

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 711 529**

51 Int. Cl.:

C01B 3/38 (2006.01)

C01B 3/48 (2006.01)

C01B 3/56 (2006.01)

C01B 3/58 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **19.08.2009 PCT/US2009/054332**

87 Fecha y número de publicación internacional: **25.02.2010 WO10022162**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **19.08.2009 E 09808776 (0)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **14.11.2018 EP 2356068**

54 Título: **Proceso de producción de hidrógeno ultrapuro a alta presión**

30 Prioridad:

21.08.2008 US 90799 P

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

06.05.2019

73 Titular/es:

**NIQUAN ENERGY LLC (100.0%)
1627 K St, NW, Suite 901
Washington, DC 20006, US**

72 Inventor/es:

ALLAM, RODNEY, J.

74 Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

ES 2 711 529 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

Proceso de producción de hidrógeno ultrapuro a alta presión

Campo técnico

5 La presente invención se refiere a la producción de hidrógeno, más concretamente, a la producción de corrientes de hidrógeno de alta pureza a alta presión.

Antecedentes

10 El hidrógeno se usa en una variedad de aplicaciones, desde la síntesis de amoníaco a operaciones de vehículos de hidrógeno. En el futuro, habrá un aumento continuo y, probablemente, a gran escala de la demanda de hidrógeno de un solo tren de gran tamaño. Para que sea adecuado para su suministro por tuberías, el hidrógeno debe ser muy puro y estar a alta presión. Habitualmente, el hidrógeno se produce, se purifica y luego se comprime para proporcionar hidrógeno a alta presión para diversos usos. Sin embargo, la compresión del hidrógeno es muy costosa.

Sumario

15 En diversas implementaciones, se produce hidrógeno ultrapuro a alta presión. El hidrógeno puede ser muy puro (por ejemplo, de menos de aproximadamente 20 ppm de nivel total de impurezas en volumen) y estar a alta presión (por ejemplo, a de aproximadamente 6 MPa a 20 MPa [de 60 bar a 200 bar) para diversos usos, tal como el suministro por tuberías. En algunas implementaciones, puede que no se requiera una compresión significativa del hidrógeno para lograr los niveles de alta presión especificados.

20 En las plantas que producen una corriente de producto de hidrógeno ultrapura, el contenido de monóxido de carbono de la mezcla de gases producida por una combinación de oxidación parcial y reformado con vapor de una materia prima de hidrocarburo se convertiría en hidrógeno mediante una reacción de conversión catalítica con vapor de agua que produciría CO₂ como subproducto. El sistema puede lograr una recuperación de hidrógeno superior al 95 % de la posible producción de H₂ total en el gas de síntesis derivado tanto del contenido de H₂ como del contenido de CO como hidrógeno puro a alta presión.

25 El documento US 20040182002 A1 desvela un proceso y una planta para la producción de hidrógeno de baja energía y bajo capital.

El documento US 20020103264 A1 desvela un proceso y un aparato para la producción de gas de síntesis.

30 El documento US 4725381 A desvela la producción de corrientes de hidrógeno que contienen al menos el 50 % en volumen de hidrógeno a partir de materias primas carbonosas, tales como carbón o petróleo pesado, que tienen una proporción atómica del hidrógeno con respecto al carbono inferior a 2. producto.

En algunas implementaciones, se puede lograr una eficiencia térmica (base de PCI basada en el producto de hidrógeno/alimentación total de gas natural) superior a aproximadamente el 75 % usando diversas implementaciones de los sistemas y procesos.

35 En algunas implementaciones, los sistemas y procesos para la producción de hidrógeno ultrapuro pueden producir un corriente de mezcla de gases de 3H₂ + N₂ ultrapura (por ejemplo, en lugar de una corriente de hidrógeno ultrapura) para el suministro a un sistema de síntesis de amoníaco, que puede no requerirse o puede no requerir gases inertes sustanciales que se purguen del circuito de reacción de amoníaco. La corriente de CO₂ producida en los sistemas y procesos puede utilizarse en la producción de urea. En algunas implementaciones para la producción de H₂ ultrapuro, se puede suministrar el subproducto de CO₂ para su secuestro, por ejemplo, para evitar la contaminación atmosférica.

40 Una característica puede incluir una planta de producción de hidrógeno de muy alta eficiencia. Otra característica puede incluir el uso de gas natural como materia prima.

45 Los detalles de una o más implementaciones se exponen en los dibujos adjuntos y en la siguiente descripción. Otras características, objetos y ventajas de las implementaciones serán evidentes a partir de la descripción y de los dibujos.

Descripción de los dibujos

La FIG. 1 ilustra un sistema de ejemplo para la producción de hidrógeno.

La FIG. 2 ilustra un sistema de ejemplo para la producción de hidrógeno,

La FIG. 3 ilustra un sistema para la producción de hidrógeno.

Las FIG. 4 A-K ilustran las composiciones de la corriente de alimentación para un ejemplo de una corriente de alimentación procesada por el sistema ilustrado en la FIG. 3.

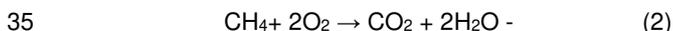
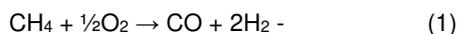
Los símbolos de referencia similares en los diversos dibujos indican elementos similares.

Descripción detallada

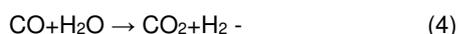
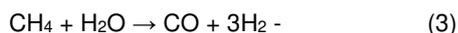
En diversas implementaciones, se procesa una corriente de alimentación para producir corrientes de hidrógeno de alta pureza (por ejemplo, menos de 20 ppm en volumen total de otros componentes) y a alta presión (por ejemplo, superior a aproximadamente 6 MPa (60 bar)). Las corrientes de alimentación procesadas pueden incluir una variedad de corrientes de alimentación que incluyen metano, tales como el gas natural, combustibles de hidrocarburos, gases ricos en metano, tales como gas metano de carbón o biogás (por ejemplo, corriente producida a partir de la descomposición anaeróbica de la materia). Las corrientes de alimentación pueden incluir corrientes de hidrocarburos líquidos.

La FIG. 1 ilustra un ejemplo de un sistema para la producción de corrientes de hidrógeno ultrapuro a alta presión. Se puede introducir una corriente de alimentación previamente calentada 105 en los sistemas 120 y 121 de generación de gas de síntesis. Por ejemplo, una corriente de alimentación, tal como el gas natural, puede introducirse en un sistema de generación de gas de síntesis de POX/GHR que incluye un reactor de oxidación parcial (POX) combinado con un reformador catalítico calentado por gas (GHR), en el que el producto gaseoso del POX combinado y el producto gaseoso del GHR se usan para proporcionar el total o al menos una parte sustancial del requerimiento de calor del GHR. Como otro ejemplo, la corriente de alimentación se puede suministrar a un sistema de generación de gas de síntesis combinado de ATR/GHR que incluye un reformador autotérmico (ATR) combinado con un GHR, en el que el producto gaseoso del ATR combinado y el gas del GHR se usan para proporcionar el total o al menos una parte sustancial del requerimiento de calor del GHR.

Tanto la corriente de alimentación 105 y/o como una corriente 115 de vapor de agua sobrecalentado se dividen en dos partes. Las primeras partes se suministran al POX o al ATR 120 para que reaccionen con el oxígeno 110 y el vapor para producir una corriente de gas de síntesis, y las segundas partes se suministran al GHR 121, en el que se reforman sobre un catalizador con el calor proporcionado por la corriente procedente del POX o del ATR 120 combinados con la corriente de producto de gas de síntesis procedente del GHR 121 para producir una corriente 131 de producto de gas de síntesis total. Por ejemplo, la corriente de alimentación 105 puede sufrir una oxidación parcial (ecuación 1) en un reactor POX, por ejemplo. Además, puede producirse algo de oxidación total (ecuación 2), y puede haber una reacción de conversión (ecuación 3). Además, la reacción del ATR incluye la reacción de reformado con metano del vapor (ecuación 3). Las reacciones pueden incluir:



El producto de gas de síntesis de las reacciones del POX o del ATR produce una mezcla de gases de muy alta temperatura que se puede usar para proporcionar una parte del calor endotérmico de reacción para el reformado de vapor/hidrocarburo en un reformador catalítico calentado por gas (GHR) aguas abajo secundario. La parte restante del requerimiento de calor se proporciona mezclando el producto gaseoso del GHR con el producto gaseoso del POX antes de usarse la corriente de gas total para calentar el GHR. Las reacciones de reformado con vapor pueden incluir:



En el caso del ATR/GHR, el reactor ATR contiene una capa de catalizador aguas abajo del quemador parcial de oxidación, en el que la reacción de reformado con vapor (ecuación 3) y la reacción de conversión (ecuación 4) pueden aproximarse al equilibrio.

La corriente de gas de síntesis 131 puede incluir hidrógeno y monóxido de carbono. La corriente de gas de síntesis 131 también puede incluir componentes de alimentación sin reaccionar, agua, dióxido de carbono, argón y/o

nitrógeno. Las concentraciones relativas de monóxido de carbono e hidrógeno pueden depender, por ejemplo, de la composición de la alimentación de hidrocarburos (por ejemplo, el metano solo se usa en estas ecuaciones para simplificar, pero puede haber otros componentes presentes en la alimentación y ser oxidados y/o reformados), de la presión y/o de la temperatura de salida de los lechos de catalizador. La pureza del oxígeno puede estar en el intervalo de 90 a casi el 100 % en volumen de O₂ y, más concretamente, puede estar en el intervalo del 95 % al 99,5 % de O₂ en volumen.

