

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 554 610**

51 Int. Cl.:

**C01B 3/36** (2006.01)

**C01B 3/38** (2006.01)

**C01B 3/48** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **19.04.2010 E 10715441 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **26.08.2015 EP 2419374**

54 Título: **Generación de energía a partir de gas natural con la captura de dióxido de carbono**

30 Prioridad:

**17.04.2009 US 170475 P**

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

**22.12.2015**

73 Titular/es:

**GTL PETROL LLC (100.0%)  
153 E. 53rd Street, Room 5100  
New York, NY 10022-4631**

72 Inventor/es:

**ALLAM, RODNEY J.**

74 Agente/Representante:

**LEHMANN NOVO, María Isabel**

**ES 2 554 610 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

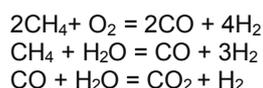
Generación de energía a partir de gas natural con la captura de dióxido de carbono

## CAMPO TÉCNICO

5 Esta invención se refiere a la generación de productos de gas de síntesis de H<sub>2</sub> + CO y, más particularmente, a la generación de energía a partir de gas natural o hidrocarburos con la captura de carbono.

## ANTECEDENTES

10 El gas natural y los hidrocarburos son una fuente principal de combustible para la generación de energía eléctrica mediante sistemas de turbina de gas de ciclo/turbina de vapor combinados. Existe una necesidad urgente de desarrollar medios para capturar CO<sub>2</sub> para el secuestro en formaciones geológicas para evitar la emisión de CO<sub>2</sub> a la atmósfera en el escape de la turbina de gas, en donde contribuirá al aumento de la temperatura y al calentamiento global en general. Con el fin de producir energía a partir de combustible de gas natural con captura de CO<sub>2</sub>, es necesario convertir primero el gas natural en una mezcla de gas de síntesis de hidrógeno y monóxido de carbono (H<sub>2</sub> + CO) utilizando una oxidación parcial (POX) o reformado de vapor de agua catalítico/gas natural (SMR) o reformado autotérmico (ATR). A esto le sigue la conversión con desplazamiento catalítico de CO con vapor de agua en CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>. Las reacciones (basados en metano) son:



20 CO<sub>2</sub> se separa del gas de síntesis mediante lavado con un disolvente físico o químico o por otros medios que producen una corriente de producto CO<sub>2</sub> sustancialmente pura y una corriente de H<sub>2</sub> sustancialmente pura con un contenido mínimo de CO y CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub>. El producto de H<sub>2</sub> se mezcla entonces preferiblemente con una cantidad máxima de N<sub>2</sub> de la unidad de separación de aire para producir una corriente de H<sub>2</sub> + N<sub>2</sub> que puede luego ser opcionalmente precalentada para dar un combustible óptimo para la turbina de gas.

25 El documento US 2003/119919 A1 describe procedimientos y un aparato para la producción de gas de síntesis a partir de un combustible hidrocarbonado y vapor de agua y/o gas oxígeno.

El documento US 2004/216465 A1 describe una planta para producir líquidos de Fischer-Tropsch y energía con emisiones de CO<sub>2</sub> muy reducidas.

El documento US 2008/155984 A1 describe un sistema de ciclo combinado con captura parcial de CO<sub>2</sub>.

## SUMARIO

30 La presente invención se refiere a un método de producir una mezcla de gas combustible según se define en la reivindicación 1 adjunta. La presente invención está dirigida, en general, a la generación de energía a partir de gas natural con captura de CO<sub>2</sub> para el secuestro, por ejemplo, en una formación geológica, en relación con la generación de un gas combustible sustancialmente exento de componentes que contienen carbono para la generación de energía. En algunas implementaciones, un método incluye combinar la generación de energía de alta eficiencia a partir de sistemas de ciclo combinado de turbinas de gas alimentadas con gas natural con CO<sub>2</sub> capturado para el secuestro. En algunos casos, este método a modo de ejemplo puede eliminar, minimizar o reducir de otro modo las emisiones de CO<sub>2</sub> a la atmósfera en unión con la generación de productos de síntesis. Países como Estados Unidos, Reino Unido y otros países europeos producen una parte significativa de la energía eléctrica a partir de gas natural, y el uso de este método a modo de ejemplo se pueden reducir las emisiones de gases de efecto invernadero.

40 El método incluye la producción de un gas combustible rico en hidrógeno para una turbina de gas lastrada con nitrógeno y vapor de agua y sobrecalentada a una temperatura superior a su punto de rocío. El gas combustible puede tener un contenido mínimo o reducido de CO<sub>2</sub> o componentes combustibles CO y CH<sub>4</sub> que contienen carbono,

de modo que, cuando se quema en una turbina de gas adecuada, se pueden minimizar o reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> a la atmósfera. Estos métodos a modo de ejemplo pueden resultar en una captura de la mayor parte del carbono presente en la alimentación total de gas natural en forma de CO<sub>2</sub> comprimido a la presión de suministro de gaseoductos para el secuestro.

5 En algunas implementaciones, uno o más métodos pueden lograr una eficiencia de generación eléctrica neta global de más de 47% de acuerdo con la base del Valor a Bajo Calentamiento (LHV) en condiciones de la Organización Internacional de Normalización (ISO) tal como en el intervalo de aproximadamente de 49% a 51%, utilizando, por ejemplo, los datos publicados para el rendimiento de la turbina de gas GE 7B. Simultáneamente, el carbono  
10 que 80% y, en algunas implementaciones, mayor que 89% del carbono alimentado total.

El método de la presente invención genera el gas combustible sobrecalentado de H<sub>2</sub> + N<sub>2</sub> + vapor de agua en un sistema del proceso en el que se genera internamente dentro del sistema de generación de gas combustible sustancialmente toda la energía auxiliar requerida para la producción y compresión de oxígeno/nitrógeno, separación y compresión del CO<sub>2</sub> a la presión del gaseoducto, y otros consumidores de energía menores asociados  
15 con el sistema total de generación de gas combustible. En otras palabras, dichos sistemas pueden operar independientemente de fuentes de alimentación externas y sin energía importada de, por ejemplo, el sistema de generación de energía de ciclo combinado de turbina de gas.

Es el objeto de esta invención mostrar una nueva disposición de intercambio de calor para maximizar la recuperación de calor eficiente para producir el gas combustible de mejor calidad para la turbina de gas y proporcionar toda la potencia necesaria para el sistema de generación de gas combustible. Es un objetivo adicional de la invención producir el gas de síntesis a partir de una combinación de POX/GHR más una caldera de vapor en un solo recipiente compacto para permitir que el sistema sea modularizado en tamaños grandes para minimizar o reducir de otro modo el costo de capital erigido.  
20

Los detalles de una o más realizaciones de la invención se exponen en los dibujos adjuntos y en la descripción siguiente. Otras características, objetos y ventajas de la invención resultarán evidentes a partir de la descripción y los dibujos, y de las reivindicaciones.  
25

#### DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

La FIGURA 1 es un diagrama de bloques que ilustra un sistema para generar energía y secuestrar CO<sub>2</sub> de acuerdo con algunas implementaciones;  
30 las FIGURAS 2 y 3 ilustran condiciones operativas a modo de ejemplo para el sistema en la FIGURA 1; la FIGURA 4 ilustra un sistema de generación de gas de síntesis combinado a modo de ejemplo; la FIGURA 5 ilustra una parte del sistema de generación de gas de síntesis combinado a modo de ejemplo ilustrado en la FIGURA 4;  
35 la FIGURA 6 ilustra otra parte del sistema de generación de gas de síntesis combinado a modo de ejemplo ilustrado en la FIGURA 4; la FIGURA 7 ilustra un procedimiento de producción de gas de síntesis utilizando el sistema a modo de ejemplo ilustrado en la FIGURA 4; la FIGURA 8 ilustra una porción de un sistema de generación de gas de síntesis combinado a modo de ejemplo; la FIGURA 9 ilustra una sección transversal a modo de ejemplo del sistema de generación de gas de síntesis a  
40 modo de ejemplo ilustrado en la FIGURA 8; y la FIGURA 10 ilustra una sección transversal a modo de ejemplo del sistema de generación de gas de síntesis a modo de ejemplo ilustrado en la FIGURA 8.

Los símbolos de referencia iguales en los diversos dibujos indican elementos iguales.

#### DESCRIPCIÓN DETALLADA

45 El método de la presente invención incluye la producción de gas combustible de H<sub>2</sub>+ N<sub>2</sub> + vapor de agua para un sistema de generación de energía eléctrica de ciclo combinado de turbina de gas. Por ejemplo, un sistema de gas de síntesis puede incluir una reacción de generación de gas de síntesis en un reactor combinado de oxidación parcial (POX) y reformador catalítico calentado por gas (GHR) (POX/GHR) para producir un gas de síntesis de CO + H<sub>2</sub> a 60 bares hasta 100 bares de presión mediante el uso de una muy alta relación de vapor de agua a carbono activo en

el GHR de 5 a 12 para limitar el escape de CH<sub>4</sub> del GHR. Además, la potencia para una Unidad de Separación de Aire (ASU) para producir oxígeno para la POX es proporcionada por una turbina de gas que está descargando su escape a través de un calentador del proceso encendido para proporcionar funciones de calentamiento y sobrecalentamiento de los flujos de alimentación de gas natural/vapor de agua/oxígeno a la POX y GHR. Reactores de desplazamiento de alta y baja temperatura convencionales convierten la mayor parte del CO en el gas de síntesis en H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub> por reacción con vapor de agua en reactores catalíticos. El calor se recupera mediante el precalentamiento del agua de alimentación de la caldera. El exceso de calor producido a niveles de temperatura inferiores se utiliza para el precalentamiento y, opcionalmente, también para la humidificación de la corriente de gas combustible producto.

10 En la presente disposición, la ASU puede suministrar sustancialmente todo el nitrógeno más argón a la alimentación de aire como un producto de nitrógeno comprimido adicional que contiene, por ejemplo, no más de 1,0% de oxígeno para la mezcla con la corriente rica en hidrógeno. El nitrógeno puede ser mezclado con la corriente rica en hidrógeno después de la separación de CO<sub>2</sub> utilizando un proceso de lavado físico y/o químico convencional tal como, por ejemplo, Selexol o MDEA. En algunas implementaciones, la combinación POX/GHR puede tener un requisito de oxígeno muy bajo que limita el flujo de nitrógeno a aproximadamente 2/3 el flujo de hidrógeno.

