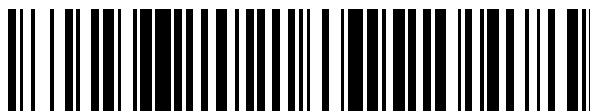


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 602 330**

51 Int. Cl.:

C07C 27/00	(2006.01)
C10J 3/84	(2006.01)
C10J 3/72	(2006.01)
C12P 7/06	(2006.01)
C07C 29/151	(2006.01)
C10J 3/00	(2006.01)
C12M 1/00	(2006.01)
C10J 3/82	(2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **03.12.2008 PCT/US2008/085431**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **18.06.2009 WO09076138**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **03.12.2008 E 08860128 (1)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **10.08.2016 EP 2217554**

54 Título: **Método para reducir CO₂ en una corriente por conversión a un gas de síntesis para producción de energía**

30 Prioridad:

13.12.2007 US 956107
14.11.2008 US 271227

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
20.02.2017

73 Titular/es:

GYCO, INC. (100.0%)
7707 MARQUETTE DRIVE N.E.
CEDAR RAPIDS, IA 52402-6967, US

72 Inventor/es:

YOUNG, P.E., GARY C.

74 Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

ES 2 602 330 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

Método para reducir CO₂ en una corriente por conversión a un gas de síntesis para producción de energía

5 Esta solicitud reivindica el beneficio de la Solicitud de Patente de los Estados Unidos Serie No. 11/956,107, presentada el 13 de diciembre de 2007, titulada " Method and Apparatus for Reducing CO₂ in a Stream by Conversion to a Syngas for Production of Energy", y de la Solicitud de Patente de continuación en Parte Serie No. 12/271,227, presentada el 14 de noviembre de 2008, y titulada " Method and Apparatus for Reducing CO₂ in a Stream by Conversion to a Syngas for Production of Energy".

10 Campo técnico

15 La presente invención se relaciona generalmente con un campo para reducir la presencia de dióxido de carbono (CO₂), y en realizaciones específicas, para reducir el dióxido de carbono en una corriente de escape de gases de plantas de energía y otros tipos de plantas industriales, y que forma un gas de síntesis (CO + H₂) que puede, a su vez, ser usado en la producción de energía tal como combustibles líquidos; por ejemplo, etanol.

Antecedentes

20 La preocupación acerca del calentamiento global eventualmente conduce a discusiones acerca de la necesidad de reducir la cantidad de dióxido de carbono que se vierte en la atmósfera de la Tierra en una base diaria de plantas de energía y otras fábricas industriales. Al mismo tiempo, la preocupación acerca de la disminución de suministros de combustibles fósiles ha fomentado el desarrollo de combustibles líquidos tales como etanol como combustibles fósiles de reemplazo futuros. Desafortunadamente, la mayoría de los métodos actuales de producción de un combustible líquido tal como etanol resulta en tanto o más dióxido de carbono que es introducido en la atmósfera al igual que la quema de combustibles fósiles.

25 Por lo tanto, un método para producir un gas de síntesis, (fácilmente convertible a etanol) de corrientes de escape gaseosas por plantas industriales, ofrecerá muchas ventajas en costo, así como, una reducción general en el dióxido de carbono descargado en la atmósfera.

30 El documento WO 2007/022639 A1 divulga un procedimiento para la producción de un hidrocarburo, que comprende someter una corriente de alimentación con dióxido de carbono y una fuente de hidrógeno para elevar las temperaturas en un ambiente reducido en oxígeno, y que obtiene una corriente de gas de síntesis que comprende monóxido de carbono y gas de hidrógeno; y, que usa la corriente de gas de síntesis para producir al menos un producto de hidrocarburo.

Resumen de la invención

40 La presente invención divulga métodos y aparatos para reducir el dióxido de carbono que está presente usualmente en corrientes gaseosas de escape o emitidas por diferentes plantas de energía y tipos de plantas industriales, tales como una planta de cemento. Por ejemplo, la corriente de escape gaseosa típica es de aproximadamente 181437 kg/h (400,000 lbs/h) total de una planta de cemento, contendrá aproximadamente 30% - 40% (aproximadamente 72574.7 kg/h o 160,000 lbs/h) de dióxido de carbono (CO₂). Sin embargo, en lugar de ser expulsado a la atmósfera, de acuerdo con la invención, se suministra esta corriente gaseosa a una cámara de reacción, tal como, por ejemplo, una cámara de pirólisis. Las reacciones toman lugar en la cámara de pirólisis tal que se convierte la corriente gaseosa para convertir gas de síntesis (CO + H₂) y una cantidad reducida de dióxido de carbono (es decir, aproximadamente 34108 kg/h o 75,195 lbs/h). La reducción en dióxido de carbono es aproximadamente 53%, y se puede limpiar el gas de síntesis y usarlo como materia prima para la producción de etanol. Por ejemplo, se puede usar un procedimiento biocatalítico tal como un procedimiento Fischer-Tropsch para producir el etanol.

