentará el punto de rocío del escape de la turbina y elevará la presión de entrada del compresor de circunvalación.

La temperatura de entrada del compresor de circunvalación se puede definir mediante el punto de rocío de la corriente de escape de la turbina y la especificación de la diferencia de temperatura entre la corriente de escape de la turbina de enfriamiento y la temperatura de las corrientes de calentamiento a alta presión en la interfase entre las secciones 300-2 y 300-3 del intercambiador de calor recuperador. La corriente de escape de la turbina de refrigeración que sale de la sección 300-2 y entra en la sección 300-3 del intercambiador de calor recuperador estará en general en su punto de rocío, y esto define la temperatura de la interfase entre las secciones 300-2 y 300-3 del intercambiador de calor recuperador. El CO₂ para la corriente 338 del compresor de circunvalación se toma de la corriente de CO₂ supercrítico de alta densidad que sale del posenfriador 326 del compresor de CO₂ reciclado. Esto permite que la corriente de CO₂ de circunvalación a alta densidad se comprima a la presión de entrada requerida para el compresor de circunvalación usando una bomba multietapa con bajo requerimiento de energía. La operación del ciclo de energía con la mayor eficiencia posible requiere una baja diferencia de temperatura en la corriente 313 de escape fría de la turbina que sale de la sección 300-3 del intercambiador de calor recuperador y las temperaturas de la corriente 330 de CO₂ reciclado a alta presión y la corriente 371 de oxidante de circunvalación que entran en la sección 300-3 del intercambiador de calor recuperativo. Esto se puede lograr ajustando la temperatura de la corriente de CO₂ de circunvalación que entra en la sección 300-3. Para lograr esto, puede ser beneficioso incluir un calentador 364 para la corriente de CO₂ de circunvalación entre el flujo 363 de circunvalación de oxidante mixto y la entrada a la sección 300-3 de la corriente 371 del intercambiador de calor recuperador. Este calentador puede utilizar el calor de compresión del tren del compresor de reciclado (elementos 359, 360 y 325 en la FIG. 3). Cabe señalar que la mezcla de la corriente 350 de oxígeno requerida en la corriente 371 de CO₂ de circunvalación calentada hará que la temperatura baje ya que la presión parcial de oxígeno en la mezcla será mucho menor que la presión de la corriente 350 antes de mezclar. Este enfriamiento se puede utilizar mejor para reducir el consumo de energía mezclando la corriente 350 de oxígeno con la corriente 361 que sale de la bomba 367 y luego usar esta corriente 363 para preenfriar la corriente 366 de entrada a la bomba 329. Alternativamente, parte del agua de enfriamiento se puede enfriar adicionalmente y usar en el intercambiador de calor de circulación del enfriador de agua de contacto directo para reducir aún más la temperatura de la corriente 322 del compresor de reciclado. Toda la corriente de oxígeno requerida para la combustión del combustible gaseoso producida en la planta criogénica de separación de aire a la presión de entrada del compresor de circunvalación se mezcla con el flujo de CO₂ del compresor de circunvalación antes o después del calentador de CO₂ de circunvalación. Esto da como resultado que la corriente de descarga del compresor de circunvalación se convierta en la corriente de oxidante para la combustión de combustible con un paso separado en la sección 300-1 del intercambiador 300 de calor recuperador. El oxígeno generalmente tiene una concentración en moles entre 10% y 20% en la corriente de oxidante. Un diagrama de flujo detallado para el procedimiento se muestra en la FIG. 3.

Una corriente 307 de CO₂ a alrededor de 304 bar (p. ej., al menos 100 bar, al menos 250 bar, o al menos 300 bar, tal como de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar) se calienta a alrededor de 695°C (p. ej., al menos 600°C, al menos 625°C, o al menos 650°C, tal como de alrededor de 625°C a alrededor de 900°C, de alrededor de 650°C a alrededor de 850°C, o alrededor de 675°C a alrededor de 800°C) en el intercambiador 300 de calor multicorriente. La corriente 307 de CO₂ entra en una cámara 302 de combustión donde se mezcla con los productos de combustión derivados de una corriente 312 de metano comprimida a alrededor de 304 bar (p. ej., al menos 100 bar, al menos 250 bar, o al menos 300 bar, tal como de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar) y alrededor de 251°C (p. ej., al menos 200°C, al menos 215°C, o al menos 225°C, tal como de alrededor de 215°C a alrededor de 375°C, de alrededor de 225°C a alrededor de 325°C, o de alrededor de 235°C a alrededor de 300°C) en el compresor 305 impulsado por el motor 306 eléctrico quemándose en una corriente 308 de oxidante que tiene una composición de alrededor de 14% en moles de oxígeno y una presión de alrededor de 303 bar (p. ej., al menos 100 bar, al menos 250 bar, o al menos 300 bar, tal como de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar). La corriente 308 de oxidante, por ejemplo, puede comprender oxígeno diluido con CO₂, que tiene una composición en moles de alrededor de 10% de oxígeno y alrededor de 90% de CO₂ a alrededor de 40% de oxígeno y alrededor de 60% de CO₂, preferiblemente con una composición ejemplar de alrededor de 25% de oxígeno y alrededor de 75% en moles de CO₂.

La corriente 310 mixta resultante entra en la turbina 303, que acciona un generador 304 eléctrico, estando la corriente mezclada a alrededor de 1212°C (p. ej., hasta alrededor de 1600°C, hasta alrededor de 1500°C, o hasta alrededor de 1400°C, tal como de alrededor de 800°C a alrededor de 1600°C, de alrededor de 900°C a alrededor de 1500°C, o de alrededor de 1000°C a alrededor de 1400°C) y alrededor de 300 bar (p. ej., al menos 100 bar, al menos 250 bar, o al menos 300 bar, tal como de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar), y se expande a alrededor de 20 bar (p. ej., menos de 65 bar, menos de 60 bar, o menos de 50 bar, tal como de alrededor de 1 bar a alrededor de 60 bar, de alrededor de 10 bar a alrededor de 50 bar, o de alrededor de 15 bar a alrededor de 40 bar) y alrededor de 720°C (p. ej., menos de 850°C, menos de 800°C, o menos de 775°C, tal como de alrededor de 400°C a alrededor de 1000°C, de alrededor de 500°C a alrededor de 900°C, o de alrededor de 600°C a alrededor de 800°C) que sale como corriente 309. En realizaciones adicionales, la temperatura de entrada para la turbina 303 puede ser hasta la temperatura operativa máxima permitida para una turbina. En una o más realizaciones, la presión de salida de la turbina se puede definir dada una eficiencia politrópica de la turbina conocida. La cámara 302 de combustión puede incorporarse dentro del marco de la turbina 303 o puede ser una unidad separada. La turbina puede utilizar una corriente 389 de CO₂ de enfriamiento a alta presión que se extrae de la corriente de CO₂ a alta presión reciclado de calentamiento en un punto apropiado en el intercambiador 300 de calor.