20 El gas de síntesis que abandona el reactor GHR se hace pasar por una caldera de vapor de agua para la recuperación de calor que genera una parte sustancial del requisito de vapor de agua del proceso a alta presión del sistema de generación de gas de síntesis, siendo generada la parte restante en el calentador de proceso encendido de escape de la turbina de gas. Este calentador encendido también sobrecalienta el vapor de agua y calienta el gas natural a la alta temperatura requerida para las alimentaciones al sistema de generación de gas de síntesis. Calor a baja temperatura se recupera del calentador encendido para el precalentamiento del agua de alimentación y la generación de vapor a baja presión. El contenido calorífico del gas de síntesis que abandona la caldera de vapor de agua junto con el calor generado en los reactores de desplazamiento catalítico a alta y baja temperatura debe ser recuperado de manera eficiente a los más altos niveles posibles de temperatura para el precalentamiento de gas natural, el agua de alimentación del proceso y el precalentamiento del agua de alimentación de la caldera, generación de vapor de agua a baja presión para el sistema de separación de CO<sub>2</sub> y para el precalentamiento de gas combustible con humidificación opcional de la corriente de gas combustible. La generación de vapor de agua para combinar con la mezcla de H<sub>2</sub> + N<sub>2</sub> se puede maximizar o incrementar de otra manera mediante recuperación de calor a partir del enfriamiento de gas de síntesis y el calor de desplazamiento de la reacción de modo que el contenido de H<sub>2</sub> en el combustible de la turbina de gas se puede reducir a 40% hasta 60% en intervalo de volumen. Esta reducción puede llevarse a cabo mezclando el H<sub>2</sub> + N<sub>2</sub> a una temperatura en el intervalo de la ambiente a 60°C junto con suficiente agua líquida para recuperar de manera óptima sustancialmente todo el calor de baja calidad disponible por encima del intervalo de temperaturas de la corriente de gas de síntesis de H<sub>2</sub> + H<sub>2</sub>O + CO + CO<sub>2</sub> + CH<sub>4</sub> refrigerante. A medida que se calienta el H<sub>2</sub> + N<sub>2</sub> + agua líquida, el agua puede evaporarse progresivamente a medida que aumenta la temperatura para recuperar sustancialmente todo el calor del proceso disponible.

40 Calor en forma de vapor de agua a baja presión, por ejemplo, a 3 bares hasta 5 bares de presión también puede utilizarse para la regeneración de los disolventes líquidos de CO<sub>2</sub> en el sistema de lavado de CO<sub>2</sub>. Este vapor de agua se puede generar a los niveles de temperatura más altos a medida que se enfría la mezcla de gas de síntesis dejando el medio y los niveles de temperatura más bajos para la recuperación de calor al flujo de H<sub>2</sub>/N<sub>2</sub>/vapor de agua.

45 En conjunto, sustancialmente la totalidad de la recuperación de calor puede llevarse a cabo en un intercambiador de calor multicanal de aleta y placa en donde se enfrían las corrientes de gas de síntesis y en donde flujos precisos de gas H<sub>2</sub> + N<sub>2</sub> y de agua líquida se puede introducir en cada uno de los pasajes de calentamiento. Este intercambiador de calor también puede actuar como un generador de vapor de agua a baja presión y también puede enfriar el exceso de sangrado de aire desde la sección del compresor de turbina de gas utilizada como parte de la corriente de aire de alimentación de la ASU.

50 En algunas implementaciones, el nuevo procedimiento puede retener la presión de generación de gas de síntesis en 60 bares a 100 bares para minimizar o reducir de otro modo el tamaño de las unidades POX/GHR/WBH del gas de síntesis y para utilizar el exceso de presión mediante la expansión del gas de salida de la Caldera de Calor Residual (WHB) en una turbina de descarga de presión productora de energía. En algunos casos, la turbina de descarga de presión productora de energía puede operar a una presión de entrada de 60 bares a 100 bares y una presión de salida de 25 bares a 35 bares. En algunas implementaciones, se pueden incluir uno o más de los siguientes: combinación POX/GHR/turbina de gas; presión del gas de síntesis de alta presión (> 60 bar); alta relación de vapor de agua a carbono activo en GHR para un escape bajo de CH<sub>4</sub>; combustible de N<sub>2</sub>/vapor/H<sub>2</sub> sobrecalentado para la

turbina de gas; precalentamiento y sobrecalentamiento de alimentaciones de gas de síntesis en el calentador encendido de escape de la turbina de gas; POX/GHR/WHB mostrada como un solo recipiente compuesto; recuperación de calor de gas de síntesis del escape del WHB + calor de reacción de desplazamiento como el contenido de vapor de agua en la corriente de gas combustible presurizado de la turbina de gas y/u otros aspectos.

5 En algunas implementaciones, uno o más métodos pueden limitar la cantidad de N<sub>2</sub> disponible para la mezcla con el H<sub>2</sub> a aproximadamente 2/3 del flujo de H<sub>2</sub>. Las turbinas de gas pueden operar con una cantidad tan baja como 40% de H<sub>2</sub> que da margen para un gran contenido de vapor de agua en la mezcla de gas combustible de H<sub>2</sub>/N<sub>2</sub>/vapor. En algunas implementaciones, esta gran generación de vapor puede proceder de la recuperación de calor como calor sensible y de la reacción de desplazamiento del escape de WHB hasta la temperatura ambiente. La inyección de un líquido y un gas de una manera controlada en una sola pasada o paso de un intercambiador de calor pueden evaporar progresivamente el líquido, ya que la temperatura de la corriente se eleva debido a la transferencia de calor. Esto puede resultar en la maximización o el aumento de otra manera de la transferencia de calor al líquido que se evapora a lo largo de un intervalo de temperaturas. El tipo de intercambiador de calor utilizado puede ser un intercambiador de calor de multi-corriente de aleta y placa de un tipo típicamente fabricado por compañías tales como Sumitomo, Chart y Linde. Sustancialmente toda la transferencia de calor aguas abajo de la WHB puede tener lugar en un intercambiador de calor multi-vapor de agua, multi-canal soldado con aleta y placa de acero inoxidable. La función principal de este intercambiador de calor puede ser para calentar una corriente de H<sub>2</sub> + N<sub>2</sub> con contenido controlado de agua líquida para evaporar sustancialmente todo el agua a lo largo de un intervalo de temperaturas progresivamente creciente. El agua líquida y las corrientes de gas de H<sub>2</sub> + N<sub>2</sub> se pueden alimentar por separado en un solo paso del intercambiador de calor hecho de una pluralidad de pasadas separadas. El diseño del intercambio de calor puede permitir que una fracción de agua controlada se mezcle con una fracción de gas controlada en la entrada de cada pasada. El diseño puede ser capaz de garantizar una relación razonable de gas a líquido dentro de límites definidos que se establecerá en cada pasada. Cualquier exceso de calor, particularmente calor disponible en el nivel de temperaturas más alto se puede utilizar para producir vapor de agua a baja presión para la regeneración por calentamiento del sistema de absorción de CO<sub>2</sub>. En algunas implementaciones, la corriente de combustible de la turbina de gas puede estar sustancialmente libre de vapor de agua con el fin de limitar la presión parcial del vapor de agua en la sección del expansor de la turbina de gas para maximizar la temperatura de entrada de la sección de la turbina de expansión y así maximizar la salida de energía de la turbina de gas.

30 La generación de gas de síntesis a 60 bares hasta 100 bares de presión puede ser una característica peculiar al uso de una combinación POX/GHR acoplado a una alta relación de vapor de agua a carbono en el GHR que puede limitar el escape de CH<sub>4</sub> y maximizar o aumentar de otra manera la captura de CO<sub>2</sub>. La turbina de gas puede utilizar una presión del combustible en el intervalo de 25 bares a 35 bares. Puede utilizarse una turbina de descarga de presión a elevada temperatura productora de energía para reducir la temperatura y presión de la mezcla gaseosa que abandona el WHB, aumentando así la eficiencia general de la producción de energía.

35 La FIGURA 1 ilustra un sistema de síntesis 100 a modo de ejemplo para la generación de energía y el secuestro de CO<sub>2</sub> de acuerdo con algunas implementaciones de la presente descripción. En diversas implementaciones, una corriente de alimentación es procesada para producir corrientes de gas de síntesis (p. ej., corrientes que incluyen hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono). Las corrientes de alimentación procesadas pueden incluir una diversidad de corrientes de alimentación que incluyen metano como gas natural, combustibles de hidrocarburos, gases ricos en metano como metano en lechos de carbón o biogás (p. ej., corriente producida a partir de la descomposición anaerobia de la materia). Las corrientes de alimentación pueden incluir hidrocarburos líquidos o gaseosos tales como gas natural y gas licuado de petróleo y destilados. Con referencia a la FIGURA 1, el gas de alimentación 25 penetra en el reactor de gas de síntesis 2.

45 En algunas implementaciones, el reactor de gas de síntesis 2 puede incluir un sistema combinado de generación de gas de síntesis que integra un reactor de oxidación parcial (POX) y un reformador catalítico calentado por gas (GHR) (p. ej., un reformador catalítico de vapor de agua/hidrocarburos calentado por convección) de modo que el gas de síntesis producido por el POX se mezcla con el gas de síntesis procedente del GHR. La corriente combinada se puede utilizar para calentar el GHR (p. ej., puesto que el gas de síntesis producido por el POX y el GHR puede tener una temperatura suficiente para calentar la mezcla de gas natural de alimentación y el vapor de agua que penetra en el GHR para producir gas de síntesis), que se discute con más detalle con respecto a la FIGURA 4.

55 La corriente combinada, que incluye gas de síntesis, puede abandonar el lado de la carcasa del GHR enfriado y se puede enfriar más en una caldera de calor residual (WHB). En sistemas de generación de gas de síntesis en tres etapas, la WHB puede ser una etapa integrada del sistema de generación de gas de síntesis tal como se ilustra en el reactor 2. En sistemas de generación de gas de síntesis de dos etapas, la WHB puede ser un reactor separado. El calor procedente de la corriente combinada que abandona el lado de la carcasa del GHR puede calentar el agua de

## ES 2 554 610 T3

5 alimentación de la caldera para producir vapor procedente del separador 29 para ser utilizado por el GHR tal como se ilustra por la corriente 28 y como corriente de vapor de agua 30 para el precalentamiento de la corriente de O<sub>2</sub> 4 en el calentador de vapor de agua 31. El vapor de agua 28 puede ser producido por la WHB a una presión lo suficientemente alta como para permitir que el vapor de agua se mezcle con el combustible hidrocarbonado para el GHR y/o la POX. En algunas implementaciones, la corriente de vapor de agua y de alimentación resultante puede ser adicionalmente pre-calentada por medios externos.

10 El gas de síntesis de H<sub>2</sub> + CO, que también contiene CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, CH<sub>4</sub> y un poco de N<sub>2</sub> y argón (A) se produce como corriente 1 del reactor 2 de POX/GHR/WHB combinada. La unidad de separación de aire (ASU) 3 puede producir una corriente de oxígeno 4 que se puede utilizar para oxidar parcialmente una corriente de gas natural 5, opcionalmente comprimido en el compresor 6 y precalentado en el calentador 23 encendido de escape de la turbina de gas, para producir una corriente de gas de síntesis que se mezcla con el gas de síntesis generado en el GHR y la corriente combinada fluye a continuación a través del lado de la carcasa que pasa por encima de los tubos llenos de catalizador del GHR, y luego a través de la WHB.

15 La corriente de gas de síntesis 1 pasa a través de un reactor 7 de conversión de desplazamiento catalítico de alta temperatura y se reduce en presión en la turbina de expansión 8 productora de energía. La corriente de gas de síntesis 9 expandida se enfría en el intercambiador de calor 10 de aleta y placa de acero inoxidable multi-canal y luego se hace pasar a través de un reactor 11 de conversión de desplazamiento catalítico de baja temperatura. La corriente 12 de gas H<sub>2</sub> + CO<sub>2</sub> de salida vuelve luego a entrar en el intercambiador de calor 10 de aleta y placa en donde se enfría mediante enfriamiento a temperatura cercana a la ambiente frente al agua de refrigeración en el intercambiador de calor 42. Agua líquida se separa en 13 y CO<sub>2</sub> se elimina en el sistema de doble flash MDEA 14. El nitrógeno 17 de la ASU 3 es comprimido en 15 y es mezclado con la corriente de H<sub>2</sub> que abandona la unidad de MDEA. La corriente de H<sub>2</sub> + N<sub>2</sub> 16 penetra en la base del intercambiador de calor 10 de aleta y placa a través de un sistema distribuidor de líquido/gas, en donde el agua purificada pre-calentada 18 se mezcla justamente en el líquido requerido para la relación de gas en cada una de las pasadas. La mezcla de gas de H<sub>2</sub> + N<sub>2</sub> + vapor de agua 19 abandona el intercambiador de calor 10 de aleta y placa típicamente 50°C por encima de su punto de rocío. Parte de ésta se utiliza entonces como combustible para la turbina de gas 20. La mayor parte de esta corriente 101 se convierte en la corriente de alimentación de gas combustible a un sistema de generación de energía de ciclo combinado de turbina de gas que operan en una corriente sustancialmente libre de CO<sub>2</sub>.