El objetivo de este proceso es producir H₂ a muy alta presión directamente desde el sistema de generación de gas de síntesis a alta pureza. Las reacciones 1 a 3 se ven afectadas negativamente por las presiones más altas, mientras que la reacción 4 es independiente de la presión. Las reacciones 1 y 2 pueden compensar una presión más alta con un aumento relativamente bajo de la temperatura de reacción, lo que se puede lograr a través de un ligero aumento en la proporción del oxígeno con respecto al hidrocarburo. El aumento en la proporción del oxígeno con respecto al hidrocarburo y el bajo aumento de temperatura no causarán problemas significativos en el diseño del equipo.

Debido a las limitaciones de la temperatura en las condiciones de funcionamiento del catalizador en un sistema en el que se usa un ATR, no se debe superar la temperatura de salida. Las propiedades metalúrgicas de la aleación de metales usada para los tubos del GHR significan que la temperatura de salida de los tubos del GHR en particular no debe aumentarse por encima de ciertos límites. Esto significa que se debe aceptar un aumento en la concentración del CH₄ que queda sin convertir por la reacción 3 en la corriente de producto de gas de síntesis total 131 que sale del GHR.

Para que el sistema de GHR funcione como un reactor de reformado con vapor/hidrocarburo a altas presiones por encima de 6 MPa (60 bar), es necesario usar una proporción muy alta del vapor con respecto al carbón activo en la alimentación al GHR, a fin de controlar la concentración de metano en el producto de gas de síntesis 131. Esta debería ser superior a 5 y, preferentemente, estar en el intervalo de 5 a 10. La proporción real del vapor con respecto al carbón activo en la alimentación de hidrocarburo al GHR depende de la presión y de la temperatura de salida del tubo del catalizador GHR. La proporción se escoge para limitar la proporción del CH₄ con respecto al (H₂+CO) en el producto de gas de síntesis que sale de los tubos del GHR a un mínimo del 5 % y preferentemente en el intervalo del 5 % al 10 % (molar). Para compensar la carga de calor adicional en el GHR causada por la diferencia de temperatura entre la alimentación a los tubos del GHR y la temperatura de la corriente de producto 131 que sale del lado de la carcasa, la temperatura de salida del POX debe ser superior a una cifra normal de aproximadamente 1.340 °C. La temperatura de salida del POX se puede aumentar aumentando la proporción del oxígeno con respecto al hidrocarburo en la alimentación del POX de modo que la temperatura de salida del POX sea superior a 1.400 °C y, preferentemente, en el intervalo de 1.425 °C a 1.500 °C. Cuando se usa un ATR, la temperatura máxima de salida será, en general, inferior a 1.050 °C y, en este caso, se aumentará la proporción del gas de síntesis del ATR con respecto al del GHR.

Para que el sistema de GHR funcione como un reactor de reformado con vapor/hidrocarburo a altas presiones (por ejemplo, superiores a 6 MPa (60 bar), se puede usar una proporción muy alta del vapor con respecto al carbón activo en la alimentación. Por lo tanto, para la producción de gas de síntesis, se producirá un mayor contenido de metano en el gas de salida del GHR y del ATR. Sin embargo, la corriente de gas de salida del POX puede no tener un mayor contenido de metano. Dado que aproximadamente el 70 % del gas de síntesis se produce a partir del reactor POX y, solo aproximadamente el 30 %, a partir del GHR, es posible tolerar un contenido de CH₄ mucho mayor en el gas de salida del GHR que, por ejemplo, un reformador de vapor/gas natural independiente. Aunque no es posible aumentar la temperatura de salida del ATR, la temperatura de salida superior a 1.000 °C significa que el contenido de CH₄ será inferior al 1 %, por lo que un aumento causado por el deseo de aumentar la presión de reacción no tendrá un efecto significativo. Otra característica del diseño del GHR usado en este proceso es el hecho de que los tubos rellenos del catalizador de GHR se montan en un haz vertical con una lámina de tubos de entrada en el extremo superior más frío, y con los extremos de salida calientes abiertos, de modo que los tubos son libres de expandirse en sentido descendente cuando se calientan a temperaturas de salida operativas, que estarán en el intervalo de 800 °C a 900 °C. Esto significa que la diferencia de presión entre el interior y el exterior de los tubos del GHR, cuando funciona en condiciones de diseño, es bastante pequeña. La suma de la caída de presión en el tubo lleno del catalizador más la caída de presión del lado de la carcasa es un valor máximo en el extremo superior frío de los tubos del GHR y de aproximadamente cero en el extremo caliente inferior de los tubos. El GHR puede funcionar a cualquier presión hasta una limitación económica causada por el diseño del recipiente a presión y cualquier restricción de presión del sistema de purificación de gas escogido causada por la presión de gas progresivamente más alta. Esto se diferencia bastante de un reformador de vapor/gas natural, en el que el horno funciona a una presión cercana a la atmosférica, y la resistencia de los tubos impone una limitación de presión a la presión del gas de síntesis que, en general, es inferior de 3,54 a 4,05 MPa (de 35 a 40 atm). El proceso de adsorción por oscilación de presión de múltiples lechos se favorece para la purificación de H₂, ya que es capaz de producir una alta pureza de H₂ a una recuperación y con un coste de capital razonablemente altos. La recuperación del H₂ depende de la composición del gas de alimentación, la presión de funcionamiento, la temperatura, las características de los adsorbentes usados en los lechos y la complejidad de la secuencia de conversión de múltiples lechos usada. Para una corriente de gas de síntesis del reformador de vapor/gas natural a, por ejemplo, 2,53 MPa (25 atm) de

presión, la recuperación de H₂ en la PSA podría ser tan alta como del 90 % del H₂ en el gas de alimentación. En algunas implementaciones, una característica del sistema puede incluir operar el sistema a una recuperación y presión tan altas como sea posible. Aumentar la presión reducirá la recuperación de H₂ de la PSA, pero esta reducción es bastante pequeña a una presión de hasta 10 MPa (100 bar). Sin embargo, el H₂ producido puede ser a una presión más alta, que puede ser más rentable que comprimir el H₂ producido a una presión más baja en comparación con la presión más alta. Para lograr una buena recuperación de H₂, se propone usar un proceso de PSA de dos etapas precedido por una etapa de eliminación del CO₂, que tiene la ventaja de hacer que el CO₂ esté disponible como un producto separado y de eliminar el mayor contaminante individual de la corriente de alimentación de la PSA. Por lo tanto, el trabajo de purificación del H₂ a alta presión y alta recuperación es más fácil de lograr. Se ha determinado que será posible operar un sistema de PSA de dos etapas, con el tratamiento del gas residual de la primera PSA antes de que se convierta en la corriente de alimentación para la segunda PSA, para lograr una recuperación superior al 95 % del H₂ + CO presente en la corriente de gas de alimentación de la PSA. El gas residual de la primera PSA se comprime desde aproximadamente 0,17 MPa (1,2 atm) hasta una presión superior a la presión de alimentación de la primera PSA para permitir pérdidas de presión, y luego se precalienta hasta una temperatura superior a 170 °C. Se añade suficiente vapor, y la mezcla de gases se pasa a través de un reactor de conversión catalítica para convertir el CO y el vapor en CO₂ y H₂ de acuerdo con la reacción 4. La mezcla de gases se enfría luego con recuperación de calor a casi la temperatura ambiente, y el gas se convierte en la corriente de alimentación para la segunda PSA.

El gas residual de la primera PSA contiene la cantidad significativa de CH₄ causada por el funcionamiento para producir una corriente de producto de H₂ a altas presiones por encima de 6,07 MPa (60 atm). Además, contiene nitrógeno y/o argón de la corriente 110 de O₂ y/o la corriente de alimentación 105. Reciclar este gas de nuevo a la corriente de alimentación 105 produciría una acumulación de N₂ + Ar en el sistema. Sin embargo, al operar el PQX/GHR o ATR/GHR de acuerdo con las enseñanzas de las patentes de EE.UU. n.º 6.669.744 y 6.534.551, puede que no se produzca una acumulación significativa de estos gases en el sistema. Estas patentes describen un proceso de generación de gas de síntesis usando un POX/GHR o un ATR/GHR en la disposición en serie descrita en la presente divulgación. Hay una turbina de gas que se usa para proporcionar la energía necesaria para accionar directamente la planta de oxígeno criogénico. Los gases de escape de la turbina de gas, que todavía tienen una concentración significativa de oxígeno, se usan para mantener la combustión de los hidrocarburos y gases residuales inflamables de la generación de gas de síntesis y del sistema de purificación en un calentador caldeado, que proporciona el calor adicional para el sobrecalentamiento con vapor y el precalentamiento de la corriente de alimentación de gas de síntesis. El gas residual de la segunda PSA se usa para proporcionar parte del gas combustible para el calentador caldeado. Como alternativa, se podría usar al menos parte del gas residual, tras la compresión, para proporcionar al menos parte del gas combustible para la turbina de gas. Por lo tanto, el metano se separa del hidrógeno y/o se puede proporcionar un medio de uso eficiente y económico del metano separado en el proceso de generación de gas de síntesis. La combustión del gas residual y la expulsión de los productos de la combustión a la atmósfera proporcionan una ventilación para las sustancias inertes tales como el nitrógeno y el argón. En algunas implementaciones, el GHR puede ser muy adecuado para el funcionamiento a alta presión desde una perspectiva de diseño mecánico, ya que los tubos llenos del catalizador de extremo abierto pueden tener una diferencia de caída de presión mínima a través de ellos con la corriente del producto gaseoso de alta presión mixto en el lado de la carcasa.