La corriente de 20 bar se enfría en el intercambiador 300 de calor, que transfiere calor a la corriente 307 de CO₂ reciclado a alta presión y la corriente 308 de oxidante y sale a alrededor de 74°C (p. ej., menos de 100°C, menos de 90°C, o menos de 80°C, tal como de alrededor de 30°C a alrededor de 95°C, de alrededor de 35°C a alrededor de 90°C, o de alrededor de 40°C a alrededor de 85°C) en la corriente 313. Se enfría además en un enfriador 315 de agua de contacto directo que tiene una sección 314 empaquetada y una sección de agua en circulación que comprende una bomba 316 y un intercambiador 317 de calor indirecto enfriado por agua que usa agua de refrigeración disponible a 25°C. La corriente 319, 320 y 321 de agua fluye hacia la parte superior de la sección de empaque. El exceso de agua líquida producida en la cámara de combustión 302, corriente 318, se elimina de la base de la torre 315 empaquetada.

La corriente 322 de CO₂ enfriado entra en compresor de CO₂ de dos etapas con enfriador intermedio que incluye un compresor 359 de primera etapa, un compresor 325 de segunda etapa y un enfriador 360 intermedio donde se comprime a alrededor de 65 bar (p. ej., al menos 40 bar, al menos 45 bar o al menos 50 bar, tal como de alrededor de 45 bar a alrededor de 95 bar, de alrededor de 50 bar a alrededor de 80 bar, o de alrededor de 55 bar a alrededor de 70 bar). La corriente 365 de CO₂ reciclado que sale de la etapa 325 final se enfría en el intercambiador 364 de calor desde una temperatura de alrededor de 71°C hasta una temperatura de alrededor de 31°C (p. ej., de alrededor de 25°C a alrededor de 50°C) para proporcionar la corriente 362, que luego pasa a través del intercambiador 326 de calor enfriado por agua que da como resultado una corriente 328 de CO₂ reciclado a una temperatura de alrededor de 17°C (p. ej., de alrededor de 10°C a alrededor de 30°C, de alrededor de 12°C a alrededor de 28°C, o de alrededor de 15°C a alrededor de 25°C). La corriente 328 de CO₂ de salida ha aumentado ahora en densidad hasta alrededor de 0.82 kg/litro (p. ej., de alrededor de 0.5 kg/litro a alrededor de 1.5 kg/litro o de alrededor de 0.6 kg/litro a alrededor de 1.2 kg/litro). La corriente 328 se divide ahora en dos corrientes. El flujo 366 principal de CO₂ reciclado se eleva de presión hasta alrededor de 304 bar (p. ej., al menos 100 bar, al menos 250 bar, o al menos 300 bar, tal como de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar) y alrededor de 52°C (p. ej., de alrededor de 35°C a alrededor de 80°C o de alrededor de 40°C a alrededor de 60°C) en la bomba 329 multietapa. La corriente 338 de CO₂ del compresor de circunvalación se eleva de presión hasta alrededor de 110 bar (p. ej., de alrededor de 60 bar a alrededor de 200 bar, de alrededor de 70 bar a alrededor de 190 bar, o de alrededor de 80 bar a alrededor de 180 bar) y alrededor de 25°C (p. ej., de alrededor de 20°C a alrededor de 30°C) en la bomba 367 multietapa. La corriente 330 principal de CO₂ reciclado entra luego en el intercambiador 300 de calor recuperador donde se calienta hasta alrededor de 700°C (p. ej., de alrededor de 400°C a

alrededor de 1000°C, de alrededor de 500°C a alrededor de 900°C, o de alrededor de 600°C a alrededor de 800°C) saliendo como corriente 307.

5 La corriente 350 de oxígeno sustancialmente puro (p. ej., alrededor de 99.5% en moles de O₂ de pureza) a alrededor de 111 bar (p. ej., de alrededor de 80 bar a alrededor de 140 bar, de alrededor de 90 bar a alrededor de 130 bar, o de alrededor de 100 bar a alrededor de 120 bar) y alrededor de 19°C (p. ej., de alrededor de 10°C a alrededor de 30°C, de alrededor de 12°C a alrededor de 28°C, o de alrededor de 15°C a alrededor de 25°C) se mezcla con la corriente 361 de circunvalación que sale de la bomba 367 para producir la corriente 363 de circunvalación de oxidante a una temperatura de alrededor de 13°C (p. ej., de alrededor de 8°C a alrededor de 20°C). La corriente de CO₂ y oxidante de circunvalación, que está a la presión requerida para la entrada al compresor de circunvalación, se calienta a una temperatura de alrededor de 66°C (p. ej., de alrededor de 40°C a alrededor de 90°C o de alrededor de 50°C a alrededor de 80°C) en el intercambiador 364 de calor saliendo como corriente 371 y entrando en la sección 300-3 del intercambiador de calor recuperativo. La corriente 370 de producto CO₂ neto se toma de la corriente 361 a alrededor de 110 bar (p. ej., de alrededor de 80 bar a alrededor de 140 bar, de alrededor de 90 bar a alrededor de 130 bar, o de alrededor de 100 bar a alrededor de 120 bar) antes del punto de mezcla con la corriente 350 de oxígeno.