30 La turbina de gas 20 acciona un compresor de aire 21 que proporciona una corriente de aire 43 a la ASU 3, y un generador eléctrico 22. Opcionalmente, unidades 20, 21, 22 y 8 pueden estar todas unidas mecánicamente. El escape de la turbina de gas penetra en un calentador 23 encendido, en donde gas natural adicional se quema en un quemador suministrado opcionalmente con su propio suministro de aire desde un soplador 24.

35 Una corriente de gas natural comprimido 25 que abandona el compresor 6 se precalienta en el calentador 23, después se desulfura en un sistema de eliminación de azufre 26. Una corriente de agua de alimentación de la caldera bombeada a alta presión en 47 se precalienta en el calentador 23 y se calienta adicionalmente a una temperatura cercana a su punto de ebullición en el intercambiador de calor 10. El agua de alimentación de la caldera caldeada se vaporiza en la WHB, mostrada con circulación natural de alimentación de agua y un separador de vapor de agua 29.

40 El vapor de agua producido se divide con la parte 30 que se utiliza para precalentar la alimentación de oxígeno al quemador POX en el intercambiador de calor 31. La mayor parte del flujo de vapor de agua 28 es recalentada en el calentador 23, es mezclada con el gas natural 34 calentado desulfurado y la corriente de gas natural/vapor de agua combinada 35 es la alimentación a la GHR en 2. Una corriente 36 de vapor de agua a baja presión adicional se produce en parte en el extremo caliente del intercambiador de calor 10 y en parte en el calentador 23 a partir de una corriente de agua de alimentación a la caldera bombeada en 37. Una corriente de vapor de agua 38 adicional procedente del sistema de vapor de agua de ciclo combinado se añade opcionalmente a la corriente 36 y la corriente de vapor de agua 39 a baja presión combinada se utiliza para el servicio de regeneración en el lavador de CO<sub>2</sub> 14. La corriente de CO<sub>2</sub> 41, separada en 14, se comprime a la presión del gaseoducto en 40. Opcionalmente, el gas de escape procedente del calentador 23, la corriente 46, puede ser reforzado en presión en el ventilador 44 para eliminar cualquier presión de retorno en la turbina de gas y para proporcionar suficiente presión en la corriente de descarga 45 para permitir que el gas residual sea dirigido a través de una columna de lavado separada al sistema MDEA 14 para eliminar la mayor parte de la corriente de CO<sub>2</sub>. Esto se puede utilizar si sustancialmente toda la corriente 19 se utiliza como combustible para el sistema de generación de energía de ciclo combinado y la turbina de gas 20 opcionalmente utiliza combustible de gas natural.

Una especificación opcional para la corriente total de gas combustible sería producir una corriente de gas combustible seco en la que corriente de gas combustible contendría aproximadamente 60% en moles de H<sub>2</sub> con un contenido mínimo de CO y CH<sub>4</sub>, y siendo el resto N<sub>2</sub>. Esta corriente proporcionaría el gas combustible a la cámara de combustión de la turbina de gas. Además, sería necesario nitrógeno o corriente de aire adicional a una presión correspondiente a la presión de la cámara de combustión que proporcionaría diluyentes adicionales para los productos de combustión antes de que penetren en la sección de expansor de la turbina de gas. Una turbina de gas típica, tal como GE 7B, requeriría una presión de gas combustible de 32,5 bares y una presión de N<sub>2</sub> o aire diluyente de 23,1 bares. Tanto el gas combustible seco como la corriente de N<sub>2</sub> o aire diluyente se calientan en el intercambiador de calor de aleta de placa 10 a la temperatura máxima posible.

Las condiciones del procedimiento dadas en las tablas 202 y las tablas 204 de las FIGURAS 2 y 3 producen una corriente de alimentación sobre-calentada de gas combustible que se utiliza en un sistema de cogeneración de turbina de gas para producir energía eléctrica. Se da el equilibrio de masa y calor para el caso de la alimentación seca basado en el rendimiento proyectado para una turbina de gas GE 7B utilizando combustible H<sub>2</sub> derivado de gas natural que tiene un poder calorífico (base LVG) de 34,70 MJ/m<sup>3</sup> (931.98btu/scf) y que contiene 4,28% en moles de CO<sub>2</sub>. La turbina de gas auxiliar era una unidad de accionamiento directo GE LM2500PE con una potencia en el eje de 23,25 Mw. La eficiencia neta global de todo el sistema se calcula que es 45,6% (base del poder calorífico inferior). La correspondiente recuperación general de CO<sub>2</sub> de la alimentación total de gas natural es de 90,3%. La potencia neta total es de 307,3 MW. El CO<sub>2</sub> total capturado y comprimido a la presión del gaseoducto es 122,2 toneladas métricas por hora. Sin embargo, estos valores y los parámetros son solamente con fines de ilustración y el sistema 100 puede utilizar algunos, todos o ninguno de ellos.

La FIGURA 4 ilustra un sistema de generación de gas de síntesis 400 a modo de ejemplo y las FIGS. 5 y 6 ilustran porciones del sistema de generación de gas de síntesis 400. Convencionalmente, el POX, el GHR y la WHB se construyen como tres unidades separadas, por ejemplo, recipientes a presión separados conectados por tuberías y situados en una estructura de soporte. La disposición general requiere una costosa tubería aislada internamente y/o tuberías de acero de alta aleación, y soportes asociados, etc. Un sistema de generación de gas de síntesis combinado puede reducir los costos (p. ej., dado que se puede utilizar la tubería menos costosa y dado que se pueden eliminar las conexiones entre unidades separadas previamente) al tiempo que se mantiene el proceso y las características operativas y de mantenimiento y de seguridad deseadas en un sistema de generación de gas de síntesis. Otra característica de una sola unidad de reactor para las operaciones secuenciales de oxidación parcial, reforma auto-térmica y, opcionalmente, recuperación de calor residual es para generar internamente vapor de agua, de modo que la corriente de gas de síntesis pasa a través de la unidad compuesta sin requerir que el gas de síntesis pase a través de cualquier conexión de la tubería entre las unidades.

El sistema de generación de gas de síntesis 400 ilustrado es un sistema de generación de gas de síntesis en tres etapas, en el que la etapa de POX 401, la etapa de GHR 405 y la etapa de WHB 414 están dispuestas verticalmente. Una disposición vertical puede disminuir la huella requerida para el sistema de generación de gas de síntesis combinado en comparación con los sistemas convencionales de generación de gas combinados y/o los sistemas convencionales de generación de gas de unidades separadas. La reducción de la huella del sistema puede ser más rentable (p. ej., puede reducir los requisitos de terreno), puede permitir que el sistema pueda ser movido en entornos de huella reducidos y/o puede permitir que el sistema combinado de generación de gas de síntesis (p. ej., junto con otros componentes del proceso global) sea fabricado como un solo módulo de dimensiones compactas y un peso mínimo.

Tal como se ilustra, la etapa de POX 401 está situada próxima a la parte inferior del sistema de generación de gas de síntesis 400. La etapa de WHB 414 está situada próxima a la parte superior del sistema de generación de gas de síntesis 400 y la etapa de GHR 405 está situada entre la etapa de WHB y la etapa de POX. La etapa de POX 401 puede incluir un conjunto de quemador de POX 402 que incluye una entrada de alimentación de combustible 403 y otra entrada 404. Una corriente de oxígeno y/o una corriente de vapor de agua se pueden proporcionar a la etapa de POX 401 a través de la otra entrada 404. Los quemadores del conjunto de quemadores 402 pueden estar configurados para inhibir zonas de poca o insignificante mezcladura en la etapa de POX 401. Por ejemplo, los quemadores pueden estar configurados para producir un flujo de vórtice estable.

Un espacio de mezcla 406 puede residir por encima de la etapa de POX 401 y por debajo de los tubos 407 de la etapa de GHR 405. El espacio de mezcla 406 puede incluir un volumen suficiente para la mezcla eficiente de los gases de alta temperatura producidos por la etapa de POX 401 y los gases de salida de los tubos 407 del GHR 405 y/o para tiempo de permanencia suficientes para las reacciones a alta temperatura. Esto puede producir el rendimiento máximo de gas de síntesis y minimizar la producción de partículas de carbono sólidas. Los tubos 407 pueden estar al menos parcialmente llenos con un catalizador adecuado para la reforma de vapor de agua catalítico

de la corriente de alimentación que penetra en la etapa de GHR a través de la entrada 419 de GHR que corresponde a la corriente 35 en la FIGURA 1. Los tubos 407 de la etapa de GHR 405 pueden incluir una restricción 409 (p. ej., una boquilla de salida) para aumentar la velocidad de descarga de gas. El aumento de la velocidad de descarga de gas puede fomentar una buena mezcla entre las corrientes de gas producto de POX y GHR. La mezcla también puede ser fomentada mediante la disposición de una placa perforada 408 en la corriente de flujo de gas combinada (p. ej., gas combinado de los tubos 407 de la etapa de GHR 405 y la etapa de POX 401). La placa 408 está situada por encima de las boquillas de salida 409 de los tubos de GHR 407. Una capa de partículas (p. ej., la capa de partículas 860 en la FIGURA 8) puede incluir gránulos sólidos o nódulos conformados sólidos 860 se pueden colocar encima de la placa perforada. Estos gránulos o nódulos pueden incluir un material inerte tal como alúmina o sílice, u otros materiales inertes capaces de soportar la temperatura de trabajo. Los gránulos o nódulos pueden filtrar al menos una parte de las partículas de carbono producidas en el reactor de POX para prevenir el arrastre excesivo al reactor de GHR. El carbono atrapado en la superficie de estos gránulos o nódulos reaccionará rápidamente con vapor de agua en exceso, presente en la corriente de gas de síntesis combinada (p. ej., a temperaturas de trabajo superiores a 1000°C), y esta eliminación continua de carbono sólido depositado inhibirá el bloqueo debido al carbono sólido. En algunas implementaciones, los gránulos o nódulos pueden incluir catalizadores tales como catalizadores para fomentar la reacción de desplazamiento del gas de agua. Véase la ecuación (1). Esto puede establecer un enfoque cercano al equilibrio que permitirá, en las condiciones de alta temperatura, la conversión de una parte del dióxido de carbono presente en la corriente de gas de síntesis en monóxido de carbono por la reacción exotérmica con hidrógeno. Esto también puede reducir la temperatura del gas de síntesis.