45 Más específicamente, el procedimiento para reducir el dióxido de carbono y formar el gas de síntesis comprende mantener una cámara de reacción, tal como una cámara de pirólisis, una temperatura entre aproximadamente 400°C y 5000°C (típicamente entre 400°C y 2000°C) y a una presión de aproximadamente una atmósfera o mayor. Nótese, que cuando se usa una cámara de Gasificación de Arco de Plasma, las temperaturas en la zona de arco de plasma pueden alcanzar entre 3000°C y 7000°C. Se añade calor como se requiere, ya que algunas reacciones deseadas son endotérmicas. Aunque se usa una cámara de pirólisis en una realización preferida, también se cree que es adecuado un reactor gasificador convencional, un reactor de gasificación o reactor de arco de plasma. También se proporciona un material carbonoso que es seleccionado de carbón, coque y residuos sólidos al reactor tal que toma lugar una reacción Boudouard (es decir $C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$).

Breve descripción de los dibujos

65 Para un entendimiento más completo de la presente invención, y ventajas de la misma, se hace referencia ahora a las siguientes descripciones tomadas conjuntamente con los dibujos que acompañan, en los cuales:

La Figura 1 es un diagrama de bloques que ilustra el procedimiento de la presente invención,

La Figura 2 es similar a la Figura 1, pero incluye un procedimiento disponible para convertir residuos urbanos a gas de síntesis que, a su vez, usa el gas de síntesis para proporcionar la energía necesaria (por ejemplo electricidad, vapor y/o calor) al reactor de pirólisis de la presente invención,

La Figura 3 ilustra el procedimiento de las Figuras 1 o 2 combinadas con otro procedimiento para la producción de etanol; y

La Figura 4, que incluye las Figuras 4a y 4b, es un ejemplo detallado de la Figura 3 que ilustra el uso de un primer y segundo reactor biocatalítico.

Descripción detallada de las realizaciones ilustrativas

Se discute en detalle abajo la fabricación y uso de las realizaciones preferidas actualmente. Se debe apreciar, sin embargo, que la presente invención proporciona muchos conceptos inventivos aplicables como se establece en las reivindicaciones adjuntas. Las realizaciones específicas discutidas son meramente ilustrativas de maneras específicas de hacer y usar la invención, y no limitan el alcance de la invención.

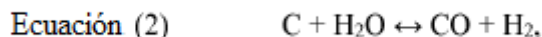
Haciendo referencia ahora a la Figura 1, se ilustra un diagrama de bloque del procedimiento de la presente invención. Como se muestra, una cámara 10 de reacción recibe una corriente gaseosa o gases de escape, como se indica por la línea 12, de una planta de energía o planta industrial 14 tal como, por ejemplo únicamente, una planta de cemento con un horno rotativo. La corriente gaseosa de un horno rotativo comprenderá típicamente entre aproximadamente 55% a aproximadamente 70% de nitrógeno (N₂) y aproximadamente 45% a aproximadamente 30% de dióxido de carbono (CO₂) además de pequeñas cantidades de oxígeno (O₂) y otras impurezas. La cámara 10 de reacción es preferiblemente un reactor de pirólisis, pero puede también estar incluido un gasificador convencional o gasificador de arco de plasma. También se suministra al reactor 10 un material carbonoso como se indica por la línea 16 tal como coque, carbón, u otra fuente 18 de hidrocarburo, tal como materiales de biomasa o residuos sólidos urbanos. Adicionalmente, como será apreciado por aquellos expertos en la técnica, ya que toma lugar una reacción de pirólisis (es decir descomposición térmica de material orgánico por calentamiento en la ausencia de oxígeno y otros reactivos, excepto posiblemente vapor) a una temperatura relativamente alta. Se proporciona una fuente 20 de energía de calor, que incluye electricidad y/o vapor, como se indicó en la línea 22.

La reacción en la cámara de pirólisis típicamente tomará lugar a aproximadamente una atmósfera o un bar y a una temperatura de aproximadamente 400°C y 2000°C, y preferiblemente a aproximadamente 1330°C. La reacción química primaria que toma lugar en el reactor de pirólisis es la reacción de material carbonoso tal como carbono (C) con dióxido de carbono (CO₂) de acuerdo con:

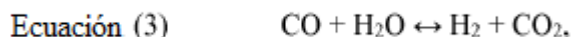


que también es indicada algunas veces como la reacción de Boudouard.