15 La planta de separación de aire tiene una corriente 339 de aire de alimentación que entra a un compresor 340 de aire multietapa con enfriador intermedio impulsado por un motor 341 eléctrico. La corriente 342 de descarga normalmente a alrededor de 5.7 bar de presión (p. ej., al menos 2 bar, al menos 3 bar, o al menos 4 bar, tal como de alrededor de 2 bar a alrededor de 15 bar, de alrededor de 3 bar a alrededor de 12 bar, o de alrededor de 4 bar a alrededor de 10 bar) entra en una unidad 344 de purificación y enfriamiento de aire que incluye un enfriador de aire de contacto directo, un enfriador y una unidad de adsorción regenerada térmicamente de lecho dual conmutado que proporciona una corriente de aire seco, sustancialmente libre de CO₂ a alrededor de 5.5 bar (p. ej., de alrededor de 2 bar a alrededor de 15 bar, de alrededor de 3 bar a alrededor de 12 bar, o de alrededor de 4 bar a alrededor de 10 bar) y 12°C (p. ej., de alrededor de 1°C a alrededor de 20°C, de alrededor de 2°C a alrededor de 18°C, o de alrededor de 5°C a alrededor de 15°C). Parte de esta corriente 345 de aire se comprime a alrededor de 86 bar (p. ej., de alrededor de 30 bar a alrededor de 180 bar, de alrededor de 50 bar a alrededor de 150 bar, o de alrededor de 60 bar a alrededor de 120 bar en el compresor 346 también accionado por el motor 341 eléctrico, y las corrientes 348 y 347 de aire totales entran en un sistema 349 criogénico de separación de aire de ciclo de oxígeno líquido bombeado. Los productos del separador de aire son una corriente 369 de nitrógeno residual y una corriente 350 de oxígeno producto a 111 bar. La corriente 363 de oxidante contiene, por ejemplo, alrededor de 17.8% en moles de O₂. En algunas realizaciones, la corriente 363 de oxidante puede comprender una composición en moles de alrededor de 10% de oxígeno y alrededor de 90% de CO₂ hasta alrededor de 40% de oxígeno y alrededor de 60% de CO₂, preferiblemente con una composición ejemplar de alrededor de 15% de O₂ y alrededor del 85% de CO₂ hasta alrededor de 25% de O₂ y alrededor del 75% en moles de CO₂. La corriente de escape de la turbina contiene vapor de agua, procedente en este caso de la combustión de la fracción de hidrógeno del combustible de metano puro. Esto da como resultado un contenido de H₂O de 6.5% en moles en la corriente de escape de la turbina (p. ej., de alrededor de 2.0% a alrededor de 10.0%, de alrededor de 3.0% a alrededor de 9.0% o de alrededor de 4.0% a alrededor de 8.0% en moles). El punto de rocío de esta corriente es de alrededor de 108°C.

40 Para mayor claridad al definir el diseño óptimo del intercambiador de calor recuperador, es conveniente dividirlo en tres secciones. La primera y más caliente sección 300-1 enfría el escape de la turbina desde una temperatura de entrada de alrededor de 720°C a una temperatura de alrededor de 214°C (p. ej., de alrededor de 150°C a alrededor de 300°C, de alrededor de 170°C a alrededor de 275°C, o de alrededor de 190°C a alrededor de 250°C) momento en el que el calor específico de la corriente de CO₂ reciclado a alta presión a alrededor de 304 bar ha aumentado con respecto a la corriente de escape de la turbina a 30 bar de modo que la diferencia de temperatura se ha reducido a alrededor de 5°C (p. ej., de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C, de alrededor de 3°C a alrededor de 15°C, o de alrededor de 4°C a alrededor de 12°C). La sección 300-2 intermedia debe mantener una diferencia de temperatura mínima positiva reduciendo significativamente el flujo de CO₂ reciclado a alta presión que se calienta en esta sección. Esto se logra circunvalando la corriente 335 que comprende el oxígeno total más el flujo de CO₂ de equilibrio alrededor de la sección 300-2 del intercambiador de calor recuperativo. La sección 300-2, en una realización ejemplar, tiene un flujo del 64.9% del CO₂ total reciclado a alta presión para proporcionar la diferencia de temperatura positiva requerida. En realizaciones adicionales, la sección 300-2 puede tener un flujo de alrededor de 50% a alrededor de 80%, de alrededor de 55% a alrededor de 75%, o de alrededor de 60% a alrededor de 70% del CO₂ total reciclado a alta presión. La corriente de oxidante de circunvalación se calienta a alrededor de 103°C (p. ej., de alrededor de 80°C a alrededor de 140°C, de alrededor de 90°C a alrededor de 130°C, o de alrededor de 100°C a alrededor de 120°C) en la sección 300-3 del intercambiador de calor recuperador saliendo como corriente 335. Se comprime desde alrededor de 109.5 bar hasta alrededor de 304 bar (p. ej., al menos 100 bar, al menos 250 bar, o al menos 300 bar, tal como de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar) en la etapa 336 de compresión adiabática saliendo como corriente 337 a alrededor de 303 bar y alrededor de 209°C, que entra en el intercambiador de calor recuperador entre las secciones 300-1 y 300-2 donde se convierte en una corriente calentada por separado que sale del extremo caliente del recuperador como corriente 308 de oxidante. El uso de una etapa de compresión de reciclado de oxidante y CO₂ de circunvalación tiene la doble función de elevar la presión de la porción de circunvalación de la corriente de CO₂ y oxidante reciclado además de elevar su temperatura al mismo valor que el CO₂ reciclado que sale del extremo caliente de la sección 300-2 del intercambiador de calor recuperador.

Como puede verse en lo anterior, la presente descripción puede proporcionar sistemas y métodos mediante los cuales se puede lograr la producción de energía con eficiencia mejorada, preferiblemente sin la necesidad de utilizar calentamiento de una fuente externa. Más bien, los sistemas y métodos actuales se pueden configurar para permitir un calentamiento adicional de una corriente de CO₂ reciclado y/o una corriente de oxígeno y CO₂ combinados mediante el uso de un compresor de circunvalación.

En una o más realizaciones, un método de producción de energía que incorpora etapas de procesamiento como se ejemplificó anteriormente puede comprender quemar combustible (112, 312) de una fuente (111, 311) de combustible con una corriente (108, 308) de oxidante en una cámara (102, 302) de combustión en presencia de una corriente (107, 307) de CO₂ reciclado a una presión adecuadamente aumentada, tal como una presión de al menos 100 bar, al menos 250 bar, o al menos 300 bar, o más particularmente tal como una presión de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar, de alrededor de 150 bar a alrededor de 450 bar, o de alrededor de 200 bar a alrededor de 400 bar, para formar una corriente (110, 310) de combustión. La corriente (110, 310) de combustión puede estar a una temperatura adecuadamente alta, tal como hasta alrededor de 1600°C, hasta alrededor de 1500°C, o hasta alrededor de 1400°C, o más particularmente tal como de alrededor de 700°C a alrededor de 1600°C, de alrededor de 800°C a alrededor de 1600°C, de alrededor de 900°C a alrededor de 1500°C, o de alrededor de 1000°C a alrededor de 1400°C.

La corriente (110, 310) de combustión se puede expandir a una presión más baja en una turbina (103, 303) para producir energía usando un generador (104, 304) eléctrico y formar una corriente (109, 309) de escape de turbina. En realizaciones ejemplares, la corriente (109, 309) de escape de la turbina puede estar a una presión de menos de 65 bar, menos de 60 bar o menos de 50 bar, tal como de alrededor de 1 bar a alrededor de 60 bar, de alrededor de 1 bar a alrededor de 50 bar, de alrededor de 10 bar a alrededor de 50 bar, o de alrededor de 15 bar a alrededor de 40 bar. Asimismo, la corriente (109, 309) de escape de la turbina puede estar a una temperatura que es inferior a 850°C, inferior a 800°C o inferior a 775°C, tal como de alrededor de 400°C a alrededor de 1000°C, de alrededor de 500°C a alrededor de 900°C, o de alrededor de 600°C a alrededor de 800°C.