Los tubos 407 de la etapa de GHR 405 puede estar acoplado (por ejemplo, fijado) a una placa de tubos 407' tal como se muestra en la FIG. 5. La placa de tubos 407' puede estar soportada sobre un anillo de soporte 410 que está acoplado (p. ej., soldado) a la carcasa 411 de la etapa de POX 401 y la etapa de GHR 405. La posición de la placa de tubos de GHR 407' en el anillo de soporte 410 puede ser retenida por miembros de acoplamiento 421 (p. ej., espárragos, tornillos, etc.).

Una corriente de alimentación de GHR, que puede incluir vapor de agua y/o una parte de la alimentación de hidrocarburos, puede fluir a la etapa de GHR 405 a través de una entrada de GHR 419. La entrada de GHR puede incluir una parte flexible 424, por ejemplo, para compensar la expansión térmica cuando la unidad está en su temperatura de trabajo. La etapa de GHR 405 puede incluir una cubierta de cabecera 420 próxima a la parte superior de una etapa de GHR. La cubierta de cabecera 420 puede estar acoplada, descentrada, a una brida superior de la etapa de GHR 405 utilizando un miembro de acoplamiento 422 (p. ej., espárragos, tornillos, etc.) de modo que cubra (al menos una parte de) la sección superior de los tubos de GHR 407. La sección superior entera de los tubos de GHR 407 puede estar cubierta por la cubierta de cabecera 420. Una parte interna de la boquilla de entrada 419 puede ser separada de la pared 411 del recipiente para facilitar la separación de la cabecera de la parte superior de GHR 420 y/o permitir el acceso a cada uno de los tubos del reactor lleno de catalizador.

Tal como se ilustra, la etapa de GHR 405 incluye un lado de la carcasa con deflectores por segmentos. El lado de la carcasa de la etapa de GHR 405 tiene un recorte segmentario 412 en la placa de tubos para permitir que la corriente de gas de síntesis salga del lado de la carcasa de la etapa de GHR 405 en el espacio 413 por debajo de la etapa de WHB 414. La etapa de WHB 414 incluye, acoplado al lado de la carcasa, un tubo 415 de entrada de agua de alimentación de la caldera (p. ej., próxima a la base de la etapa de WHB) y un tubo de arrastre 416 de vapor de agua de salida o de vapor de agua más agua (p. ej., próxima a la parte superior de la etapa de WHB). La etapa de WHB 414 incluye una cubierta superior 427 con un tubo 418 de salida de gas de síntesis.

Tal como se ilustra, la corriente de alimentación de GHR puede ser proporcionada a través de la entrada de GHR 419 a la zona 420', que está encerrada por la cubierta de cabecera. La corriente de alimentación de GHR puede fluir desde la zona 420' encerrada por la cubierta de cabecera 420 a los tubos 407. La cubierta de cabecera puede inhibir la comunicación entre la alimentación de entrada en la tubería 419 y el gas producto en el espacio 413. Al menos partes de la corriente de alimentación de GHR pueden someterse a la reforma de vapor catalítico para producir gas de síntesis. La corriente de producto puede salir a través de las boquillas 409 de los tubos 407 para mezclarse con los gases procedentes de la etapa de POX del sistema de generación de gas de síntesis combinada. Esta corriente combinada puede fluir a través de la placa perforada 408 hacia el lado de la carcasa de la etapa de GHR para proporcionar calor a los tubos para la reforma de vapor catalítica de la corriente de alimentación de GHR en los tubos 407. Al proporcionar calor a la corriente en los tubos 407, la corriente de gas combinada puede ser enfriada.

La refrigeración y transferencia de calor desde el flujo de gas de síntesis en el lado de la carcasa pueden ser mejoradas mediante la inclusión de deflectores horizontales espaciados regularmente (p. ej., separados verticalmente, que dirigen el flujo del lado de la carcasa sobre la parte exterior de los tubos 407 de una manera óptima consistente con las limitaciones de caída de presión a través del lado de la carcasa del GHR 405). Tal como se ilustra los deflectores tienen recortes segmentados dispuestos alternativamente para facilitar el flujo de gas del lado de la carcasa de un espacio de deflector a otro. La disposición de los deflectores permite que el recorte en la placa de tubos coincida con el tamaño del deflector y la ubicación en relación con el haz de tubos, de manera que el flujo de gas del lado de la carcasa pueda salir a través del recorte de la placa de tubos 412. En algunas implementaciones, se puede utilizar una disposición de deflector en forma de disco y rosquilla. La corriente de gas enfriada puede salir del lado de la carcasa de la etapa de GHR 405 en la abertura 412 para que fluya al interior del espacio 413 dispuesto entre la etapa de WHB 414 y la etapa de GHR 405. La corriente de gas enfriada puede entonces fluir hacia el lado del tubo de la etapa de WHB 414 y puede proporcionar calor para producir vapor de agua del agua de alimentación de la entrada 415, que puede enfriar adicionalmente la corriente de gas combinada enfriada. El vapor de agua producido o vapor de agua más agua producido puede salir de WHB en la salida 416. Una parte o la totalidad de la corriente de vapor, opcionalmente con procesamiento adicional que puede incluir un calentamiento adicional, podría proporcionarse a la etapa de GHR 405 y/o a la etapa de POX 401. La corriente de gas de síntesis combinada enfriada adicionalmente puede salir de la etapa WHB y/o el sistema de gas de síntesis combinada en la salida 418 de gas de síntesis.

En algunas implementaciones, las partes metálicas expuestas o partes de las mismas (p. ej., las partes metálicas expuestas incluyendo opcionalmente la superficie expuesta de la placa de tubos WHB) en el espacio 413 pueden incluir un revestimiento protector 423 (p. ej., el revestimiento puede estar revestido, el revestimiento puede ser una capa superior de las partes, el revestimiento puede ser una capa acoplada de forma desmontable, etc.). El revestimiento protector 423 puede ser sustancialmente impermeable a los gases y/o puede aplicarse después de haberse instalado la etapa de GHR 405 con la cubierta de cabecera 420. El revestimiento protector 423 puede ser retirada si el haz de GHR necesita ser reemplazado en el futuro. Un aislamiento protector puede cubrir, al menos en parte, los miembros de acoplamiento 421 y 422. La cara inferior de la placa de tubos de GHR 409, o al menos partes de la misma, se puede recubrir con un revestimiento 424 estanco a los gases. El revestimiento 424 puede permitir que la placa de tubos sea construida a partir de un material menos costoso que los tubos de GHR 407 (p. ej., los tubos de GHR pueden incluir aleaciones de níquel tales como 693 ó 617). La pared del recipiente en la etapa de POX 401 y la etapa de GHR 405 puede estar aislada internamente con una capa de aislamiento 425. La capa de aislamiento 425 puede incluir un aislamiento cerámico permanente. La envuelta del recipiente en la región del espacio 413 puede estar aislada internamente con una capa de aislamiento 426, que puede incluir, en algunas implementaciones, un aislamiento cerámico permanente.

Aunque en la FIGURA 4 se ilustra una implementación de un sistema de generación de gas de síntesis de tres etapas, se pueden añadir, eliminar y/o modificar diversos componentes y/o características. Por ejemplo, las etapas se pueden disponer de forma horizontal u oblicua. Como otro ejemplo, la etapa de POX se puede disponer próxima a la parte superior de un sistema de generación de gas de síntesis. La etapa de GHR se puede disponer próxima (p. ej., adyacente, por debajo, etc.) a la etapa de POX y/o la etapa de WHB. El sistema puede estar dispuesto en una configuración vertical u oblicua con el POX en la parte superior, seguido por el GHR y con la WHB en la parte inferior. La disposición vertical mostrada en la FIGURA 4 puede permitir que el haz de tubos de GHR sea fácilmente desprendido de la envuelta después de la separación de la sección de caldera del calor residual. Como otro ejemplo, un tubo puede ser un conducto. En algunas implementaciones, otras capas de aislamiento 425 y/o 426 pueden incluir un tipo diferente de aislamiento. Un área de sección transversal de una etapa de POX y una etapa de GHR puede ser aproximadamente similar en tamaño. En algunas implementaciones, el sistema de generación de gas de síntesis combinado puede ser un único recipiente presurizado que incluye tres etapas. Como otro ejemplo, el vapor de agua producido por la etapa de WHB puede combinarse con corriente de alimentación y/o puede proporcionarse a un precalentador. El vapor de agua producido por la etapa de WHB puede no ser proporcionado a un sistema de tuberías externas al sistema combinado de gas de síntesis, sino más bien puede ser proporcionado internamente a la etapa de POX y/o la etapa de GHR.

La FIGURA 7 ilustra un procedimiento 700 a modo de ejemplo para la producción de gas de síntesis utilizando un sistema combinado de generación de gas de síntesis tal como el sistema combinado de generación de gas de síntesis ilustrado en la FIGURA 4. Una corriente de alimentación puede ser parcialmente oxidada en una etapa de oxidación parcial de un reactor de tres etapas, utilizando al menos un quemador próximo a una parte inferior del reactor de tres etapas (operación 702). Por ejemplo, una corriente de gas natural, una corriente de aire y/o vapor de agua se pueden proporcionar a una etapa de POX de un reactor de tres etapas. Se puede inhibir (operación 704) una distribución de la temperatura en la etapa de POX mayor que un intervalo especificado. Por ejemplo, el o los quemadores de un POX pueden estar diseñados para alcanzar una temperatura de reacción sustancialmente

5 uniforme en la etapa de POX. Zonas limitantes de poca o insignificante mezclado pueden aumentar los rendimientos de gas de síntesis, reducir los costos de producción de gas de síntesis y/o fomentar temperaturas de reacción uniformes en la etapa de POX, por ejemplo. Se puede inhibir la producción libre de carbono y/o de hollín (operación 706). Por ejemplo, el o los quemadores de la POX pueden estar diseñados o seleccionados de modo que se minimice la producción libre de carbono y/o de hollín.

10 Se puede permitir que los gases en la etapa de POX del reactor de tres etapas se mezclen (p. ej., debido al patrón de flujo de los gases) de manera que sean inhibidas las zonas de poca o insignificante mezclado en la etapa de POX (operación 708). Por ejemplo, los quemadores de la POX pueden estar situados de tal manera que se minimicen o inhiban las zonas de poca o insignificante mezclado. Se puede producir un flujo de vórtice estable en la etapa de POX para inhibir zonas de poca o insignificante mezclado. La etapa de POX puede tener un volumen suficiente para que tenga lugar una mezclado eficiente de los gases de alta temperatura producidos por el quemador y un tiempo de permanencia suficiente para que tengan lugar las reacciones de alta temperatura, lo que puede maximizar la producción de gas de síntesis y minimizar la producción de partículas de carbono sólidas (p. ej., producción de partículas de carbono cero o mínima).

15 Se puede permitir que los gases procedentes de la etapa de POX y los gases de los tubos de la etapa de GHR se mezclen (operación 710). Por ejemplo, se puede permitir que los gases procedentes de la etapa de POX y la etapa de GHR se mezclen en la zona de mezclado dispuesta entre los tubos de la etapa de GHR y la etapa de POX. El gas procedente de los tubos del GHR puede incluir gas de síntesis producido por reforma de vapor catalítica de la corriente de alimentación y/o la corriente de vapor que penetra en los tubos de la etapa de GHR. Gas producto de la  
20 etapa de GHR puede salir de las boquillas de los tubos para fomentar la mezclado entre los gases procedentes de la POX y los tubos del GHR (operación 712).