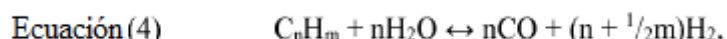
Otras reacciones que pueden ocurrir en la cámara de reacción son:



usualmente indicada como gasificación con vapor;



indicada como una reacción de cambio agua-gas; y

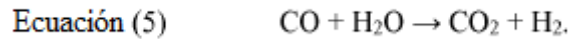


para vapor reformado.

De manera importante, como se ve en la Ecuación (1), el carbono (C) suministrado por la fuente 18 se combina con uno de los átomos de oxígeno (O) de las moléculas de dióxido de carbono (CO₂) para formar dos moléculas de monóxido de carbono (2CO) que, por supuesto, reducen la cantidad de dióxido de carbono (CO₂) en la cámara de reacción. Adicionalmente, como se indica por la Ecuación (2), si el agua (es decir vapor) está disponible en el reactor de pirólisis, el carbono (C) también reaccionará con el agua (H₂O) para producir monóxido de carbono e hidrógeno

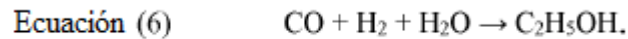
- libre (H₂). También será apreciable que todo el dióxido de carbono (CO₂) no se convierta en 2CO (es decir monóxido de carbono). Adicionalmente, el vapor (H₂O) también puede reaccionar con algo del monóxido de carbono (CO) para formar algo de dióxido de carbono (CO₂) y algo de hidrógeno (H₂) como se indicó por la Ecuación (3). Por consiguiente, el reactor de pirólisis descarga gas de síntesis como se indicó en la línea 24 compuesto de monóxido de carbono (CO), hidrógeno (H₂) y una cantidad reducida de dióxido de carbono (CO₂), como se indicó por el bloque 5
26. También, como se muestra, típicamente habrá un producto 28 de ceniza vitrificada o ceniza producida por el procedimiento que depende de la temperatura del reactor de pirólisis. El contenido químico de la ceniza vitrificada o ceniza, por supuesto, variará dependiendo de la fuente carbonosa y temperatura del reactor de pirólisis.
- 10 También se puede proporcionar entonces el gas de síntesis a un sistema 30 de control de emisión para eliminar impurezas y limpiar el gas de síntesis. El sistema de control y limpieza de gas de síntesis eliminará impurezas en el gas de síntesis del reactor de pirólisis. Dependiendo de la alimentación al reactor de pirólisis, las impurezas en el gas de síntesis pueden ser aproximadamente 0.5 % en peso de cloro y 0.8 % en peso de azufre basado en un análisis elemental de la alimentación, como un ejemplo. Se convierte la mayoría del azufre en sulfuro de hidrógeno (H₂S) pero algo se convierte en sulfuro de carbonilo (COS). El cloro se convierte en cloruro de hidrógeno (HCl). Se pueden encontrar los elementos de trazas de mercurio y arsénico en el gas de síntesis antes de la limpieza. Algo del arrastre de partículas ocurre con el gas de síntesis del reactor de pirólisis. La selección de la tecnología para limpiar el gas depende de los requisitos de pureza de los procedimientos corriente abajo que usan el gas de síntesis
- 15 El control de partículas es típicamente un filtro de vela metálica o lavador de agua en combinación con un ciclón. La recuperación de azufre es típicamente una planta Claus. Se recuperan los gases ácidos tal como cloruro de hidrógeno mediante procedimientos basados en solventes tales como Selexol o Rectisol.
- 20 Como también se muestra, se elimina el dióxido de carbono (CO₂) en el gas de síntesis y puede ser retornado al reactor de pirólisis, como se indica por la línea 12a punteada. De esta forma, el gas de síntesis compuesto de monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H₂) está disponible para procesamiento adicional, como se indicó en el bloque 32.
- 25 Un ejemplo del procedimiento de reducción de dióxido de carbono en una corriente gaseosa de una planta de energía u horno de cemento rotatorio, es como sigue:
- 30 Se proporciona la corriente gaseosa producida total del horno rotatorio de 180802 kg/h (398,600 lbs/h) a un reactor de pirólisis. La corriente gaseosa total incluye aproximadamente 72574.7 kg/h (160,000 lbs/h) (≈40%) de dióxido de carbono (CO₂). Se suministra una fuente carbonosa de aproximadamente 19805 kg/h (43,663 lbs/h) de coque o carbón y una cantidad similar de vapor (H₂O). La temperatura del reactor se mantiene a aproximadamente 1330°C y a aproximadamente una atmósfera (un bar) de depresión. La producción del reactor de pirólisis será un gas de síntesis en bruto o sin limpiar compuesto de aproximadamente 70827.0 kg/h (156,147 lbs/h) de monóxido de carbono (CO); 1154 kg/h (2,545 lbs/h) de hidrógeno (H₂) y aproximadamente 34108 kg/h (75,195 lbs/h) de dióxido de carbono (CO₂). De esta forma, se ve que en esta etapa del procedimiento el dióxido de carbono (CO₂), se ha reducido en aproximadamente 53%. Adicionalmente, el monóxido de carbono (CO) en el gas de síntesis proporciona una ventaja económica significativa, como se discutirá más adelante; algunos procedimientos biocatalíticos usan efectivamente monóxido de carbono (CO) como materia prima para organismos en bioreactores que producen etanol.
- 35 Como se apreciará por aquellos expertos en la técnica, otros procedimientos amigables ecológicamente conocidos pueden ser combinados con el procedimiento de la invención descrito anteriormente. Como un ejemplo y haciendo referencia a la Figura 2, en ella se muestra el procedimiento de, la Figura 1 en la que la fuente 22 de electricidad, vapor o energía térmica es el producto de un procedimiento de gasificación de arco que usa diferentes productos de residuos tales como residuos sólidos urbanos (MSW) como una fuente de combustible. Como se muestra, se suministra el MSW 34 al gasificador 36 de arco de plasma junto con una fuente 38 de oxígeno y un material 40 de carbono como coque suministró un gas de síntesis sucio o en bruto como se indicó por la línea 42a. Otros subproductos 44 incluyen metales y ceniza vitrificada. Se suministra entonces el gas de síntesis sucio a un sistema 44 de control de emisión para eliminar diferentes subproductos 46 del gas de síntesis tal como azufre y ácido hidroclorhídrico, etc. Esto deja un gas de síntesis limpio suministrado en una línea 42b que es usado después para proporcionar el vapor requerido y energía térmica usada por el reactor 10 de pirólisis.
- 40 Haciendo referencia ahora a la Figura 3, se muestra nuevamente el procedimiento de la Figura 1. Sin embargo, como se muestra, se procesa adicionalmente el gas de síntesis para proporcionar etanol. Como se muestra, el gas 32 de síntesis es suministrado por la línea 50 a un reactor 52 de cambio agua-gas y después a un reactor 54 biocatalítico como un reactor de síntesis Fischer-Tropsch. Como se sabe por aquellos expertos en la técnica, se puede usar el reactor Fischer-Tropsch para convertir el gas de síntesis a etanol 56. Más específicamente, asumiendo que se suministra un flujo de gas de síntesis compuesto de aproximadamente 70827.0 kg/h (156,147 lbs/h) de monóxido de carbono (CO), 1154 kg/h (2,545 lbs/h) de hidrógeno (H₂), 34067 kg/h (75,105 lbs/h) de dióxido de carbono (CO₂) al reactor 52 de cambio agua-gas, se requerirá aproximadamente 3652 kg/h (8,051 lbs/h) de agua (vapor) para ajustar la proporción molar de monóxido de carbono (CO) y de hidrógeno (H₂) a 3.00 moles de
- 45
- 50
- 55
- 60
- 65