La corriente (109, 309) de escape de la turbina se puede enfriar en un intercambiador (100, 300) de calor recuperativo que tiene una pluralidad de secciones que funcionan a diferentes intervalos de temperatura. Como se ilustra en la FIG. 2 y FIG. 3, el intercambiador (100, 300) de calor tiene tres secciones, que pueden describirse como una primera sección (100-1, 300-1) de intercambiador de calor, una segunda sección (100-2, 300-2) de intercambiador de calor, y una tercera sección de intercambiador de calor o última sección (100-3, 300-3) de intercambiador de calor. El uso de la expresión "última sección del intercambiador de calor" indica que se pueden usar más de tres secciones del intercambiador de calor. Como se ilustra, la tercera sección (100-3, 300-3) de intercambiador de calor se opera como una última sección de intercambiador de calor cuando se incluyen una o más secciones de intercambiador de calor adicionales entre la primera sección (100-1, 300-1) de intercambiador de calor y la segunda sección (100-2, 300-2) de intercambiador de calor y/o entre la segunda sección (100-2, 300-2) de intercambiador de calor y la última sección (100-3, 300-3) de intercambiador de calor. La pluralidad de secciones de intercambiador de calor están adaptadas o configuradas para funcionar a intervalos de temperatura sustancialmente diferentes, entendiéndose que los intervalos de temperatura pueden superponerse. De esta manera, la corriente (109, 309) de escape de la turbina puede enfriarse sucesivamente durante el paso a través de la pluralidad de secciones del intercambiador de calor. Asimismo, como se describe con más detalle a continuación, se pueden recalentar sucesivamente corrientes adicionales haciéndolas pasar a través de una o más de las secciones del intercambiador (100, 300) de calor.

La corriente (113, 313) de escape enfriada de la turbina que sale de la última sección (100-3, 300-3) del intercambiador de calor se puede purificar para formar la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro. La purificación puede incluir específicamente la retirada de agua de la corriente de escape de la turbina usando, por ejemplo, un enfriador (115, 315) de agua de contacto directo y componentes asociados como ya se describió anteriormente. De esta manera, el agua formada durante la combustión del combustible (112, 312) de hidrocarburo se puede retirar junto con otros contaminantes que puedan estar presentes, y se entiende que se pueden incluir componentes de purificación adicionales según sea necesario para lograr dicha purificación.

La corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro se puede separar en una primera porción (160, 366) y una segunda porción (138a, 338). Como se describió anteriormente, antes de dicha separación en las porciones separadas, la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro se puede comprimir usando un compresor (159/125, 359/325) multietapa que se enfría en el intermedio usando un enfriador. Por ejemplo, la corriente de CO₂ sustancialmente puro se puede comprimir en el compresor multietapa a una presión de alrededor de 65 bar a alrededor de 90 bar.

La primera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro se puede bombear a una presión aumentada usando una primera bomba (129, 329), y la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro se puede bombear a una presión aumentada usando una segunda bomba (127, 367). La primera bomba y la segunda bomba pueden configurarse para funcionar a intervalos de presión sustancialmente diferentes, y dichos intervalos pueden superponerse. Por ejemplo, la primera bomba (129, 329) se puede configurar para bombear la primera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro a una presión adecuada para la entrada a la cámara de combustión (como ya se describió anteriormente). La segunda bomba (127, 367) puede configurarse para bombear la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro a una presión sustancialmente más baja de modo que la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro se puede utilizar como corriente (135/137, 335/337) de circunvalación.

Como tal, la segunda bomba (127, 367) puede configurarse para bombear la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro a una presión de alrededor de 60 bar a alrededor de 200 bar, de alrededor de 70 bar a alrededor de 190 bar, de alrededor de 80 bar a alrededor de 180 bar o de alrededor de 80 bar a alrededor de 140 bar.

5 La primera porción y la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro se pueden pasar de nuevo a través del intercambiador de calor para aumentar sus respectivas temperaturas. Como se señaló anteriormente, la primera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro puede estar a una presión adecuada para la entrada a la cámara de combustión y, como tal, la primera porción puede utilizarse como corriente de CO₂ reciclado. En particular, después del calentamiento en el intercambiador de calor, se puede considerar que la primera porción es la corriente (107, 307) de CO₂ reciclado. Por consiguiente, el método puede incluir pasar la primera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro a la cámara de combustión como corriente de CO₂ reciclado.

La segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro también se puede finalmente devolver a la cámara de combustión; sin embargo, la segunda porción se utiliza preferiblemente como corriente de circunvalación para proporcionar calentamiento adicional a una o más corrientes que se están recalentando en el intercambiador de calor recuperativo.

15 En una o más realizaciones, la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro de este modo puede circunvalar al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador de calor. Esto se puede conseguir, por ejemplo, llevando a cabo lo siguiente: retirando la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro aguas arriba de al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador de calor; procesando la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro en un compresor para aumentar la presión y la temperatura de la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro y de este modo formar una porción de circunvalación de la corriente de CO₂ sustancialmente puro; e introducir la porción de circunvalación de la corriente de CO₂ sustancialmente puro en el intercambiador de calor aguas abajo de al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador de calor. Haciendo referencia a las realizaciones ejemplares en la FIG. 1 y FIG. 3, la circunvalación puede comprender circunvalar la segunda sección (100-2, 300-2) del intercambiador de calor. Más específicamente, esto puede comprender retirar la corriente de la segunda porción en la línea 135, 335 que sale de una salida en un extremo caliente de la última sección (100-3, 300-3) del intercambiador de calor para que esté aguas arriba (con respecto a la dirección del flujo de la corriente de la segunda porción) de la segunda sección del intercambiador de calor. La segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro en la línea 135, 335 se puede procesar en un compresor (136, 336), que puede ser un compresor adiabático, para aumentar la presión y la temperatura de la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro. Esta forma de este modo la porción (137, 337) de circunvalación de la corriente de CO₂ sustancialmente puro que sale del compresor (136, 336) de circunvalación. La porción (137, 337) de circunvalación luego entra nuevamente al intercambiador de calor aguas abajo de la segunda sección (100-2, 300-2) del intercambiador de calor. Por ejemplo, la porción de circunvalación se puede introducir directamente a la primera sección (100-1, 300-1) del intercambiador de calor. Alternativamente, la porción de circunvalación se puede introducir en la corriente de recalentamiento que pasa a través del intercambiador (100, 300) de calor aguas abajo de la segunda sección del intercambiador de calor (u otra sección del intercambiador de calor que se está circunvalando). De este modo, esto proporciona calentamiento adicional a las corrientes de recalentamiento para mejorar la eficiencia del procedimiento. El compresor de circunvalación preferiblemente está configurado para comprimir la segunda porción (es decir, la porción de circunvalación) de la corriente de CO₂ sustancialmente puro a una presión adecuada para la entrada a la cámara de combustión, tal como un intervalo como ya se describió anteriormente.