La corriente 131 de producto de gas de síntesis total está a una temperatura en el intervalo de 600 °C a 800 °C. Se hace pasar a través de una caldera 129 de vapor de recuperación de calor, que recibe una corriente 132 de agua de alimentación de la caldera y produce una corriente de vapor 133. Se hace pasar la corriente 134 de gas de síntesis enfriada a través de un sistema 135 de reactor de conversión catalítica que convierte una gran parte del contenido de CO de la corriente de gas en H₂ de acuerdo con la reacción 4. En general, el sistema de conversión incluirá la recuperación de calor del calor de reacción exotérmico, y puede ser un diseño de reactor de una sola etapa, de dos etapas o isotérmico.

La corriente 136 de producto de la reacción de conversión puede incluir hidrógeno y dióxido de carbono. La corriente 136 de producto de la reacción de conversión también puede incluir monóxido de carbono, metano, nitrógeno, argón y vapor de agua.

La corriente 136 de producto de la reacción de conversión enfriada puede ser procesada por un separador 140 de CO₂ produciendo una corriente 145 de producto de CO₂ separada. El separador de CO₂ puede incluir procesos de adsorción química o física usando adsorbentes, tales como MDEA (adsorbentes de metildietanolamina) o Selexol, disponible en el mercado en UOP LLC (Des Plaines, IL), el separador de CO₂ puede ser un proceso de adsorción por oscilación de presión (PSA),

La corriente 145 de dióxido de carbono pueden tener un nivel bajo de los componentes (por ejemplo, inferior al 1 %) distintos del dióxido de carbono. El dióxido de carbono se puede proporcionar a otros componentes del sistema y/o se puede usar en otros procesos (por ejemplo, producción de urea) o se puede comprimir y secuestrar para evitar la contaminación atmosférica.

La corriente 147 de producto de H₂ impuro puede incluir hidrógeno, monóxido de carbono, metano, dióxido de carbono, nitrógeno, argón y vapor de agua. La corriente 147 puede introducirse en un sistema 155 de purificación de gas de adsorción. El adsorbente sólido puede ser un adsorbente de oscilación de presión (PSA) de múltiples lechos y puede incluir capas de materiales adsorbentes sólidos (por ejemplo, alúmina, gel de sílice, carbón activo, zeolitas, etc.). El adsorbente sólido 155 puede ser un PSA de alta presión, por ejemplo. El adsorbente sólido seleccionado puede basarse en el nivel de pureza deseado para una corriente y/o la composición deseada de una corriente. Al menos una parte de la corriente 147 de alimentación del separador puede ser adsorbida por el adsorbente sólido 155. Por ejemplo, al menos una parte del CO, CO₂, CH₄, N₂, Ar y H₂O puede ser adsorbida. El adsorbente sólido 155 puede producir una corriente 151 de hidrógeno. La corriente 151 de hidrógeno puede incluir menos de aproximadamente 20 ppm de otros componentes y/o tener una presión de al menos aproximadamente 6 MPa (60 bar). En algunas implementaciones, la corriente de hidrógeno puede tener una presión de aproximadamente de 6 MPa a 20 MPa (de 60 bar a 200 bar).

El adsorbente sólido 155 puede ser regenerado para proporcionar una corriente 152 residual de adsorbente.

La corriente 152 residual de adsorbente puede incluir óxidos de carbono, tales como monóxido de carbono y dióxido de carbono. La corriente 152 residual de adsorbente se puede comprimir a una presión en exceso de la corriente 147 para permitir pérdidas de presión en el compresor 160. La corriente 161 de gas residual comprimido y la corriente 181 de vapor pueden reaccionar en un sistema 180 de reactor de conversión de CO que incluye el precalentamiento y la recuperación de calor para producir una corriente 182 de gas rico en H₂ enfriada.

La corriente 182 de producto de reacción de conversión puede incluir H₂, CO, CO₂, CH₄, N₂ y Ar. La corriente 182 de producto del reactor de conversión se puede procesar mediante un adsorbente sólido 170. El adsorbente sólido 170 puede ser similar al adsorbente sólido 155, en algunas implementaciones. El adsorbente sólido 170 puede ser un adsorbente de oscilación de presión de múltiples lechos, y puede incluir capas de materiales adsorbentes sólidos (por ejemplo, alúmina, gel de sílice, carbón activo, zeolitas, etc.). El adsorbente sólido seleccionado puede basarse en el nivel de pureza deseado para una corriente y/o la composición deseada de una corriente.

Al menos una parte de la corriente 182 de producto de reacción de conversión puede ser adsorbida por el adsorbente sólido 170. Por ejemplo, al menos una parte del CO, CO₂, CH₄, N₂, Ar y H₂O puede ser adsorbida. El adsorbente sólido 170 puede producir una corriente de hidrógeno 171. La corriente de hidrógeno 171 puede incluir menos de aproximadamente 20 ppm de otros componentes y/o tener una presión de al menos aproximadamente 6 MPa (60 bares). En algunas implementaciones, la corriente de hidrógeno puede tener una presión de aproximadamente de 6 MPa a 20 MPa (de 60 bar a 200 bar).

El adsorbente sólido 170 puede ser regenerado para proporcionar una corriente 174 de gas residual, que contiene N₂ y Ar, que, en algunas implementaciones, no puede ser reciclada de nuevo al sistema de generación de gas de síntesis para inhibir la acumulación de estos gases en el sistema. La corriente 174 es una corriente valiosa de gas combustible que puede proporcionarse para el funcionamiento de varios componentes del sistema 100. Por ejemplo, se puede utilizar un calentador caldeado 103 para calentar agua procesada a fin de producir vapor para el proceso y/o para precalentar la corriente de alimentación 104 a fin de producir una corriente de alimentación 105 calentada y/o para sobrecalentar la corriente 114 de vapor a fin de producir una corriente 115 de vapor sobrecalentada. La corriente 174 puede someterse a combustión en el calentador caldeado 103 para proporcionar parte o todo el calor generado en el calentador caldeado.

El sistema 100 descrito en la FIG. 1 ilustra una implementación que incluye el sistema de generación de gas de síntesis y el proceso descrito en las patentes de EE. UU. n.º 6.534.551 y 6.669.744 para producir gas de síntesis. El aire de combustión 102 para el calentador caldeado 103 utiliza gases de escape de alta temperatura de una turbina de gas 105 que se usa para producir energía para el funcionamiento de una planta 106 de producción de oxígeno que produce el vapor 110 de alimentación de oxígeno. Como otro ejemplo, se puede hacer reaccionar una corriente de alimentación con aire y/o vapor. En algunas implementaciones, las corrientes de hidrógeno producidas se pueden proporcionar a un compresor para una mayor presurización. Por ejemplo, si se especificó una corriente de hidrógeno de aproximadamente 40 MPa (400 bar) para una determinada aplicación, la corriente de hidrógeno del sistema puede comprimirse aún más hasta 40 MPa (400 bar). Aunque se puede utilizar una compresión adicional, los costes de usar el compresor junto con sistemas, tales como el sistema 100, pueden ser más rentables y/o eficientes en comparación con la compresión del hidrógeno de los sistemas de producción de hidrógeno comunes que producen H₂ a presiones más bajas (por ejemplo, 3 MPa [30 bar] de un reformador de vapor/gas natural).

En algunas implementaciones, la corriente 151 de hidrógeno y la corriente 171 de hidrógeno pueden combinarse. La corriente 172 de hidrógeno combinada puede tener un nivel de impurezas inferior a aproximadamente 20 ppm. La corriente de hidrógeno combinada tiene una presión superior a aproximadamente 6 MPa (60 bar). En algunas implementaciones, la corriente de hidrógeno combinada puede tener una presión de aproximadamente 6 MPa a 20 MPa (60 bar a 200 bar).

En algunas implementaciones, al menos una parte de las corrientes de gases residuales separadas, que pueden incluir gases inertes y óxidos de carbono, se puede usar como parte de una corriente de gas combustible en un calentador caldeado usando como aire de combustión los gases de escape de la turbina y/o una corriente de aire. El calor generado se puede usar para precalentar las corrientes de hidrocarburo y de vapor a las unidades de generación de gas de síntesis. Dado que una cantidad significativa de argón y nitrógeno, que puede proceder de la corriente de oxígeno y/o las corrientes de alimentación, puede incluirse en las corrientes de gases residuales, un simple reciclaje del CH₄/Ar/N₂ en las corrientes hasta el punto de alimentación del sistema de generación de gas de síntesis puede producir una acumulación de estos componentes en el sistema. Por tanto, el uso de corrientes separadas de gas residual como combustible puede reducir las corrientes residuales del proceso y/o mejorar la rentabilidad de los procesos (por ejemplo, debido al reciclaje como combustible).

A pesar de que la corriente de alimentación se describe como aquella que incluye metano, la corriente de alimentación puede incluir otros componentes tales como otros hidrocarburos (por ejemplo, etano, propano, butano, pentano, benceno), otros compuestos que contienen carbono e hidrógeno (por ejemplo, dióxido de carbono, monóxido de carbono, hidrógeno, alcoholes, etc.), compuestos orgánicos, compuestos que contienen azufre (por ejemplo, azufre, sulfuro de hidrógeno, etc.), nitrógeno, argón, etc. La corriente de alimentación puede ser gas natural, gases asociados con la producción de gasolina, gases de escape combustibles de otros procesos, hidrocarburos líquidos, etc. En algunas implementaciones, cuando la corriente de alimentación puede ser gas natural procesado, por ejemplo, se pueden eliminar o al menos retirar parcialmente los compuestos de azufre del gas natural para evitar daños en el catalizador.