monóxido de carbono (CO) para 1.00 de cada mol de hidrógeno (H₂). Este ajuste es de acuerdo con la reacción, representado por:



5 De esta forma, se apreciará que el reactor 52 de cambio agua-gas se pueda ajustar para producir gas de síntesis que tiene un rango amplio de proporciones molares para satisfacer las necesidades de diferentes procedimientos corriente abajo que convierten o usan gas de síntesis. Diferentes procedimientos corriente abajo actualmente en uso pueden operar satisfactoriamente con proporciones monóxido de carbono CO a hidrógeno H₂ que varían entre 0.2 a 5.0 moles de monóxido de carbono a 5.0 a 0.2 moles de hidrógeno.

10 Más específicamente, una rata de flujo de masa de 70827.0 kg/h (156,147 lbs/h) de monóxido de carbono (CO) representa 702.40 (5,574.7 lbmol/h), y 1154 kg/h (2.545 lbs/h) de hidrógeno (H₂) representa 159.06 mol/s (1,262.4 lbmol/h) de hidrógeno (H₂). Por lo tanto, como un ejemplo, el reactor de cambio agua-gas puede ser establecido para cambiar o reorganizar la cantidad de monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H₂) tal que la proporción de mezcla final comprende 646.09 mol/s (5,127.8 lbmol/h) de monóxido de carbono (CO) y 215.37 mol/s (1,709.3 lbmol/h) de hidrógeno (H₂). Se selecciona el cambio para facilitar la reacción que produce etanol (C₂H₅OH). Se muestra la reacción abajo en la Ecuación (6).