En la realización ejemplar ilustrada en la FIG. 2, la porción 137 de circunvalación de la corriente de CO₂ sustancialmente puro entra en el intercambiador de calor 100 combinándose con la primera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro (que pasa como corriente 130) aguas abajo de la segunda sección 100-2 del intercambiador de calor con respecto al flujo de la primera porción a través del intercambiador de calor. La corriente 130, como se ilustra, es la primera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro que queda después de que una tercera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro se separa en la corriente 132. La tercera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro se puede combinar con una corriente de oxígeno para formar la corriente (158 y 108) de oxidante que pasa a la cámara de combustión, y esta corriente de oxidante así formada puede tener relaciones oxígeno/CO₂ como ya se describió anteriormente.

En la realización ejemplar ilustrada en la FIG. 3, la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro se puede combinar con una corriente de oxígeno antes de que la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro circunvale la al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador de calor. De esta manera, la porción de circunvalación de la corriente de CO₂ sustancialmente puro puede salir del intercambiador de calor como corriente de oxidante. Como se ilustra en la FIG. 3, la segunda porción 338 sale de la bomba 367 como corriente 361 y se mezcla con la corriente 350 de oxígeno para formar la corriente 363, que puede calentarse para formar la corriente 371, que entra en la última sección 300-3 del intercambiador de calor. Preferiblemente, después de que la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro se combina con la corriente de oxígeno pero antes de la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro pasa a través del intercambiador de calor, la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro que incluye la corriente de oxígeno combinada se calienta en el intercambiador 364 de calor.

La cantidad de la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro que circunvala la al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador de calor se puede configurar para proporcionar una diferencia de temperatura mínima deseada en la sección circunvalada del intercambiador de calor. Por ejemplo, la cantidad de la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro que circunvala la al menos una sección puede ser suficiente para dar una diferencia de temperatura mínima positiva en la sección circunvalada de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C.

En algunas realizaciones, las temperaturas de la corriente (135, 335) que entra al compresor (136, 336) de circunvalación y la corriente (137, 337) que sale del compresor de circunvalación se pueden proporcionar en intervalos definidos configurados para proporcionar una diferencia de temperatura mínima deseada en la sección circunvalada del intercambiador de calor. Por ejemplo, las temperaturas se pueden configurar para proporcionar una diferencia de temperatura mínima positiva en la sección circunvalada del intercambiador de calor de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C.

La presión de entrada del compresor de circunvalación también puede controlarse para proporcionar el rendimiento deseado. Por ejemplo, el compresor que procesa la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro (es decir, el compresor de circunvalación) puede tener una presión de entrada de alrededor de 65 bar a alrededor de 260 bar.

En una o más realizaciones, la presente invención proporciona específicamente sistemas de producción de energía que utilizan una combinación de componentes como ya se describe aquí. En una realización ejemplar, un sistema de producción de energía puede comprender: una cámara de combustión configurada para recibir una pluralidad de corrientes y que tiene una salida; una turbina que tiene una entrada en conexión de fluido con la salida de la cámara de combustión y que tiene una salida; un generador configurado para producir energía eléctrica y en una conexión de generación de energía con la turbina; un intercambiador de calor que comprende una primera sección, una segunda sección y una última sección, teniendo cada sección una pluralidad de entradas y salidas, estando configurada cada sección para funcionar a diferentes intervalos de temperatura, en el que la primera sección tiene una entrada y una salida en conexión de fluido con la turbina; un separador en conexión de fluido con una salida de la última sección del intercambiador de calor y que tiene una salida para la salida de una corriente de CO₂ sustancialmente puro; un divisor configurado para dividir la corriente de CO₂ sustancialmente puro hacia una primera porción y una segunda porción; una primera bomba configurada para recibir la primera porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro y aumentar su presión, teniendo la primera bomba una salida en conexión de fluido con una primera entrada de la última sección del intercambiador de calor; una segunda bomba configurada para recibir la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro y aumentar su presión, teniendo la segunda bomba una salida en conexión de fluido con una segunda entrada de la última sección del intercambiador de calor; y un compresor de circunvalación que tiene una entrada en conexión de fluido con una salida de la última sección del intercambiador de calor, estando configurada la entrada para recibir la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro, y que tiene una salida en conexión de fluido con una entrada en la primera sección del intercambiador de calor, de modo que la segunda porción de la corriente de CO₂ sustancialmente puro está configurada para circunvalar la segunda sección del intercambiador de calor.

Por supuesto, lo anterior no debe interpretarse como limitante de la combinación de componentes que pueden utilizarse al formar un sistema de producción de energía según la presente invención. Preferiblemente, un sistema de producción de energía según la presente invención incluye, como mínimo, un compresor de circunvalación que está adaptado o configurado para aumentar una temperatura y una presión de una corriente de recalentamiento que se retira de un intercambiador de calor recuperativo y se reinserta en el intercambiador de calor después de circunvalar al menos una sección del mismo. Como tal, el sistema de producción de energía también incluye preferiblemente un intercambiador de calor recuperativo, una turbina productora de energía (y un generador asociado) y cualquier compresor, bomba, intercambiador de calor, líneas de transferencia, cámara(s) de combustión y similares adicionales que puedan ser útiles para llevar a cabo un método de producción de energía como se describe de otro modo aquí.

A continuación se muestran realizaciones ejemplares de la presente descripción que ilustran la eficiencia del procedimiento.