A pesar de que el gas de síntesis se describe como aquel que incluye monóxido de carbono e hidrógeno, el gas de síntesis también puede incluir otros componentes, tales como gases inertes (por ejemplo, nitrógeno o argón). En algunas implementaciones, los óxidos de carbono pueden incluir óxidos de carbono, tales como monóxido de carbono y dióxido de carbono. Aunque se ha descrito que las corrientes incluyen varios componentes en las implementaciones, Las corrientes pueden incluir uno o más componentes adicionales.

Se pueden usar otras diversas implementaciones en combinación con los sistemas, tales como el sistema 100 ilustrado en la FIG. 1. Además, se pueden añadir, modificar y/u omitir diversas etapas. Como ejemplo, el dióxido de carbono separado de la corriente de producto de gas de síntesis se puede proporcionar a otros procesos (por ejemplo, procesos de producción de urea o como una corriente comprimida para el secuestro). Como alternativa, una parte del CO₂ separado se puede reciclar de nuevo a la sección de generación de gas de síntesis y añadirse al gas de alimentación al POX, ATR o GHR. En este caso, el efecto sería permitir que parte del producto de gas de síntesis total se saltara la etapa de reacción de conversión y se produjera como una corriente de producto de hidrógeno más monóxido de carbono para la producción de metanol o de hidrocarburos líquidos de Fischer-Tropsch. La parte restante del producto de gas de síntesis se procesaría como se define en el sistema 100 para producir un producto de H₂ aproximadamente puro. En este ejemplo, el trabajo de la etapa de eliminación de CO₂ se dividiría entre las dos corrientes de productos con, en el caso de los sistemas de lavado de líquidos, un sistema de regeneración común. Como otro ejemplo, se puede combinar la corriente de hidrógeno producida por ambos adsorbentes de PSA. La corriente de hidrógeno combinada puede tener una presión superior a aproximadamente 6 MPa (60 bar) y/o un nivel de impurezas inferior a aproximadamente 20 ppm. En algunas implementaciones, una o más de las corrientes de hidrógeno previas a la combinación de las corrientes pueden no tener una presión de aproximadamente 6 MPa (60 bar) y/o niveles de impurezas inferiores a aproximadamente 20 ppm, aunque la corriente combinada puede satisfacer estos criterios. El hidrógeno a alta presión puede ser útil en los procesos de hidrotreatmento en refinerías (por ejemplo, se suele usar hidrógeno en el intervalo de aproximadamente 10-14 MPa [100-140 bar]), el transporte de hidrógeno (por ejemplo, el hidrógeno se suele transportar a aproximadamente 8-12 Mpa [80-120 bar]), y/o la producción de amoníaco (por ejemplo, el hidrógeno se suele usar a 10-30 MPa [100-300 bar]).

En algunas implementaciones, los sistemas y procesos descritos o partes de los mismos pueden hacerse funcionar a presiones superiores a 6 MPa (60 bar). Por ejemplo, las corrientes producidas por diversas partes de los sistemas y procesos pueden tener presiones superiores a 6 MPa (60 bar). Como otro ejemplo, el sistema, tal como el sistema 100 ilustrado en la FIG. 1, puede funcionar a una presión superior a 6 MPa (60 bar). Como otro ejemplo, las corrientes, tales como las corrientes 125, 131, 134, 136, 147, 151, 171, 172, 161, 182, 181, 110, 105 y 115 ilustradas en la FIG. 1, pueden ser superiores a 6 MPa (60 bar). En algunas implementaciones, el vapor, el oxígeno y/o el aire utilizados en el sistema pueden proporcionarse a los componentes del sistema, tales como los componentes 120, 130, 140, 155, 170, 180 y/o 103 ilustrados en la FIG. 1.

En algunas implementaciones, la recuperación de hidrógeno puede ser superior al aproximadamente 95 %. La recuperación de hidrógeno puede definirse como:

$$\text{Recuperación de hidrógeno} = 100 \% \times (\text{moles de producto de hidrógeno producido}) / (\text{moles totales de hidrógeno y monóxido de carbono del gas de síntesis})$$

Por ejemplo, la recuperación de hidrógeno para el sistema ilustrado en la FIG. 1 pueden ser:

Recuperación de hidrógeno = 100 % (moles de hidrógeno de la corriente 151 + moles de hidrógeno de la corriente 171) / (moles de hidrógeno de la corriente 131 + moles de monóxido de carbono de la corriente 131).

5 En algunas implementaciones, se puede conseguir una pureza del hidrógeno del aproximadamente 99,998 % en volumen. El carbono capturado en forma de dióxido de carbono de la corriente de alimentación de hidrocarburos puede ser del aproximadamente 80 % al 85 % del carbono presente en la corriente de alimentación total para la planta, incluyendo el combustible de la turbina de gas y la corriente de alimentación adicional para el calentador caldeado.

10 En algunas implementaciones, el hidrógeno producido se puede utilizar en combinación con la síntesis de amoníaco. Si se requiere un gas de síntesis de amoníaco, una planta de oxígeno criogénico puede producir una corriente de nitrógeno con menos de 20 ppm de nivel de impurezas en volumen (por ejemplo, nivel de impurezas tales como oxígeno y argón). La corriente de nitrógeno se puede comprimir y mezclar con hidrógeno de los sistemas y procesos descritos en la proporción de aproximadamente 3 H₂/N₂.

15 En algunas implementaciones, una eficiencia térmica (base de PCI), basada en la corriente de alimentación de producto de hidrógeno/gas natural total) superior al aproximadamente 75 %, se puede obtener usando los sistemas y procesos descritos.

20 La FIG. 2 ilustra un ejemplo de un sistema para la producción de corrientes de hidrógeno ultrapuro a alta presión. Los flujos de composición correspondientes y las condiciones del proceso para los puntos identificados en la FIG. 3 se dan en las FIG. 4 A-K. Por ejemplo, el sistema 301 puede incluir un sistema de POX/GHR y producir una corriente de hidrógeno combinada a 7,5 MPa (75 bar). Como se ilustra, se puede generar una corriente 2 de oxígeno comprimido en una unidad de separación de aire (ASU) criogénico de oxígeno líquido bombeado. La corriente 2 de oxígeno se puede precalentar (por ejemplo, mediante el calor del vapor calentado por el combustible 38 quemado en un quemador del calentador caldeado) y se puede proporcionar a un POX con una corriente 5 de alimentación de gas natural. La corriente 5 de alimentación de gas natural puede precalentarse (por ejemplo, mediante el calor generado por un combustible 38 y/o gas natural 47, tal como el gas natural de la corriente de alimentación, quemado en un quemador del calentador caldeado).

30 En el POX, la corriente 5 de gas natural se puede oxidar parcialmente para producir corriente 4 de gas de síntesis (por ejemplo, una corriente que incluye hidrógeno y monóxido de carbono). La corriente 4 de gas de síntesis puede incluir corriente de alimentación sin reaccionar de la corriente 5 de gas natural y/o subproductos tales como dióxido de carbono, metano, nitrógeno, oxígeno y vapor de agua. La corriente 4 de gas de síntesis puede entrar en el lado de la carcasa del GHR.

35 En algunas implementaciones, una corriente 6, que incluye una mezcla de gas natural y/o vapor (por ejemplo, aproximadamente a 550 °C) también se puede suministrar al GHR. La corriente 6 puede precalentarse (por ejemplo, mediante el calor generado por el combustible 38 quemado en un quemador del calentador caldeado). La mezcla de gas natural y vapor puede fluir en sentido descendente a través del catalizador en el GHR (por ejemplo, tubos de extremo abierto verticales llenos del catalizador) y puede salir del GHR como una mezcla de hidrógeno y dióxido de carbono más algo de monóxido de carbono, nitrógeno, argón y vapor de agua. Este gas puede salir a aproximadamente 900 °C. Esta corriente de gas también se puede mezclar con la corriente 4 de producto gaseoso del POX. La corriente combinada (por ejemplo, el gas que sale de los tubos del catalizador mezclado con la corriente de producto del POX) puede fluir en sentido ascendente a través del lado de la carcasa del GHR y/o puede proporcionar el calor requerido para las reacciones de reformado con vapor/hidrocarburo. La corriente 7 de producto gaseoso puede salir del GHR a aproximadamente 600 °C. La corriente 7 de producto gaseoso puede incluir gas de síntesis y puede enfriarse para producir una corriente enfriada 8. La corriente 7 de producto gaseoso puede enfriarse en una caldera recuperadora produciendo la corriente 31 de vapor de una corriente 29 de agua de alimentación de la caldera precalentada. La corriente 31 de vapor que sale de la caldera recuperadora puede incluir vapor saturado y se puede sobrecalentar cuando pase a través del calentador caldeado.

50 La corriente 8 de producto enfriada a una temperatura de 320 °C se puede hacer pasar a través de un reactor de conversión catalítica de dos etapas. En el reactor de conversión de alta temperatura, se puede hacer reaccionar al menos una parte del CO de la corriente 8 con vapor para producir dióxido de carbono e hidrógeno de acuerdo con la reacción 4.

55 La corriente 9 de producto del reactor de conversión de alta temperatura puede ser enfriada por corriente 27 de agua de alimentación de la caldera, que se calienta hasta 293 °C. La corriente 10 de producto enfriada a 200 °C puede proporcionarse a un reactor de conversión de baja temperatura. En el reactor de conversión de baja temperatura, la corriente 10 de producto enfriada experimentará una reacción de conversión similar a la definida para el reactor de conversión de alta temperatura, dando lugar a la concentración final de CO en el producto gaseoso (base seca) del 1,25 % en volumen.