25 La corriente de gas combinada puede fluir a través de una placa perforada (operación 714). Por ejemplo, la corriente de gas combinada puede fluir a través de una placa perforada situada próxima a la zona de mezclado del lado de la carcasa de la etapa de GHR. La placa perforada puede soportar una capa de partículas que puede actuar como un dispositivo de eliminación de carbono y/o una sección catalítica, para alcanzar el equilibrio para la reacción de desplazamiento de agua y gas y/o enfriar la mezcla de gas de síntesis combinada. El lado de la carcasa del GHR puede ser provisto de deflectores. El permitir que la corriente de gas combinada fluya a través de la placa perforada puede imponer una caída de presión a través de la placa perforada, lo que puede provocar un flujo más uniforme (p. ej., cuando se compara con el flujo sin el uso de una placa perforada) a través de la placa perforada a lo largo de  
30 una sección transversal del espacio de mezclado.

El vapor y/o la alimentación en los tubos de la etapa de GHR pueden calentarse (operación 716). Por ejemplo, la corriente de gas combinada en el lado de la carcasa del GHR puede proporcionar calor para calentar la corriente en el lado del tubo de la etapa de GHR.

35 La corriente de gas combinada enfriada puede fluir desde el lado de la carcasa de la etapa de GHR a la etapa de WHB (operación 718). El agua de alimentación a la WHB se puede calentar utilizando el gas enfriado para producir vapor de agua que debe ser proporcionado a la etapa de GHR y/o la etapa de POX (operación 720). La corriente de gas combinada enfriada se puede enfriar adicionalmente al proporcionar el calor para producir vapor de agua en el WHB. La corriente de gas combinada refrigerada, que incluye gas de síntesis, puede fluir desde el WHB (operación 722).

40 El procedimiento 700 puede ser implementado por diversos sistemas tales como los sistemas 100 y 400. Además, se pueden añadir, eliminar o modificar diversas operaciones. Por ejemplo, en un reactor de gas de síntesis combinado de dos etapas, las operaciones 718, 720 y/o 722 no puede llevarse a cabo por el sistema de gas de síntesis combinado. Como otro ejemplo, la corriente de vapor de agua producida puede ser proporcionada a un precalentador y/o puede ser mezclada con una parte de una corriente de alimentación. En alguna implementación, el  
45 procedimiento 700, o partes del mismo, pueden ser realizado por un reactor de dos etapas (p. ej., un reactor que incluye una etapa de POX y una etapa de GHR).

La FIGURA 8 ilustra una parte de un sistema de generación de gas de síntesis 800 a modo de ejemplo. Tal como se ilustra, el sistema de generación de gas de síntesis 800 incluye un reactor de dos etapas con una etapa de POX 810 y una etapa de GHR 820 integradas. Una corriente de alimentación, corriente de oxígeno y/o corriente de vapor puede ser proporcionada a un quemador 812 de la etapa de POX 810. La corriente de alimentación se puede oxidar parcialmente para producir gas de síntesis. Una corriente de alimentación y una corriente de vapor de agua se pueden proporcionar al lado del tubo de una etapa de GHR 820. En los tubos 822, que incluyen un catalizador, al

menos una parte de la corriente de alimentación en los tubos puede ser catalíticamente reformada con vapor para producir gas de síntesis. La corriente de gas procedente de los tubos 822 de la etapa de GHR 820 y los gases en la etapa de POX 810 se pueden mezclar y se deja que fluyan a través de la placa perforada 830. La corriente de gas combinada puede fluir a través de la placa perforada 830 y la capa de partículas 860 al lado de la carcasa de la etapa de GHR. El calor procedente de la corriente de gas combinada puede ser proporcionado a la corriente en los tubos de la etapa de GHR. El permitir que el calor procedente de la corriente de gas combinada a utilizar para calentar la corriente en los tubos del lado de GHR puede proporcionar ahorros de costos y puede producir un mayor rendimiento de gas de síntesis.

La forma de la parte superior de la etapa de POX 810 puede ser tal que se constituye el revestimiento 850 del recipiente interno refractario (p. ej., de modo que existan salientes en una cavidad del recipiente) y/o salientes pueden estar acoplados a una zona interna del recipiente de manera que los tubos 822 están distribuidos aproximadamente de manera uniforme a través de la sección transversal de salida del flujo de gas POX tal como se ilustra en las FIGS. 8-10. La FIGURA 9 ilustra una vista en sección transversal de una parte superior 900 de una etapa de POX. Tal como se ilustra, dos segmentos deflectoras 910 estarían dispuestos próximos a los bordes de la sección transversal, asumiendo que no hubiera tubos 920 a través de los segmentos deflectoras. Tal como se ilustra en la FIGURA 10, para una disposición de GHR en forma de disco y rosquilla, una sección transversal 1000 de los cuales se ilustra en la FIGURA 10, los segmentos 1010 serían un anillo anular y también puede ser una zona vacía circular en la placa perforada 1020 por encima de las boquillas de salida de GHR.

Tal como se ilustra en la FIGURA 8, una placa perforada 830 puede estar dispuesta próxima a los extremos del tubo de GHR 822 (p. ej., por encima de las boquillas de salida de los tubos). Los tubos de GHR pueden penetrar en la placa perforada 830. La placa 830 puede incluir aberturas para las penetraciones de tubos de GHR y un segundo conjunto de aberturas, que puede ser más pequeño. La corriente de gas procedente de la zona de mezclado puede pasar a través del segundo conjunto de aberturas al lado de la carcasa del GHR. El segundo conjunto de aberturas puede provocar una caída de presión adicional y/o asegurar un flujo uniforme a lo largo de la sección transversal del espacio de mezclado de POX/GHR. Por encima de esta placa perforada 830 y la capa de partículas 860, el flujo de gas de síntesis combinado puede ser asimétrico a medida que el flujo de gas penetra en la sección de intercambio de calor con deflectores.

Diversas implementaciones de los reactores de tres etapas y/o reactores de dos etapas pueden incluir una o más o ninguna de las siguientes características. Un área de sección transversal del recipiente (p. ej., diámetro) entre la etapa de POX y la de GHR puede ser similar o diferente. Por ejemplo, el recipiente puede reducirse entre la etapa de POX y la etapa de GHR y/o a través de la etapa de GHR. Como otro ejemplo, el recipiente puede tener un área de sección transversal aproximadamente constante a lo largo de toda la longitud del recipiente. En algunas implementaciones, un lado de la carcasa de la etapa de GHR puede incluir una capa de material de empaquetamiento tal como un material de empaquetamiento inerte en forma de cerámica (p. ej., en el espacio 860 ilustrado en la FIGURA 8). El empaquetamiento puede estar dispuesto por encima de la placa perforada y puede atrapar partículas de carbono producidas por el quemador de POX (p. ej., partículas de carbono se pueden producir en particular durante el arranque del sistema, al ser llevado hasta la temperatura de trabajo). Una característica del sistema puede ser que cuando el sistema se hace funcionar a temperaturas por encima de aproximadamente novecientos grados Celsius, cualquier carbono atrapado en la capa de empaquetamiento se gasificará a CO y H<sub>2</sub> cuando se hace reaccionar por reacción con vapor de agua y/o CO<sub>2</sub>.

Otra característica del sistema puede ser que el quemador de POX puede ser una sola unidad o múltiples unidades, cada una de ellas con entradas de oxígeno, de alimentación de combustible y/o de vapor de agua separadas. El o los quemadores de POX pueden estar dispuestos cerca de la cabecera inferior de la etapa de POX y se encienden verticalmente hacia arriba. El o los quemadores pueden estar diseñados para fomentar la retro-mezclado del gas de síntesis producto caliente en la zona de reacción de oxígeno primario/hidrocarburos de alta temperatura para asegurar un intervalo de temperaturas de reacción. El o los quemadores también pueden estar diseñados para minimizar, inhibir y/o eliminar carbono libre o la producción de hollín por parte del quemador.

Otra característica del sistema puede incluir la recirculación que puede ser provocada por el diseño del quemador y puede proporcionar un patrón de flujo del gas de descarga que proporciona un flujo de vórtice estable inmediatamente por encima de cada uno de los quemadores. El flujo de vórtice estable puede proporcionar un patrón de flujo de gas de recirculación grande de nuevo a la zona de reacción del quemador. En algunas implementaciones, puede existir un nivel mínimo de flujo de recirculación a granel en la zona principal de la etapa de POX. Por ejemplo, más de 90% del gas de síntesis POX puede tener un tiempo de permanencia de 4 segundos o más para permitir que el tiempo maximice la producción de gas de síntesis en el reactor de POX.

5 Otra característica del sistema puede incluir que la mezcladura del flujo de gas de síntesis de la salida de los tubos de GHR y el flujo de gas de síntesis de POX puede ser independiente de los patrones de flujo en el sistema de quemador de POX. Por lo tanto, se puede implementar el patrón de flujo apropiado para cada una de las etapas de mezcladura. En algunas implementaciones, un mecanismo primario para mezclar el gas de síntesis de salida de GHR de cada uno de los tubos llenos de catalizador es a través del uso de una boquilla de restricción próxima a un extremo de cada uno de los tubos. El gas que sale de la boquilla puede tener una velocidad media de salida de al menos aproximadamente 20 metros/segundo y/o de aproximadamente 30 a 80 metros/segundo. Estas corrientes de gas a alta velocidad pueden provocar que la mayoría del gas circundante se mezcle con el producto de gas de síntesis que sale de los tubos de GHR.

10 Otra característica del sistema puede incluir que la etapa del recipiente del reactor de GHR puede estar dispuesta con tubos de GHR en una configuración de intercambiador de calor con deflectores utilizando un deflector segmentado o una disposición de deflectores en forma de disco y rosquilla.

15 Otra característica del sistema puede incluir ahorros de costes significativos (p. ej., disminuyendo los requisitos de tuberías, huella disminuida, recuperación y utilización más eficiente de calor, etc.). Por ejemplo, en algunas implementaciones, la tubería no es necesaria para las corrientes de gas producto (p. ej., gas de síntesis) fluya entre múltiples recipientes. La tubería requerida para recipientes separados es comúnmente de alta temperatura, con aislamiento interior con tubo de acero externo de alta presión de gran diámetro que debe ser una camisa de agua para mantener constante o vigilado cualquier posible calentamiento local de la temperatura debido a problemas con el aislamiento interior. La reducción de la necesidad de este tipo de tuberías costoso puede disminuir los costes de  
 20 puesta a punto (p. ej., debido a una instalación más fácil, menos tubería requerida, etc.) y la producción de gas de síntesis (p. ej., ya no se necesitará vigilar, reparar o sustituir la costosa tubería). Como otro ejemplo, cuando se utilizan tres recipientes separados, se requiere una separación mínima vertical y una separación horizontal entre los recipientes (p. ej., por disposiciones gubernamentales y/o industriales, tales como DOW Fire and Safety Standards) para alojar las conexiones de la tubería de gas de síntesis a alta temperatura. Esto significa que los tres recipientes están soportados en un marco de acero caro con un área en sección transversal y una altura significativos. Un único recipiente puede estar libremente dispuesto con un espacio libre adecuado para la separación de los quemadores de la base del recipiente. Puede no ser necesaria una estructura de acero de soporte y/o se puede requerir significativamente menos acero de soporte en comparación con los sistemas que utilizan recipientes separados. Además, el costo de una sola unidad es significativamente menor que tres unidades. Por ejemplo, hay dos  
 25 cabezales de recipientes de alta presión, en lugar de seis en unidades individuales. Además, se puede conseguir un ahorro de costes y un ahorro de tiempo, ya que se requiere una codificación y aprobación de un recipiente cuando se utiliza una sola unidad, en contraposición a tres unidades o dos unidades.