EJEMPLO 1 (Realización según la FIG. 3)

Condiciones de entrada de la turbina	1212°C y 300 bar
Flujo de gas de sellado y enfriamiento de la turbina	10% del flujo de salida de la turbina
Condiciones de salida de la turbina	720°C y 20 bares
Caudal de oxígeno	4120.9 toneladas métricas por día

ES 2 970 038 T3

Potencia de la turbina	492.7 Mw
Potencia parasitaria para la compresión de O ₂ más CH ₄ y CO ₂	143.79 Mw
Potencia de salida neta	348.97 Mw
Potencial energético del combustible de metano	595 Mw
CO ₂ reciclado a 304 bar que entra al recuperador Hx	3098320 kg/h
Eficiencia neta	58.65% (LHV)

EJEMPLO 2 (Realización según la FIG. 2)

Condiciones de entrada de la turbina	1520°C y 300 bar
Flujo de gas de sellado y enfriamiento de la turbina	10% del flujo de salida de la turbina
Condiciones de salida de la turbina	707°C y 4 bar
Potencia de turbina	904.4 Mw
Potencia parasitaria para la compresión de O ₂ más CH ₄ y CO ₂	255.1 Mw
Potencia de salida neta	649.3 Mw
Potencial energético del combustible de metano	927.21 Mw
CO ₂ reciclado a 304 bar que entra al recuperador Hx	3131657 kg/h
Eficiencia neta	70.0% (LHV)

REIVINDICACIONES

1. Un método de producción de energía que comprende:
 - quemar combustible (112, 312) con una corriente (108, 308) de oxidante en una cámara (102, 302) de combustión en presencia de una corriente (107, 307) de CO₂ reciclado a una presión de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar para formar una corriente (110, 310) de combustión;
 - expandir la corriente (110, 310) de combustión a una presión más baja en una turbina (103, 303) para producir energía y formar una corriente (109, 309) de escape de turbina;
 - enfriar la corriente (109, 309) de escape de turbina en un intercambiador (100, 300) de calor que tiene una pluralidad de secciones que funcionan a diferentes intervalos de temperatura;
 - purificar el escape (113, 313) de turbina para formar una corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro;
 - separar la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro en una primera porción (160, 366) y una segunda porción (138a, 338);
 - bombear la primera porción (160, 366) y la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro a una presión aumentada;
 - pasar independientemente la primera porción (160, 366) y la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro a través del intercambiador (100, 300) de calor para aumentar su temperatura;
 - pasar la primera porción (160, 366) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro a la cámara (102, 302) de combustión como corriente (107, 307) de CO₂ reciclado; y
 - pasar la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro a la cámara (102, 302) de combustión;
 - en el que la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro circunvala al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador (100, 300) de calor mediante:
 - la retirada de la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro aguas arriba de al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador (100, 300) de calor;
 - el procesado de la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro en un compresor (136, 336) para aumentar la presión y la temperatura de la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro y de este modo formar una porción (137, 337) de circunvalación de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro; y
 - la introducción de la porción (137, 337) de circunvalación de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro en el intercambiador de calor aguas abajo de al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador (100, 300) de calor.
2. El método de la reivindicación 1, en el que la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro se procesa por medio de un compresor (159/125, 359/325) multietapa antes de separarla en la primera porción (160, 366) y la segunda porción (138a, 338).
3. El método de la reivindicación 1 o la reivindicación 2, en el que el intercambiador (100, 300) de calor comprende al menos una primera sección (100-1, 300-1), una segunda sección (100-2, 300-2), y una tercera sección (100-3, 300-3) que funciona cada una a intervalos de temperatura sucesivamente más bajos.
4. El método de la reivindicación 3, en el que la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro circunvala la segunda sección (100-2, 300-2) del intercambiador (100, 300) de calor y es calentada en la primera sección (100-1, 300-1) y la tercera sección (100-3, 300-3) del intercambiador (100, 300) de calor.
5. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que la porción (137, 337) de circunvalación de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro entra en el intercambiador (100, 300) de calor combinándose con la primera porción (160, 366) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro aguas abajo de al menos una sección (100-2, 300-2) de la pluralidad de secciones del intercambiador (100, 300) de calor.
6. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que la primera porción (160, 366) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro se divide para formar una tercera porción (132) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro, y en el que la tercera porción (132) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro se combina con una corriente de oxígeno para formar la corriente (108) de oxidante.

7. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro se combina con una corriente de oxígeno antes de que la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro circunvale la al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador (100, 300) de calor de modo que la porción (137, 337) de circunvalación de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro sale del intercambiador (100, 300) de calor como la corriente (108) de oxidante.
8. El método de la reivindicación 7, en el que después de que la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro se combine con la corriente (108) de oxígeno pero antes de que la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro se pase a través del intercambiador (100, 300) de calor, la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro que incluye la corriente de oxígeno combinada se calienta en un intercambiador (364) de calor.
9. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, en el que se cumple una o más de las siguientes condiciones:
- la corriente (110, 310) de combustión está a una temperatura de alrededor de 700°C a alrededor de 1600°C;
- la corriente (109, 309) de escape de la turbina está a una presión de alrededor de 1 bar a alrededor de 50 bar;
- dicha purificación comprende separar agua de la corriente (109, 309) de escape de la turbina;
- antes de dicho bombeo, la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro se comprime en un compresor multietapa a una presión de alrededor de 65 bar a alrededor de 90 bar;
- la primera porción (160, 366) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro se bombea a una presión de alrededor de 100 bar a alrededor de 500 bar;
- la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro se bombea a una presión de alrededor de 80 bar a alrededor de 140 bar;
- procesar la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro en el compresor comprende aumentar la presión de alrededor de 200 bar a alrededor de 500 bar.
10. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 9, en el que una cantidad de la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro que circunvala la al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador (100, 300) de calor es suficiente para dar una diferencia de temperatura mínima positiva en al menos una sección del intercambiador de calor de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C.
11. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 10, en el que la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro que está aguas arriba de al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador (100, 300) de calor y la porción (137, 337) de circunvalación de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro que entró en el intercambiador (100, 300) de calor aguas abajo de al menos una sección de la pluralidad de secciones del intercambiador (100, 300) de calor tienen temperaturas respectivas que están configuradas para proporcionar una diferencia de temperatura mínima positiva en al menos una sección del intercambiador de calor de alrededor de 2°C a alrededor de 20°C.
12. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 11, en el que el compresor que procesa la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro tiene una presión de entrada de alrededor de 65 bar a alrededor de 260 bar.
13. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 12, que comprende además mezclar una corriente de oxígeno procedente de una planta de separación de aire con una de la primera porción y la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro para formar la corriente de oxidante.
14. Un sistema de producción de energía que comprende:
- una cámara (102, 302) de combustión configurada para recibir una pluralidad de corrientes y que tiene una salida;
- una turbina (103, 303) que tiene una entrada en conexión de fluido con la salida de la cámara (102, 302) de combustión y que tiene una salida;
- un generador (104, 304) configurado para producir energía eléctrica y en una conexión de generación de energía con la turbina (103, 303);
- un intercambiador (100, 300) de calor que comprende una primera sección (100-1, 300-1), una segunda sección (100-2, 300-2) y una última sección (100-3, 300-3), teniendo cada sección una pluralidad de entradas y salidas,

estando configurada cada sección para funcionar a diferentes intervalos de temperatura, en el que la primera sección (100-1, 300-1) tiene una entrada y una salida en conexión de fluido con la turbina (103, 303);

un separador en conexión de fluido con una salida de la última sección (100-3, 300-3) del intercambiador (100, 300) de calor y que tiene una salida para la producción de una corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro;