ES 2 711 529 T3

- La corriente 11 de producto del reactor de conversión de baja temperatura puede ser enfriada por corriente 25 de agua de alimentación de la caldera, que se calienta hasta 185 °C. Al enfriamiento final del producto gaseoso de 100 °C a 40 °C usando, por ejemplo, agua de refrigeración, le sigue la separación del agua condensada en un recipiente separador. La corriente inferior 12B del separador puede incluir agua. La corriente inferior 12B también puede incluir otros componentes disueltos, tales como hidrógeno, dióxido de carbono y/o monóxido de carbono, metano, nitrógeno y argón en cantidades significativamente inferiores a la corriente del producto gaseoso. Por ejemplo, una pequeña parte (por ejemplo, inferior al 5 %) de los productos gaseosos puede disolverse en la corriente inferior).
- El producto gaseoso de la corriente 13 se puede proporcionar a un separador de dióxido de carbono. El separador de dióxido de carbono puede separar el dióxido de carbono de la corriente de producto gaseoso para producir una corriente 16 de dióxido de carbono. La corriente 16 de dióxido de carbono puede ser al menos un 90 % de dióxido de carbono y puede ser superior al 99 % de dióxido de carbono.
- La corriente de producto procedente del separador de dióxido de carbono puede fluir a un adsorbente sólido, PSA 1 de H₂. La corriente residual 15 puede incluir hidrógeno, dióxido de carbono, monóxido de carbono, metano, nitrógeno, argón y vapor de agua. Básicamente, todos estos componentes están separados de la corriente 14 de producto de hidrógeno.
- El PSA 1 de H₂ es un sistema de múltiples lechos, en el que cada lecho contiene capas de adsorbente diseñadas para separar los contaminantes del hidrógeno y aumentar al máximo la recuperación de H₂. Los adsorbentes usados incluyen alúmina, gel de sílice, carbono activo y/o zeolitas.
- La corriente 14 de hidrógeno puede ser hidrógeno ultrapuro (por ejemplo, con menos de 20 ppm de otros componentes en la corriente en volumen) y/o a alta presión (por ejemplo, presión superior a 6 MPa [60 bar]).
- El adsorbente puede ser regenerado para liberar al menos una parte de los componentes absorbidos. La corriente 15 de componentes liberada puede comprimirse y fluir hacia un sistema de reactor de conversión catalítica de CO. Se puede proporcionar una corriente 45 de vapor al reactor de conversión de CO. El reactor de conversión de CO también puede incluir el precalentamiento de la corriente de gas de alimentación y la recuperación de calor de la corriente de producto gaseoso. La reacción de conversión 4 puede ocurrir en el reactor catalítico. La corriente 40 de producto procedente del sistema de conversión de CO puede incluir dióxido de carbono, hidrógeno, metano, monóxido de carbono, nitrógeno, argón y vapor de agua. Un contenido típico de H₂ de la corriente 40 es del 75 % de H₂ en volumen.
- La corriente 40 de producto puede fluir a un segundo adsorbente sólido, PSA 2 de H₂. La corriente residual 38 puede incluir hidrógeno, dióxido de carbono, monóxido de carbono, metano, nitrógeno, argón y vapor de agua. Básicamente, todos estos componentes están separados de la corriente 39 de producto de hidrógeno, El PSA2 de H₂ es un sistema de múltiples lechos, en el que cada lecho contiene capas de adsorbente diseñadas para separar los contaminantes del hidrógeno y aumentar al máximo la recuperación de H₂. Los adsorbentes usados incluyen alúmina, gel de sílice, carbono activo y/o zeolitas.
- Se puede producir una corriente 39 de hidrógeno a partir del segundo adsorbente sólido. La corriente 39 de hidrógeno puede tener menos de 20 ppm de otros componentes (por ejemplo, impurezas) y/o una presión de al menos aproximadamente 6 MPa (60 bar). Las corrientes 14 y 39 de hidrógeno del primer adsorbente de sólidos PSA1 y del segundo adsorbente de sólidos PSA2 pueden combinarse para producir una corriente de producto de hidrógeno a alta presión. Esta corriente de producto de hidrógeno a alta presión puede utilizarse para administrarse a una tubería que suministre hidrógeno para vehículos de hidrógeno y/o para otros procesos tales como la síntesis de amoníaco o el hidrot ratamiento de hidrocarburos que contienen azufre, por ejemplo.
- El segundo adsorbente sólido se puede regenerar para producir una corriente 38 de combustible. La corriente 38 de combustible se puede proporcionar como parte del combustible para la combustión en el quemador del calentador caldeado. El combustible restante es proporcionado por una corriente 47 de gas natural.
- Una turbina de gas puede accionar un compresor de aire, que puede proporcionar la corriente de aire de alimentación a la ASU. Una parte de la corriente 46 de alimentación (por ejemplo, gas natural) puede proporcionarse a la turbina de gas como combustible. Los gases de escape 17 de la turbina de gas pueden estar a aproximadamente 450 °C. Los gases de escape 17 de la turbina de gas, que incluyen oxígeno, pueden proporcionarse como la corriente de aire de combustión para el quemador del calentador caldeado.
- El calentador caldeado puede calentar una primera parte 23 de la corriente de alimentación (por ejemplo, gas natural) que se proporcionará al POX. La primera parte 23 puede comprimirse, y la primera parte comprimida 24 puede calentarse con el calentador caldeado para producir una corriente 5 de alimentación precalentada que se proporciona al POX. El calentador caldeado también puede calentar una segunda parte 20 de la corriente de

alimentación que se proporcionará al GHR. La segunda parte 20 puede comprimirse, y la segunda parte comprimida 21 puede calentarse en el calentador caldeado para producir una corriente de alimentación precalentada 22 que se proporcionará al GHR. El agua de proceso 42, junto con la corriente 31 de vapor saturado, también puede calentarse para producir múltiples corrientes 44, 33, 32 y la corriente 34 de vapor sobrecalentado total de vapor a 8 MPa (80 bar) y 500 °C para el proceso. La corriente 34 de vapor se divide en la corriente 35, usada para precalentar la corriente de alimentación de O₂ que va al POX o al ATR, y las corrientes 36 y 37; la corriente 36 se añade a la corriente 22 para producir el vapor de gas de alimentación total 6 hacia el lado del tubo del GHR, y la corriente 37 incluye el vapor sobrecalentado de alta presión restante, que se pasa a través de una turbina de vapor de condensación acoplada a un generador eléctrico. Por lo tanto, a través del uso de diversas corrientes para la combustión y/o la transferencia de calor, la eficiencia térmica del proceso puede ser superior al 60 %. Por ejemplo, la eficiencia térmica del proceso, basada en la PCI del producto de hidrógeno en comparación con el gas natural de alimentación total, puede ser superior al aproximadamente 70 %, y puede ser superior al 75 %.

Las tablas ilustradas en las FIG. 4 A-K ilustran los caudales de las composiciones y las condiciones de proceso de las corrientes durante un ejemplo de funcionamiento del sistema 301 ilustrado en la FIG. 3. La recuperación de hidrógeno en este ejemplo del gas de síntesis es aproximadamente del 97,8 %. El carbono recuperado como dióxido de carbono puro en este ejemplo, en comparación con el carbono de la corriente de alimentación de gas natural, es del aproximadamente 81,9 %. La eficiencia térmica del proceso basado en la PCI del producto de hidrógeno, en comparación con el gas natural de la corriente de alimentación, es del aproximadamente 75,2 %.

Aunque el sistema 201 descrito en la FIG. 2 ilustra una implementación, se pueden utilizar otras diversas implementaciones en combinación con procesos, tales como el proceso 100, ilustrado en la FIG. 1. Además, se pueden añadir, modificar y/u omitir diversos componentes. Por ejemplo, la conversión de desplazamiento de la corriente 15 de componentes liberada comprimida se ilustra como un sistema de conversión único; sin embargo, los reactores de conversión pueden ser simples o de múltiples fases. En algunas implementaciones, los reactores de conversión pueden incluir reactores de conversión de alta temperatura y de baja temperatura y/o intercambiadores de calor, según sea adecuado.

Aunque la ilustración anterior incluye diversas corrientes que se calientan y/o se comprimen, otras corrientes se pueden calentar y/o comprimir y/o las corrientes que se muestran pueden no calentarse ni/o comprimirse, como se ilustra.