30 Otra característica del sistema incluye que una sola unidad puede ser construida como un conjunto modular totalmente fabricado y transportable que también puede incluir otros componentes aguas arriba y aguas abajo con un rendimiento mucho mayor que una configuración de tres recipientes. Otra característica incluye un riesgo disminuido de fallo refractario, ya que la disposición refractaria, la ubicación y la cantidad pueden ser más favorables que un diseño con tubería de interconexión con aislamiento interior.

35 Otra característica del sistema puede incluir que aproximadamente el mismo o un menor número de problemas significativos están asociados con la puesta en marcha y el funcionamiento con un solo recipiente. De hecho, menos problemas pueden estar asociados con un solo recipiente en comparación con las dos o tres unidades separadas, ya que en la práctica se pondrá en marcha la totalidad del tren de gas de síntesis de tres recipientes, desconectados y hechos funcionar como una sola unidad, sin válvulas de aislamiento entre las tres unidades. Otra característica puede ser que los sensores para vigilar el rendimiento de las plantas se pueden colocar fácilmente dentro de la dotación de un solo recipiente. Además de ello, el mantenimiento y la inspección pueden facilitarse en la  
 40 configuración de un solo recipiente, cuando se compara con el mantenimiento y la inspección de múltiples unidades.

45 Otra característica puede incluir la mezcladura de vórtice estable de la etapa de POX. Por ejemplo, los sistemas descritos en la Patente de EE.UU. N° 4.741.885 incluyen una disposición de remolino de quemadores de POX a lo largo de una longitud de un recipiente para inducir un flujo de vórtice con un componente central ascendente que tiene una sección transversal correspondiente a la sección transversal del área del tubo en el GHR. El uso de  
 50 múltiples quemadores dispuestos tangencialmente alrededor de la periferia de la sección de POX e inclinados en un ángulo con el eje radial en cada posición del quemador y también inclinada hacia arriba provoca un movimiento de remolino ascendente a ser inducido en la cavidad de la etapa de POX. Sin embargo, se producirán las zonas muertas o áreas con mezcladura o velocidades de flujo insignificantes. Las zonas muertas pueden provocar un perfil desigual de temperaturas de reacción en la etapa de POX y/o un rendimiento disminuido de gas de síntesis.  
 55 Además, el sistema descrito en el documento US 4.741.885 provoca un diferencial de presión a través de la unidad.

5 Este diferencial de presión es altamente indeseable. Una desventaja adicional es que la formación de vórtice se encuentra en todo el cuerpo del espacio de POX y sirve para inducir que producto de gas de síntesis a una temperatura más baja sea descargado al espacio de POX, por lo tanto reduciendo localmente la temperatura del espacio de POX y previniendo la conversión máxima de la los gases de los quemadores de POX al gas de síntesis debido a la variación en la temperatura y el tiempo de permanencia provocados por esta disposición.

10 Aunque las corrientes se han descrito para que incluyan diversos componentes en las implementaciones, las corrientes pueden incluir uno o más de otros componentes. Por ejemplo, aunque la corriente de alimentación se describa como incluyendo metano, la corriente de alimentación puede incluir otros componentes tales como otros hidrocarburos (p. ej., etano, propano, butano, pentano, etc.), otros compuestos que contienen carbono (p. ej., dióxido de carbono, monóxido de carbono, alcoholes, etc.), compuestos orgánicos, compuestos que contienen azufre (p. ej., compuestos orgánicos de azufre, sulfuro de hidrógeno, etc.), nitrógeno, argón, etc. La corriente de alimentación puede ser gas natural, gases asociados con la producción de petróleo crudo, gases de escape combustibles de otros procesos tales como operaciones de refinería, hidrocarburos líquidos, etc. En algunas implementaciones, cuando la corriente de alimentación puede ser gas natural procesado, por ejemplo, los compuestos de azufre en el 15 gas natural pueden ser separados o al menos parcialmente separados para evitar daños al catalizador, particularmente en el GHR. Como otro ejemplo, aunque el gas de síntesis se describe como incluyendo monóxido de carbono e hidrógeno, el gas de síntesis también puede incluir otros componentes tales como gases inertes (p. ej., nitrógeno o argón). Como otro ejemplo, una corriente de oxígeno puede incluir gases inertes o nitrógeno, además de oxígeno.

20 Aunque las corrientes se describen como corrientes de gas o incluyendo gases, también pueden existir otras formas de materia en las corrientes. Por ejemplo, la corriente puede incluir un líquido. Como ejemplo, las corrientes en la etapa de WHB pueden incluir agua y vapor de agua.

Aunque diversas características se describen en unión con una descripción del reactor de dos etapas o reactor de tres etapas, diversas características se pueden aplicar a cualquiera de los dos.

25 Aunque los tubos se describen en diversas implementaciones, se pueden utilizar otros conductos, según sea apropiado. Aunque los recipientes se describen en diversas implementaciones, se pueden utilizar otros tipos de recipientes (p. ej., de diversas formas y diseños), según sea apropiado.

30 Aunque se ha descrito anteriormente una implementación específica del sistema, se pueden añadir, eliminar y/o modificar diversos componentes. Además, las diversas temperaturas y/o concentraciones se describen a título de ejemplo. Las temperaturas y/o concentraciones pueden variar, según sea apropiado.

Tal como se utiliza en esta memoria, las formas singulares "un", "una" y "el", "la" incluyen referentes plurales, a menos que el contenido indique claramente lo contrario. Así, por ejemplo, la referencia a "una corriente" incluye una combinación de dos o más corrientes y una referencia a "una alimentación" incluye diferentes tipos de alimentaciones.