5 un divisor configurado para dividir la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro en una primera porción (160, 366) y una segunda porción (138a, 338);

10 una primera bomba (129, 329) configurada para recibir la primera porción (160, 366) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro y aumentar la presión de la misma, teniendo la primera bomba (129, 329) una salida en conexión de fluido con una primera entrada de la última sección (100-3, 300-3) del intercambiador (100, 300) de calor;

una segunda bomba (127, 367) configurada para recibir la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro y aumentar la presión de la misma, teniendo la segunda bomba (127, 367) una salida en conexión de fluido con una segunda entrada de la última sección (100-3, 300-3) del intercambiador (100, 300) de calor;

15 un compresor (136, 336) de circunvalación que tiene una entrada en conexión de fluido con una salida de la última sección (100-3, 300-3) del intercambiador (100, 300) de calor, estando configurada la entrada para recibir la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro, y que tiene una salida en conexión de fluido con una entrada en la primera sección (100-1, 300-1) del intercambiador (100, 300) de calor, tal que la segunda porción (138a, 338) de la corriente (122, 322) de CO₂ sustancialmente puro está
20 configurada para circunvalar la segunda sección (100-2, 300-2) del intercambiador (100, 300) de calor.

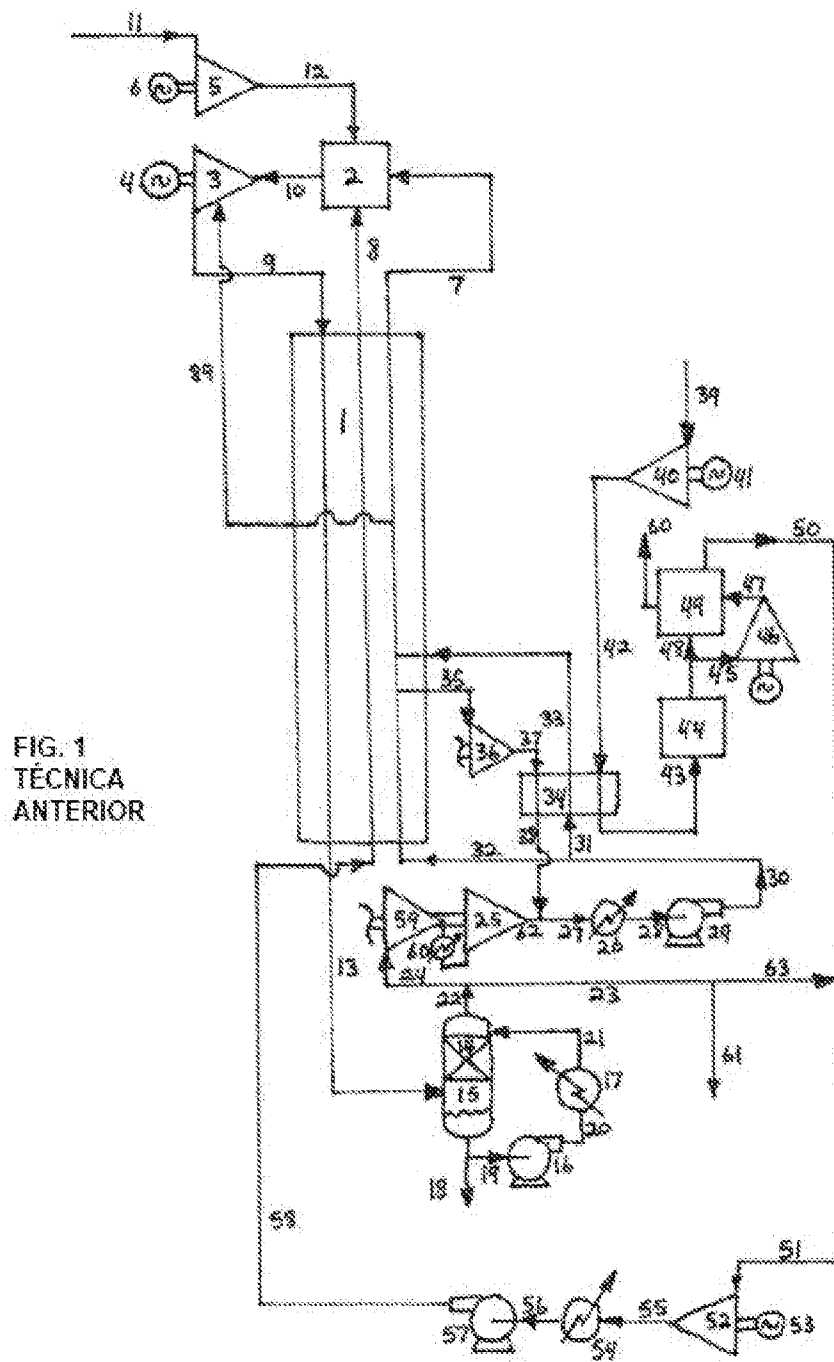
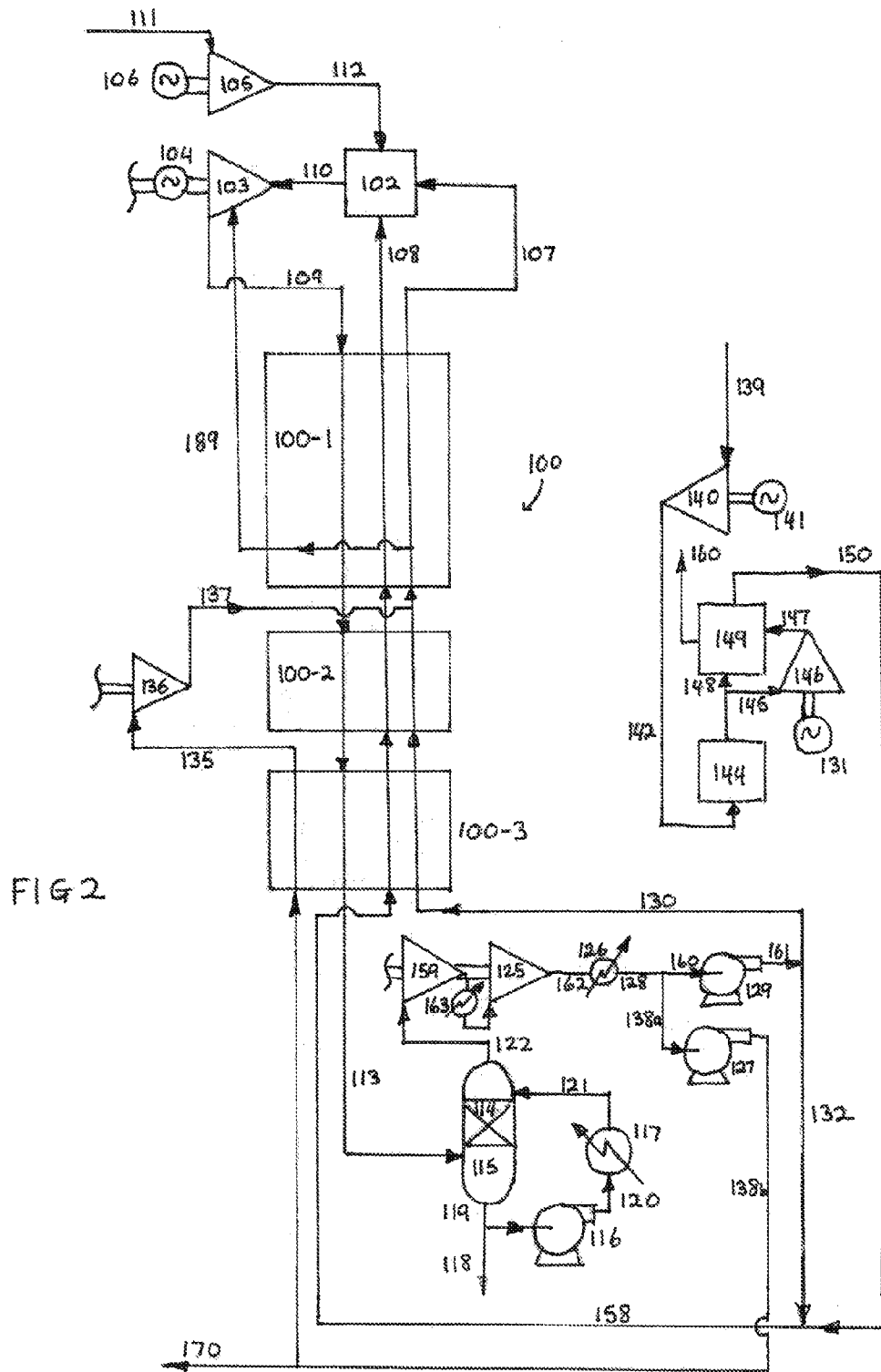