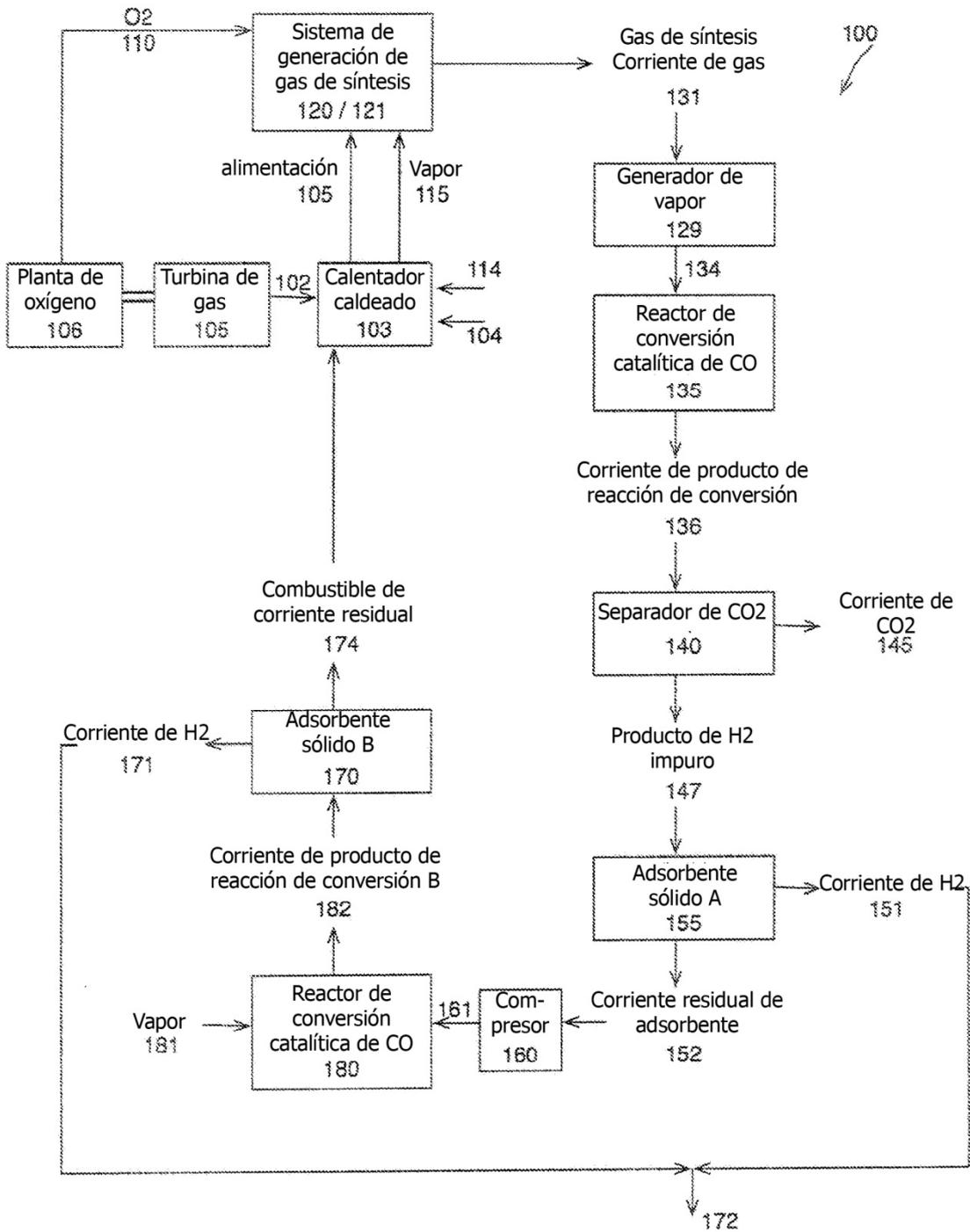
Aunque anteriormente se ha descrito una implementación específica del sistema, se pueden añadir, eliminar y/o modificar diversos componentes. Además, las diversas temperaturas y/o concentraciones se describen con fines ilustrativos. Las temperaturas y/o concentraciones pueden variar, según sea adecuado.

Debe entenderse que las implementaciones no se limitan a sistemas o procesos particulares descritos que pueden, por supuesto, variar. También debe entenderse que la terminología usada en el presente documento únicamente tiene el fin de describir implementaciones particulares, y no se pretende que sea limitante. Como se usan en la presente memoria descriptiva, las formas en singular "un", "una" y "el/la" incluyen los referentes en plural, salvo que el contenido indique claramente otra cosa. Por tanto, por ejemplo, la referencia a "un reactor" incluye una combinación de dos o más reactores y la referencia a "una materia prima" incluye diferentes tipos de materias primas.

REIVINDICACIONES

1. Un método de producción de hidrógeno, que comprende;
hacer reaccionar exotérmicamente una primera parte de una corriente de alimentación de hidrocarburos con al menos uno de entre vapor o un gas oxidante que comprende oxígeno molecular en un primer reactor para producir
5 un producto de gas de síntesis generado exotérmicamente, en el que la corriente de alimentación incluye metano;
reformar endotérmicamente una segunda parte de la corriente de alimentación de hidrocarburos con vapor sobre un catalizador en un reformador de intercambio térmico para producir un producto de gas de síntesis endotérmico, en el que el producto de gas de síntesis reformado endotérmicamente del reformador de intercambio térmico se genera a una presión superior a 6 MPa (60 bar) y a una proporción del metano (CH₄) con respecto al hidrógeno más
10 monóxido de carbono (H₂ + CO) superior al 5 % molar, y en el que al menos una parte de calor usado en la generación del producto de gas de síntesis reformado endotérmicamente se obtiene mediante la recuperación de calor del producto de gas de síntesis generado exotérmicamente; separar al menos el metano de una combinación del producto de gas de síntesis generado exotérmicamente y el producto de gas de síntesis reformado endotérmicamente como parte de una corriente de gas residual;
- 15 quemar al menos una parte del gas residual usando los gases de escape de una turbina de gas como oxidante para proporcionar vapor sobrecalentado y corrientes de alimentación de hidrocarburos precalentadas usadas en la producción de gas de síntesis generado exotérmica y endotérmicamente; y generar energía usando la turbina de gas para alimentar una unidad de producción de oxígeno que proporciona el oxígeno para la generación de gas de síntesis.
- 20 2. El método de la reivindicación 1, en el que el producto de gas de síntesis generado exotérmicamente se genera usando un quemador de oxidación parcial seguido de una sección de reformado de la sección catalítica en un reformador autotérmico.
3. El método de la reivindicación 1, en el que la proporción del CH₄ con respecto al (H₂+CO) en el gas de síntesis generado endotérmicamente a partir de los tubos del reformador de intercambio térmico está entre el 5 % y el 10 %
25 molar.
4. El método de la reivindicación 1, en el que el gas residual de un primer separador de PSA de H₂ se comprime, se calienta y se mezcla con vapor, reduciendo el contenido de CO mediante la reacción catalítica con agua para producir H₂ adicional.
5. El método de la reivindicación 4, en el que el H₂ adicional se separa en un segundo sistema de adsorción por
30 oscilación de presión.
6. El método de la reivindicación 1, en el que el H₂ producido a partir de dos unidades de PSA se encuentra esencialmente a la misma presión.
7. El método de la reivindicación 1, en el que una presión total de H₂ está en un intervalo de 6 a 20 MPa (de 60 a 200 bar).
8. El método de la reivindicación 1, en el que una presión total de H₂ está en un intervalo de 7 MPa a 10 MPa (de
35 70 bar a 100 bar).
9. El método de la reivindicación 1, en el que al menos una parte del gas residual de un primer PSA se usa como parte del combustible para al menos una de entre la turbina de gas o un calentador caldeado.
10. El método de la reivindicación 1, en el que las corrientes de producto de H₂ están por debajo de 20 partes por
40 millón (ppm) de nivel total de impurezas en volumen.