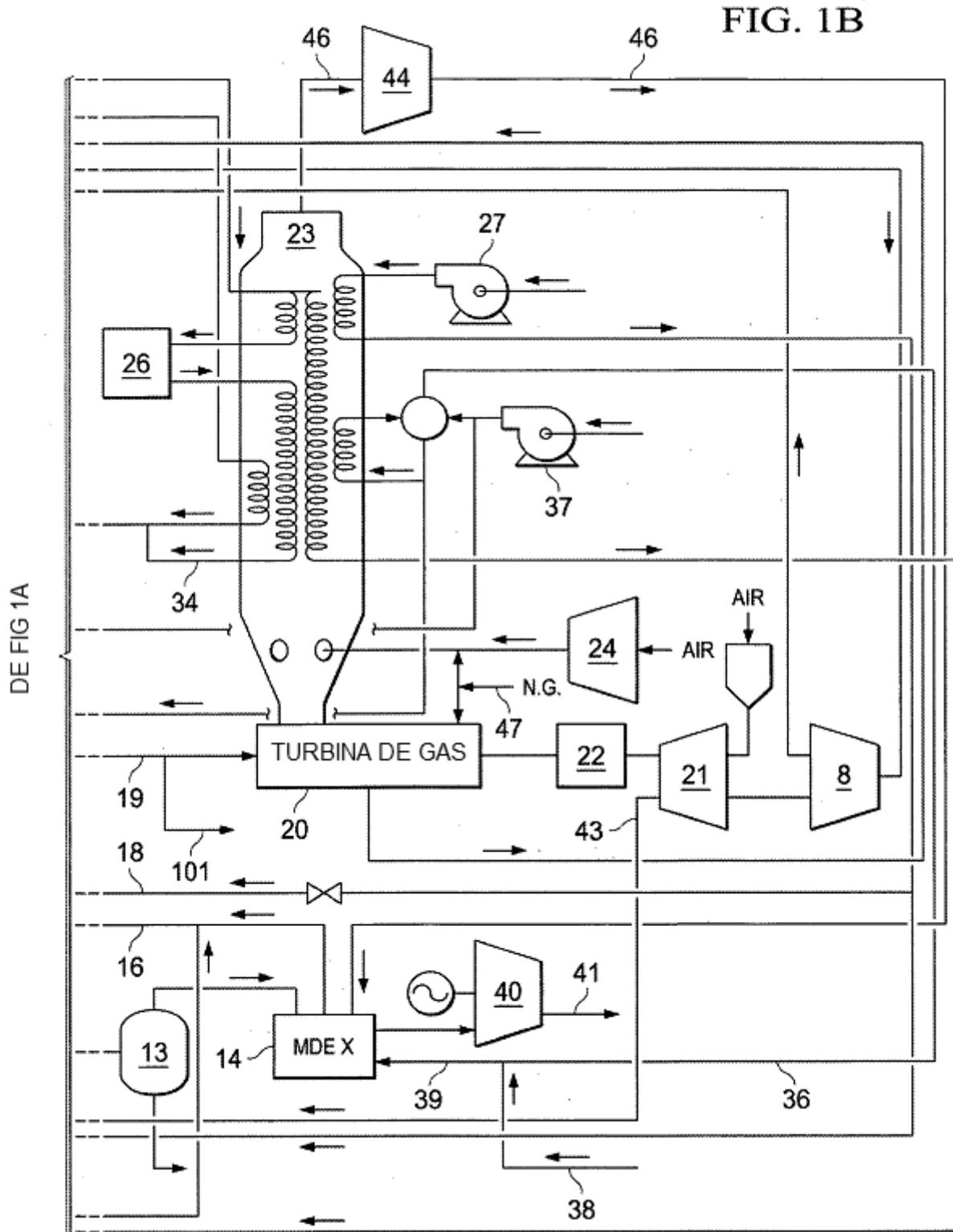
35

## REIVINDICACIONES

1. Un método para producir una mezcla de gas combustible, que comprende:
- 5 hacer reaccionar exotérmicamente una primera parte de una corriente de alimentación de hidrocarburos con al menos un gas oxidante que comprende oxígeno molecular, para producir un producto de gas de síntesis generado exotérmicamente;
- reformar endotérmicamente una segunda parte de la corriente de alimentación de hidrocarburos con vapor de agua sobre un catalizador en un reformador de intercambio de calor, para producir un producto de gas de síntesis reformado endotérmicamente, en donde al menos una parte del calor utilizado en la generación del producto de gas de síntesis reformado endotérmicamente se obtiene recuperando calor del producto de gas de síntesis generado exotérmicamente y el producto de gas de síntesis reformado endotérmicamente;
- 10 combinar el producto de gas de síntesis generado exotérmicamente y el producto de gas de síntesis reformado endotérmicamente para producir una corriente de gas de síntesis combinada;
- enfriar la corriente de gas de síntesis combinada para producir vapor de agua en una caldera de recuperación de calor;
- 15 reducir la presión de la corriente de gas de síntesis combinada enfriada en una turbina de expansión productora de energía a la presión requerida para una corriente de alimentación de gas combustible sustancialmente exenta de CO<sub>2</sub> a una turbina de gas productora de energía;
- hacer reaccionar catalítica la corriente de gas de síntesis combinada en uno o más reactores de desplazamiento de monóxido de carbono catalíticos para generar una corriente desplazada combinada que incluye H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub> adicionales;
- 20 enfriar la corriente de gas de síntesis desplazada combinada hasta cerca de la temperatura ambiente en un intercambiador de calor de aleta y placa multi-corriente de múltiples pasadas que calienta el agua requerida para la producción de vapor de agua para el sistema de generación de gas de síntesis y pre-calienta producto de gas combustible y evapora agua para la mezclado con el producto de gas combustible;
- 25 separar CO<sub>2</sub> de la corriente de gas de síntesis desplazada combinada por encima de un umbral especificado para producir una corriente de combustible con un contenido mínimo de CO<sub>2</sub>;
- generar oxígeno en una unidad de separación de aire que es suministrada con aire producido de compresores de aire accionados por una primera turbina de gas;
- 30 utilizar al menos parte del nitrógeno procedente de la unidad de separación de aire a mezclar con el gas de síntesis agotado en CO<sub>2</sub> más agua evaporada para proporcionar un gas combustible para una segunda turbina de gas productora de energía, y
- utilizar al menos parte del calor en el escape de la primera turbina de gas para proporcionar al menos parte del calor requerido para pre-calentar alimentaciones de combustible más oxígeno más vapor de agua al sistema de generación de gas de síntesis.
- 35 2. El método de la reivindicación 1, en el que el producto de gas de síntesis generado exotérmicamente se genera utilizando un quemador de oxidación parcial seguido de una sección reformadora catalítica en un reformador de vapor de agua más hidrocarburos calentado por convección.
3. El método de la reivindicación 1, en el que la corriente de alimentación incluye metano.
4. El método de la reivindicación 1, en el que el CO<sub>2</sub> separado de la corriente de gas de síntesis combinada incluye al menos 80% de un carbono total presente en la alimentación de hidrocarburos total al sistema de generación de gas de síntesis y a la primera turbina de gas.
- 40 5. El método de la reivindicación 1, en el que el CO<sub>2</sub> se separa utilizando al menos un uno de un proceso de lavado físico convencional o un proceso de lavado químico convencional.
6. El método de la reivindicación 1, en el que el CO<sub>2</sub> se separa en un sistema de reactor cíclico de conversión de desplazamiento de CO y de adsorción de CO<sub>2</sub> combinado que opera por encima de 250°C.
- 45 7. El método de la reivindicación 1, en el que la relación de vapor de agua a átomos de carbono combinados con H<sub>2</sub> en la alimentación de hidrocarburos es mayor que 5.
8. El método de la reivindicación 1, en el que la presión de la corriente de gas de síntesis combinada que abandona la caldera de vapor de agua es mayor que 60 bares.
- 50 9. El método de la reivindicación 1, en el que la presión de salida del expandidor de gas de síntesis está por debajo de 45 bares.

10. El método de la reivindicación 1, en el que la energía generada por la primera turbina de gas proporciona toda la energía requerida para la corriente mixta de gas combustible agotada en CO<sub>2</sub> total suministrada a la segunda turbina de gas para la producción de energía.





202

	1	4,31	5	9	12	17	16	19
IBMOL/H *								
CO	2895.00	0	0	1599.5	280.3	0	280.3	280.3
H <sub>4</sub>	12151.2	0	0	15366.00	16684.7	0	16684.7	16684.7
CO <sub>2</sub>	933.9	0	29.8	4150.2	5469.4	0	3	3
H <sub>2</sub> O	8984.3	0	0	5770.00	4450.8	0	100	100
CH <sub>4</sub>	326.1	0	3976.00	326.1	326.1	0	326.1	326.1
O <sub>2</sub>	0	2782.9	0	0	0	177.5	177.5	177.5
N <sub>2</sub> +Ar	47.7	14.00	24.4	47.7	47.7	22009.7 16	22009.7	22009.7
C <sub>2</sub>	0	0	132.7	0	0	0	0	0
C <sub>3</sub>	0	0	22.7	0	0	0	0	0
C <sub>4</sub>	0	0	4.2	0	0	0	0	0
C <sub>5</sub>	0	0	0.9	0	0	0	0	0
C <sub>6</sub>	0	0	1.7	0	0	0	0	0
IBMOL/H TOTAL *	27259.00	2796.9	4194.2	27259.00	27259.00	22187.2	39581.3	39581.3
TEMPERATURA °C	320	270	500	305.5	253.2	65	50	187
PRESIÓN BARES	78	80	80	34	33.5	33	33	32.5

FIG. 2

\*: 1lbmol/h= 1,253·10<sup>-4</sup> kmol/s

204

	47	25	30	28	35	36	39	41
IBMOL/H *								
CO	0	0	0	0	0	0	0	0
H <sub>4</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	5.8	412	0	0	114	0	0	6124.4
H <sub>2</sub> O	0	0	500	10021.7	10021.7	2335.4	6110.12	0
CH <sub>4</sub>	668.3	5500.4	0	0	1522.4	0	0	0
O <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub> +Ar	4.1	33.7	0	0	9.4	0	0	0
								0
C <sub>2</sub>	22.3	183.5	0	0	50.9	0	0	0
C <sub>3</sub>	3.8	31.4	0	0	8.7	0	0	0
C <sub>4</sub>	0.7	5.8	0	0	1.5	0	0	0
C <sub>5</sub>	0.4	1.2	0	0	0.3	0	0	0
C <sub>6</sub>	0.3	2.3	0	0	0.6	0	0	
IBMOL/H TOTAL *	704.7	5799.5	500	10021.7	11627.0	2335.4	6110.12	6192.6
TEMPERATURA °C	30	15	293	293	494.4	150	150	60
PRESIÓN BARES	33	80	80	80	80	3.8	3.8	110