FIG. 1
TÉCNICA
ANTERIOR



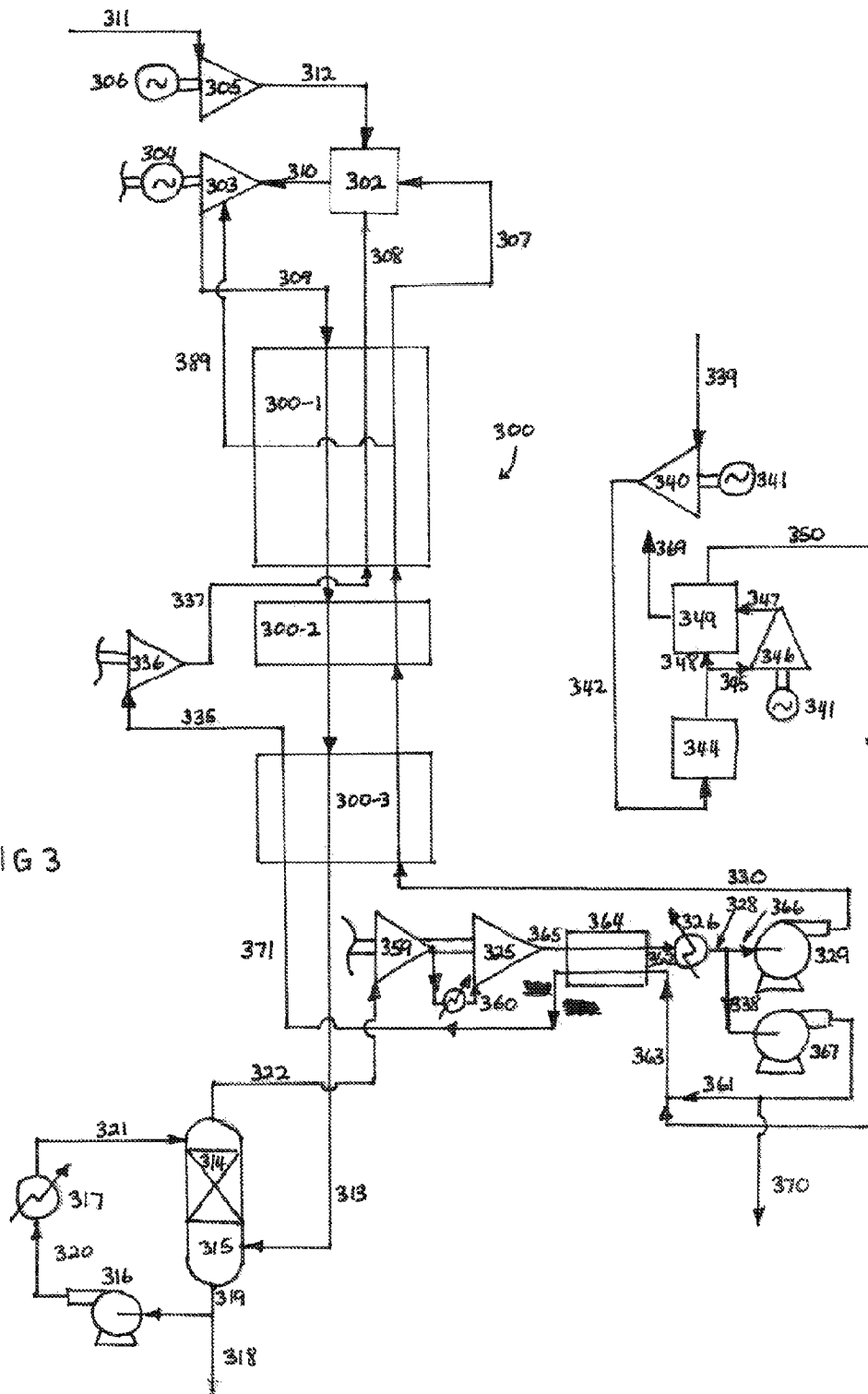


FIG 3