FIG 1



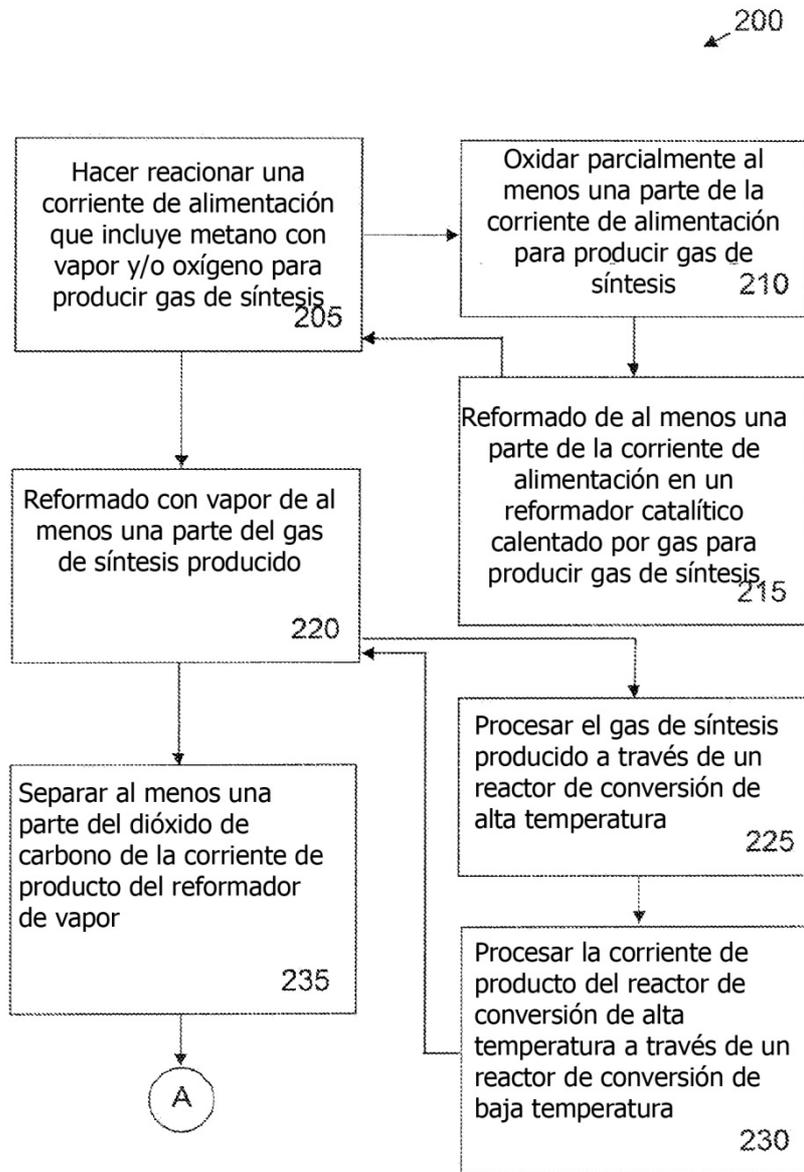


FIG. 2A

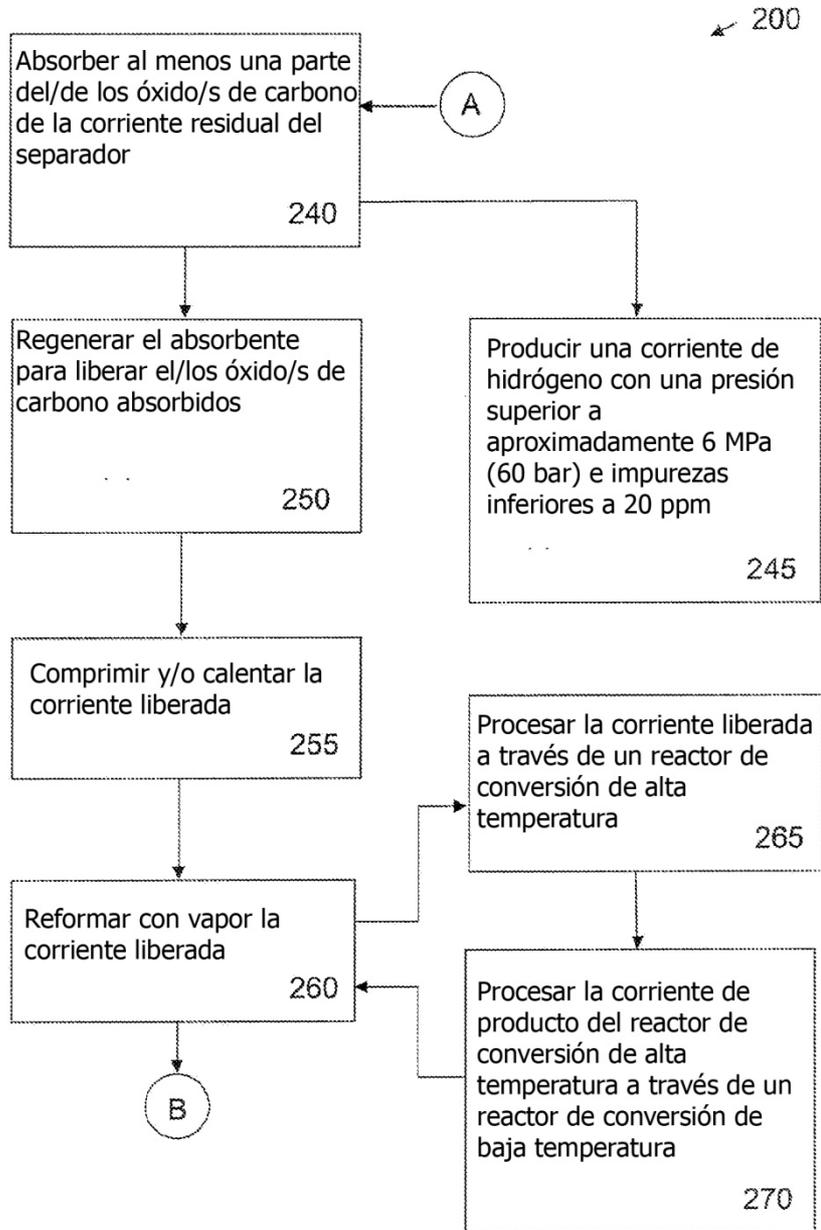


FIG. 2B

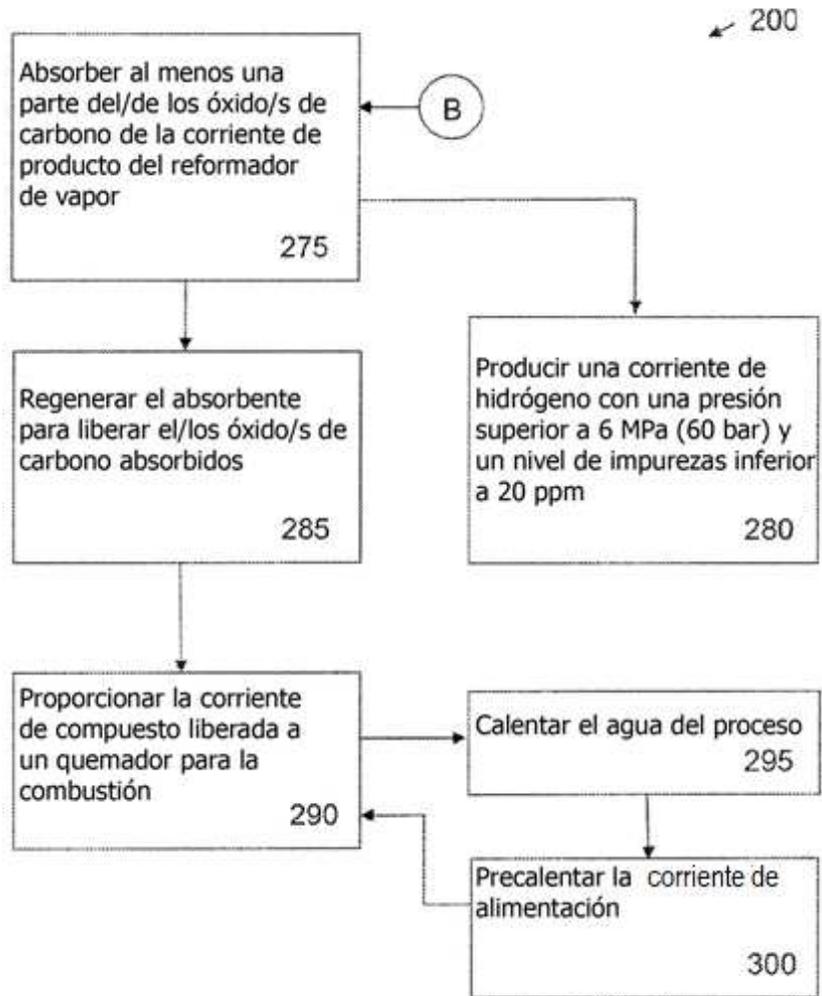


FIG. 2C

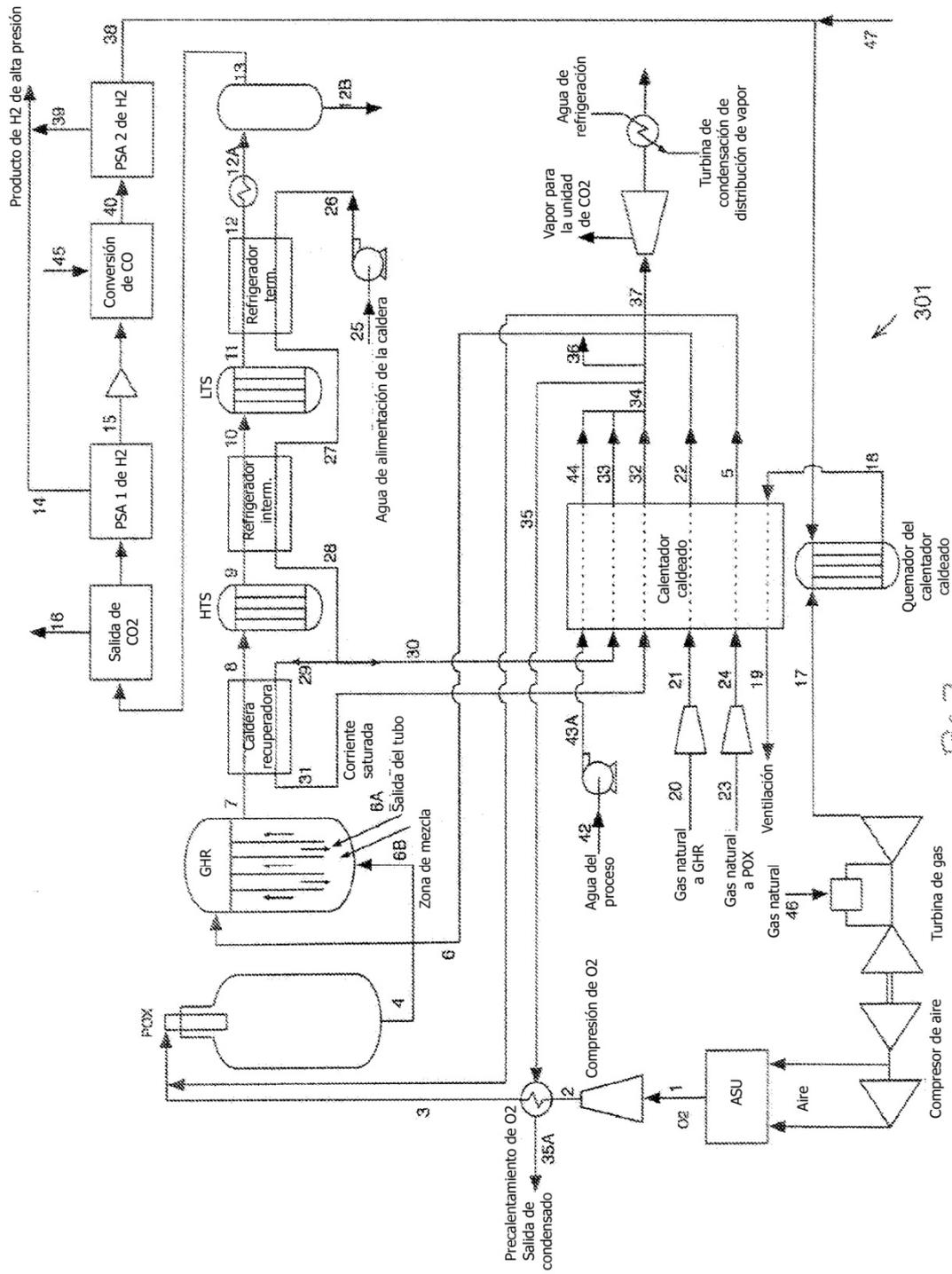


Fig 3

FIG. 4A

	1	2	3	4	5
lbmol/h					
CO	0,00	0,00	0,00	1.574,16	0,00
H ₂	0,00	0,00	0,00	2.761,40	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00	63,59	11,19
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	409,49	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	11,06	1.492,67
O ₂	1.044,23	1.044,23	1.044,23	0,00	0,00
N ₂	5,25	5,25	5,25	14,39	9,14
Ar	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C2	0,00	0,00	0,00	0,00	49,79
C3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,51
C4	0,00	0,00	0,00	0,00	1,58
C5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,32
C6	0,00	0,00	0,00	0,00	0,63
C7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total (lbmol/h)	1.049,48	1.049,48	1.049,48	4.834,09	1.573,83
Temp. (°C)	30,00	35,00	270,00	1.446,36	500,00
Presión (bares)	1,50	80,00	80,00	78,00	80,00
Fracción de vapor	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
PCI (Btu/scf)	0,00	0,00	0,00	263,06	931,98
Carbono (lbmol/h)					