FIG. 3

\*: 1 lbmol/h = 1,259 · 10<sup>-4</sup> kmol/s

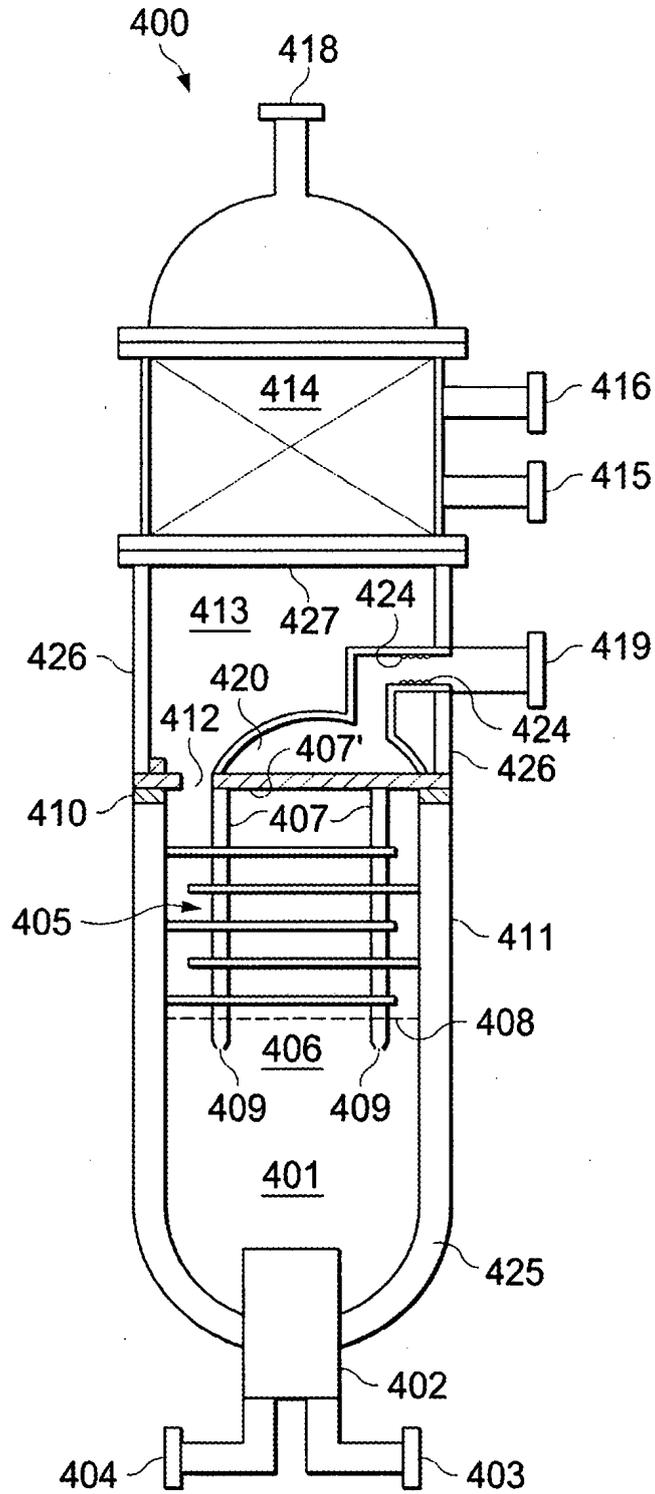


FIG. 4

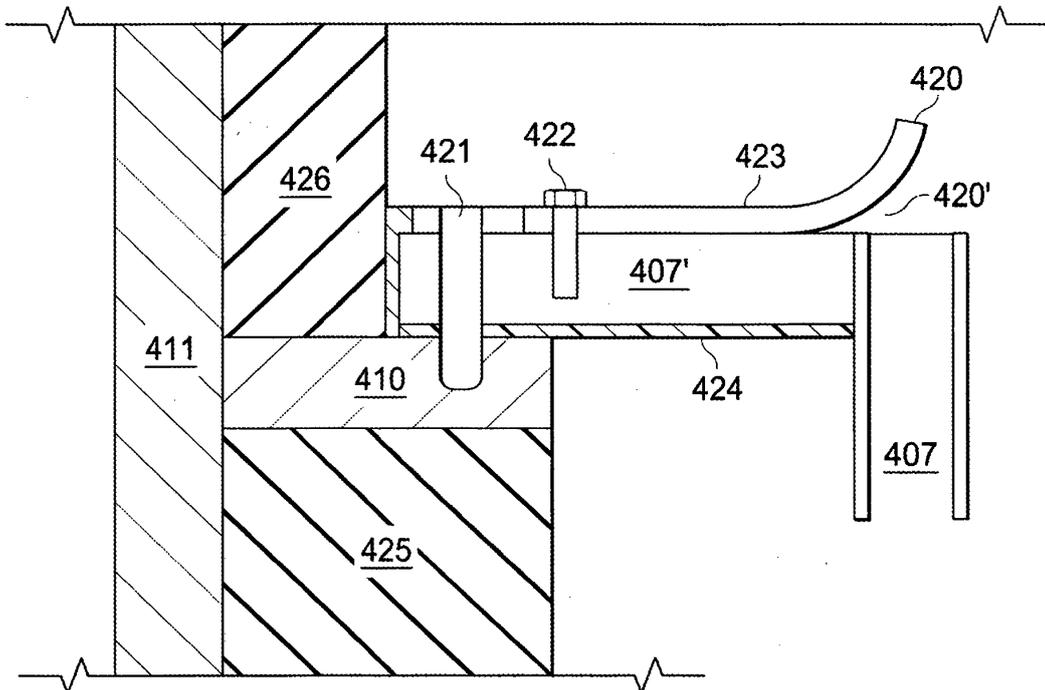


FIG. 5

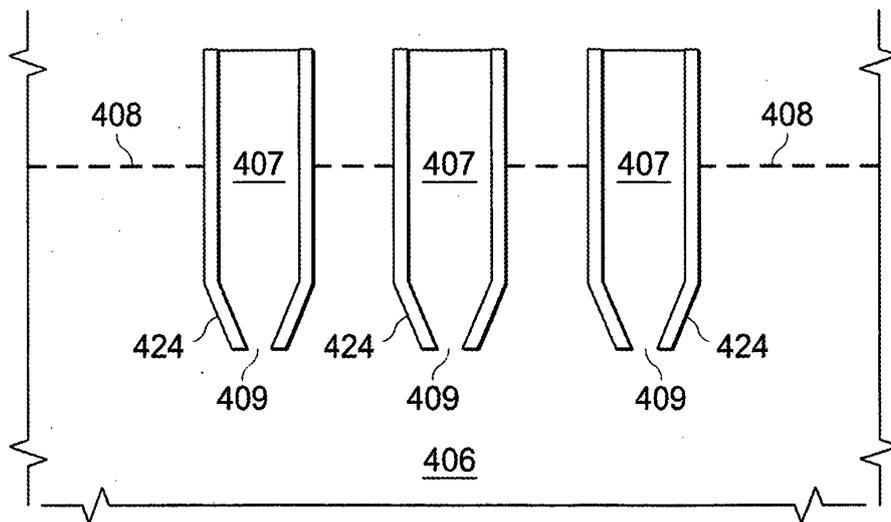


FIG. 6

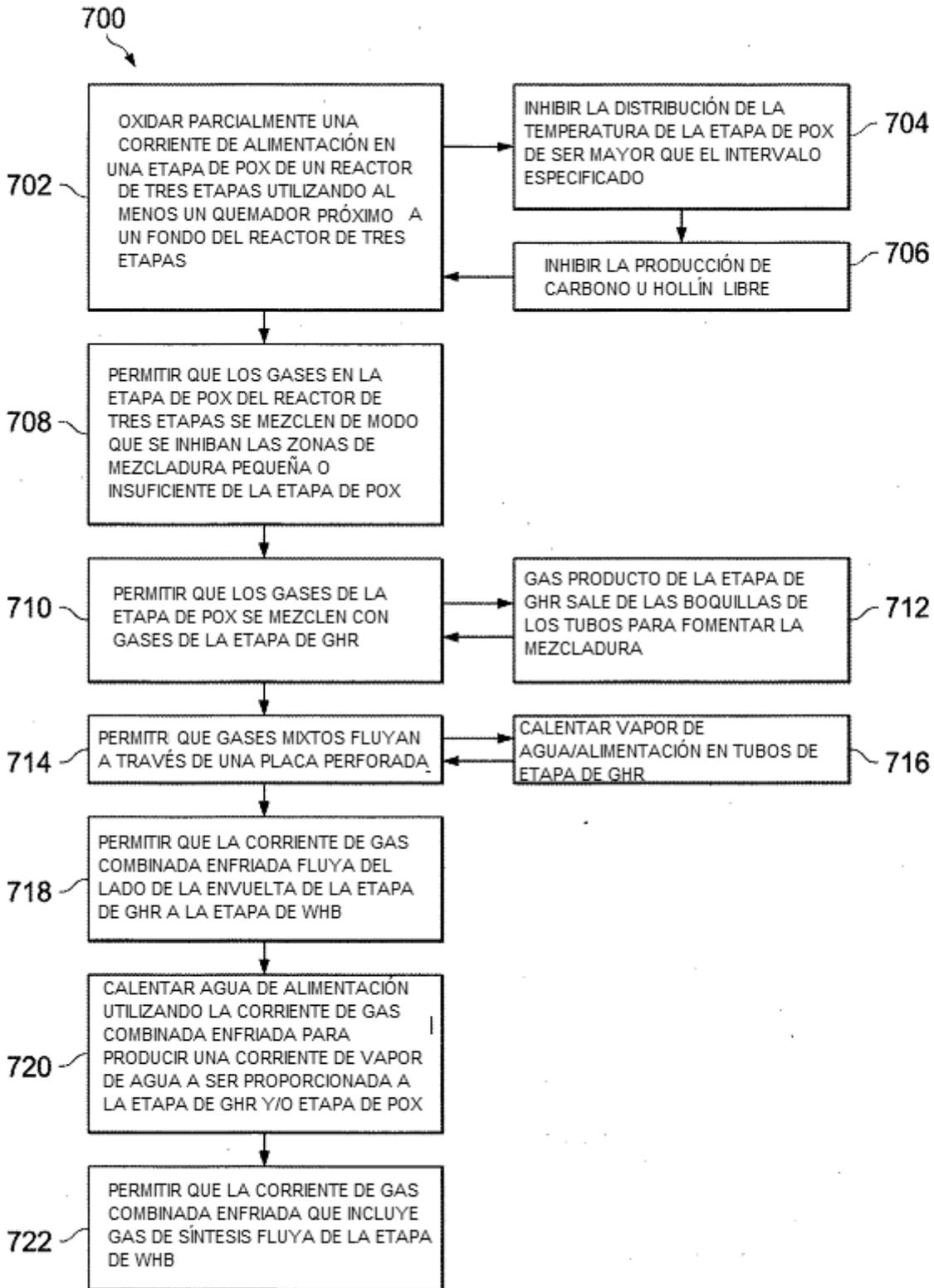


FIG. 7

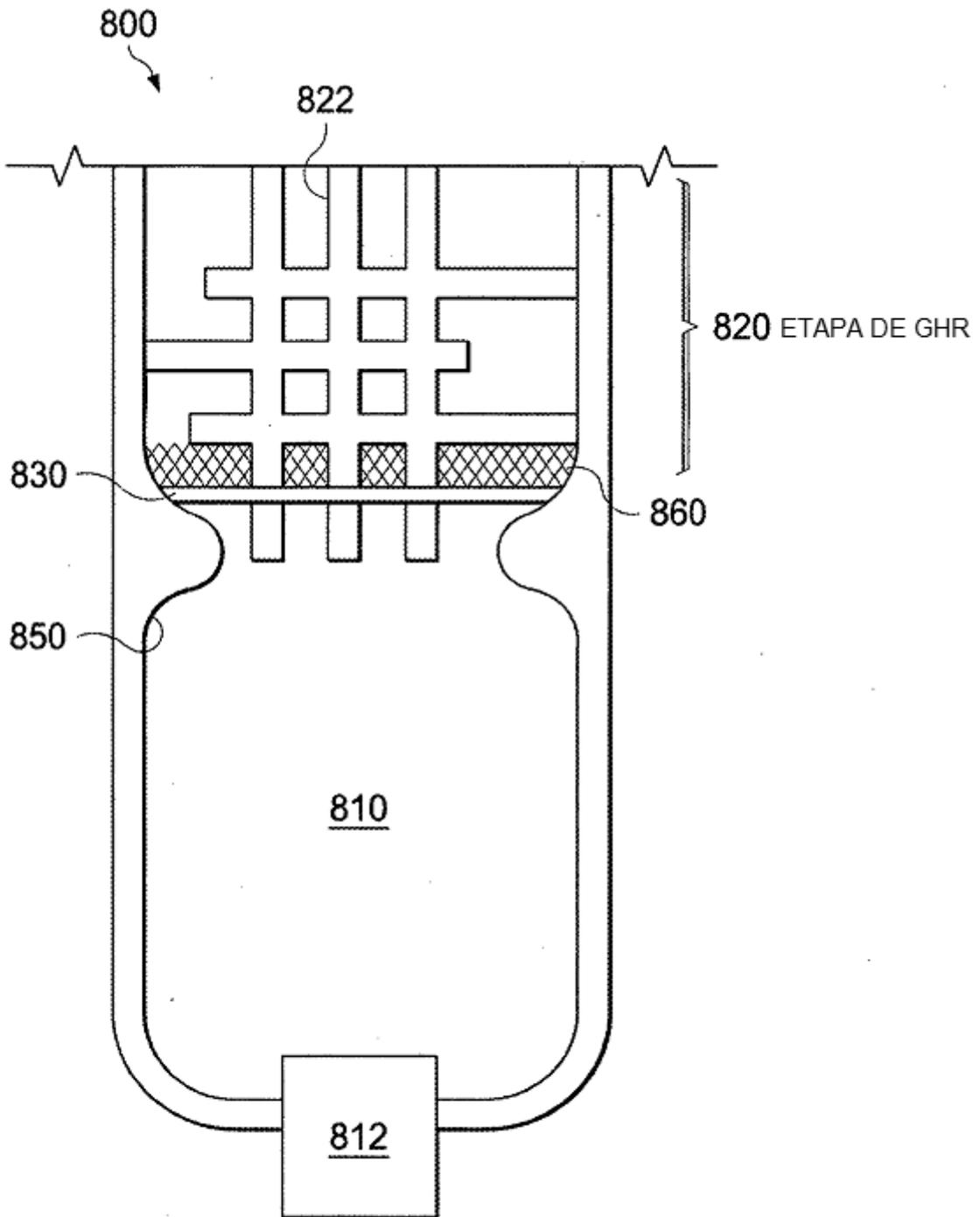


FIG. 8

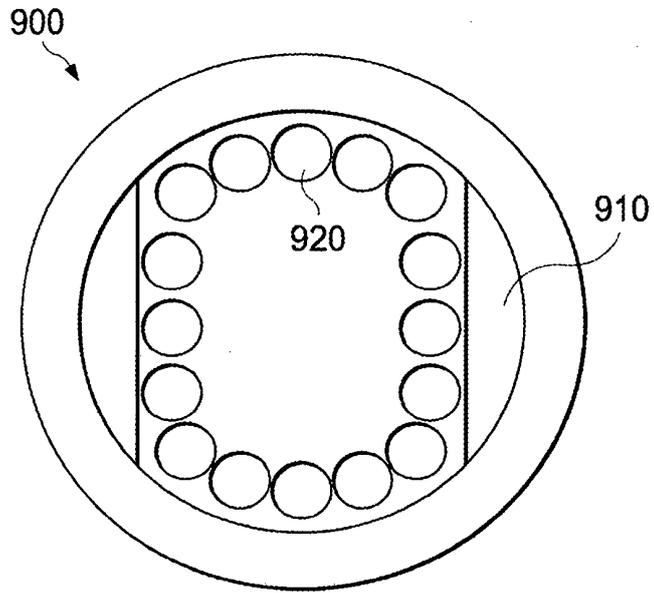


FIG. 9

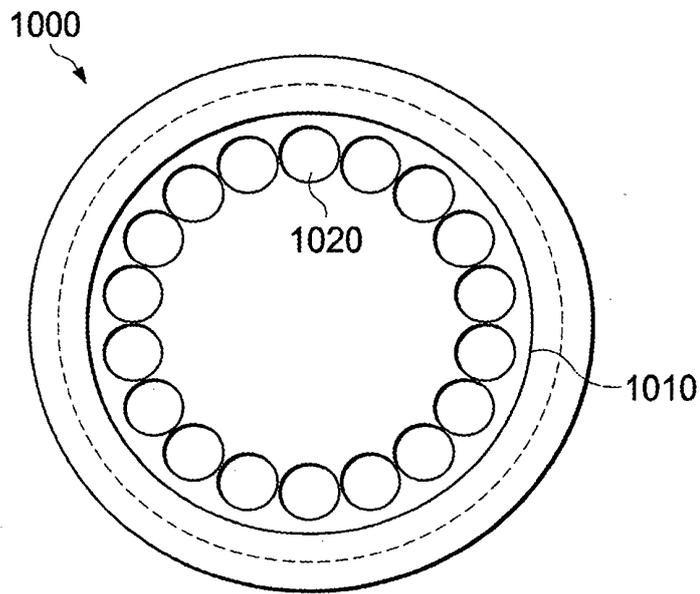


FIG. 10