	6	6A	6B	7	8
lbmol/h					
CO	0,00	232,14	1.806,31	1.806,31	1.806,31
H ₂	0,00	1.798,15	4.559,56	4.559,56	4.559,56
CO ₂	4,28	287,58	351,18	351,18	351,18
H ₂ O	3.760,49	2.961,74	3.371,23	3.371,23	3.371,23
CH ₄	571,27	111,31	122,37	122,37	122,37
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	3,50	3,50	17,88	17,88	17,88
Ar	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C2	19,06	0,00	0,00	0,00	0,00
C3	3,26	0,00	0,00	0,00	0,00
C4	0,60	0,00	0,00	0,00	0,00
C5	0,12	0,00	0,00	0,00	0,00
C6	0,24	0,00	0,00	0,00	0,00
C7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total (lbmol/h)	4.362,82	5.394,42	10.228,53	10.228,53	10.228,53
Temp. (°C)	494,38	900,00	1.131,01	600,00	320,00
Presión (bares)	80,00	78,00	78,00	78,00	77,00
Fracción de vapor	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
PCI (Btu/scf)	128,67	123,92	189,68	189,68	189,68
Carbono (lbmol/h)					

FIG. 4B

FIG. 4C

	9	10	11	12	12A
lbmol/h					
CO	600,18	600,18	105,18	105,18	105,18
H ₂	5.765,68	5.765,68	6.260,68	6.260,68	6.260,68
CO ₂	1557,30	1.557,30	2.052,30	2.052,30	2.052,30
H ₂ O	2.165,10	2.165,10	1.670,11	1.670,11	1.670,11
CH ₄	122,37	122,37	122,37	122,37	122,37
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	17,88	17,88	17,88	17,88	17,88
Ar	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C6	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total (lbmol/h)	10.228,51	10.228,51	10.228,52	10.228,52	10.228,52
Temp. (°C)	446,22	200,00	253,20	100,00	40,00
Presión (bares)	77,00	76,00	76,00	76,00	76,00
Fracción de vapor	1,00	1,00	1,00	0,85	0,84
PCI (Btu/scf)	184,17	184,17	181,91	181,91	181,91
Carbono (lbmol/h)					

	12B	13	14	15	16
lbmol/h					
CO	0,02	105,16	0,00	105,16	0,00
H ₂	1,27	6.259,41	5.508,28	751,13	0,00
CO ₂	10,70	2.041,60	0,00	41,60	2.000,00
H ₂ O	1.658,33	11,78	0,00	11,78	0,00
CH ₄	0,03	122,33	0,00	122,33	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	0,00	17,88	0,00	17,88	0,00
Ar	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C6	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total (lbmol/h)	1.670,35	8.558,16	5.508,28	1.049,88	2.000,00
Temp. (°C)	40,00	40,00	40,00	40,00	15,00
Presión (bares)	76,00	76,00	75,00	1,50	1,50
Fracción de vapor	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00
PCI (Btu/scf)	0,23	217,37	274,03	115,03	115,03
Carbono (lbmol/h)					

FIG. 4D

FIG. 4E

	17	18	19	20	21
lbmol/h					
CO	0,00	4,12	4,12	0,00	0,00
H ₂	0,00	0,49	0,49	0,00	0,00
CO ₂	0,00	2.264,98	2.264,98	4,28	4,28
H ₂ O	0,00	1.007,09	1.007,09	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	571,27	571,27
O ₂	705,80	35,29	35,29	0,00	0,00
N ₂	2.631,84	2.649,72	2.649,72	3,50	3,50
Ar	31,33	31,33	31,33	0,00	0,00
C2	0,00	0,00	0,00	19,06	19,06
C3	0,00	0,00	0,00	3,26	3,26
C4	0,00	0,00	0,00	0,60	0,60
C5	0,00	0,00	0,00	0,12	0,12
C6	0,00	0,00	0,00	0,24	0,24
C7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total (lbmol/h)	3.368,97	5.993,02	5.993,02	602,33	602,33
Temp. (°C)	490,00	1.491,85	77,50	15,00	138,11
Presión (bares)	1,01	1,01	1,01	22,40	80,00
Fracción de vapor	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
PCI (Btu/scf)	0,00	0,24	0,24	931,98	931,98
Carbono (lbmol/h)			2.269,10	627,90	

FIG. 4F

	22	23	24	25	26
lbmol/h					
CO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	4,28	11,19	11,19	0,00	0,00
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	8.682,25	8.682,25
CH ₄	571,27	1.492,67	1.492,67	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	3,50	9,14	9,14	0,00	0,00
Ar	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C2	19,06	49,79	49,79	0,00	0,00
C3	3,26	8,51	8,51	0,00	0,00
C4	0,60	1,58	1,58	0,00	0,00
C5	0,12	0,32	0,32	0,00	0,00
C6	0,24	0,63	0,63	0,00	0,00
C7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total (lbmol/h)	602,33	1.573,83	1.573,83	8.682,25	8.682,25
Temp. (°C)	500,00	15,00	138,11	15,00	16,04
Presión (bares)	80,00	22,40	80,00	1,01	80,00
Fracción de vapor	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00
PCI (Btu/scf)	931,98	931,98	931,98	0,00	0,00
Carbono (lbmol/h)		1.640,63			

	27	28	29	30	31
lbmol/h					
CO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	8.682,25	8.682,25	3.565,33	5.116,92	3.565,33
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ar	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C6	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total (lbmol/h)	8.682,25	8.682,25	3.565,33	5.116,92	3.565,33
Temp. (°C)	185,00	293,27	290,00	290,00	300,00
Presión (bares)	80,00	80,00	80,00	80,00	80,00
Fracción de vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00
PCI (Btu/scf)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Carbono (lbmol/h)					

FIG. 4G

FIG. 4H

	32	33	34	35	35A
lbmol/h					
CO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	3.565,33	5.116,92	9.237,63	140,24	140,24
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ar	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C6	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total (lbmol/h)	3.565,33	5.116,92	9.237,63	140,24	140,24
Temp. (°C)	500,00	500,00	500,00	500,00	50,01
Presión (bares)	80,00	80,00	80,00	80,00	80,00
Fracción de vapor	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00
PCI (Btu/scf)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Carbono (lbmol/h)					

	36	37	38	39	40
lbmol/h					
CO	0,00	0,00	10,40	0,00	10,40
H ₂	0,00	0,00	126,88	719,00	845,89
CO ₂	0,00	0,00	136,36	0,00	136,36
H ₂ O	3.760,49	5.336,90	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	122,33	0,00	122,33
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,00	17,88	0,00	17,88
Ar	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C6	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total (lbmol/h)	3.760,49	5.336,90	413,85	719,00	1.132,86
Temp. (°C)	500,00	500,00	40,00	40,00	25,00
Presión (bares)	80,00	80,00	1,20	75,00	77,00
Fracción de vapor	1,00	1,00	0,88	0,00	0,00
PCI (Btu/scf)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Carbono (lbmol/h)					

FIG. 4I

FIG. 4J

	42	43A	44	45	46
lbmol/h					
CO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	1,07
H ₂ O	555,38	555,38	555,38	379,40	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	147,10
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,90
Ar	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C2	0,00	0,00	0,00	0,00	4,91
C3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,83
C4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,15
C5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03
C6	0,00	0,00	0,00	0,00	0,07
C7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total (lbmol/h)	555,38	555,38	555,38	379,40	155,06
Temp. (°C)	25,00	29,53	500,00	500,00	15,00
Presión (bares)	1,05	80,00	80,00	80,00	22,00
Fracción de vapor	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00
PCI (Btu/scf)	0,00	0,00	0,00	0,00	931,38
Carbono (lbmol/h)					161,70

	47
lbmol/h	
CO	0,00
H ₂	0,00
CO ₂	0,18
H ₂ O	0,00
CH ₄	156,84
O ₂	0,00
N ₂	0,96
Ar	0,00
C2	5,23
C3	0,89
C4	0,16
C5	0,03
C6	0,07
C7	0,00
Total (lbmol/h)	165,36
Temp. (°C)	15,00
Presión (bares)	80,00
Fracción de vapor	1,00
PCI (Btu/scf)	931,38
Carbono (lbmol/h)	172,39

FIG. 4K