20 Por lo tanto, similar a la discusión anterior, esta reacción toma lugar con una proporción molar de monóxido de carbono (CO) a hidrógeno (H₂) entre 2.0 y 5.0 moles de monóxido de carbono a 5.0 a 0.2 moles de hidrógeno. Por ejemplo, con un ajuste entre 3.0 y 0.2 moles de monóxido de carbono a 1.0 moles de la producción de etanol al 100% de su rendimiento experimental real de un reactor biocatalítico, es 27277 kg/h (60,136 lbs/h) de etanol, es aproximadamente 34618 l/h (80,120,000 galones/año) después de la destilación.

25 Esta reacción no produce dióxido de carbono (CO₂). Por lo tanto, desde el inicio de la corriente 14 gaseosa industrial que contiene 72574.7 kg/h (160,000 lbs/h) de dióxido de carbono (CO₂) hasta la descarga del reactor 10 de pirólisis, la reducción en dióxido de carbono (CO₂) emitido es 34067 kg/h (75,105 lbs/h), o una reducción de aproximadamente 53%. El cambio agua-gas añade aproximadamente 8920.8 kg/h (19,667 lbs/h) de dióxido de carbono (CO₂) para un total de 43029 kg/h (94,862 lbs/h) de dióxido de carbono (CO₂) en vez del original 72574.7 kg/h (160,000 lbs/h) para aproximadamente un total de 40% de reducción. Por supuesto, adicionalmente a la reducción en CO₂ de escape, existe un bono de 27277 kg/h (60,136 lbs/h o 80,120,000 galones/año) de etanol.

30 Haciendo referencia a la Figura 4, se muestra un diagrama de flujo de bloque más detallado para producir etanol que usa dos reactores biocatalíticos en serie y que ilustra la rata de flujo de gases, vapor, y materiales carbonosos, etc. Los números de referencia de elementos comunes o sistemas son los mismos como en la Figura 3. Sin embargo, como se muestra, en vez de un convertidor 54 biocatalítico individual, hay un primer convertidor 54a biocatalítico que resulta en los 34616 l/h (80,114,836 galones/año) de etanol (bloque 56) después de ser destilado como se indicó en 58. Como también se muestra, sin embargo, el gas de cola del convertidor 54a biocatalítico comprende 43029 kg/h (94,862 lbs/h) de dióxido de carbono (CO₂), así como 9849 kg/h (21,714 lbs/h) de monóxido de carbono (CO) y 860.5 kg/h (1,897 lbs/h) de hidrógeno (H₂) como se indicó en el bloque 60. Por lo tanto, de acuerdo con esta invención, se suministra el gas de cola del bloque 60 a un segundo convertidor 54b biocatalítico, que es húmedo que opera en un rendimiento de 50% en vez de 100%. También se indica, otro cambio agua-gas, como se discutió anteriormente. La producción del segundo convertidor 54b biocatalítico son otros 2616 l/h (6,055,899 galones/año) de etanol, como se indicó en el bloque 64, después de pasar el gas a través de un segundo procedimiento 62 para un total de 37232 l/h (86,170,735 galones/año). Ya que el procedimiento no añade dióxido de carbono (CO₂), el gas de cola indicó en el bloque 66 del segundo bioreactor 54b, aún contiene los 43001 kg/h (94,802 lbs/h) de dióxido de carbono (CO₂) pero monóxido de carbono (CO) reducido. Sin embargo, si se asume que la descarga del gas de cola del segundo reactor a la atmósfera se logra con llamarada de quemado, se puede añadir un adicional de 8907.6 kg/h (19,638 lbs/h) de dióxido de carbono (CO₂) al 43029 kg/h (94,862 lbs/h) para dar un total de 51936 kg/h (114,500 lbs/h) de dióxido de carbono (CO₂). Esto representa todavía una reducción de 28.4% de dióxido de carbono (CO₂) más el bono de 37232 l/h (86,170,735 galones/año) de etanol.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para producir gas de síntesis que reduce la cantidad de dióxido de carbono en una corriente gaseosa, en la que dicha corriente gaseosa comprende entre 55% a 70% de nitrógeno (N₂) y entre 45% a 30% de dióxido de carbono (CO₂) además de pequeñas cantidades de oxígeno (O₂) y otras impurezas;
- 5 donde el procedimiento comprende:
- mantener una cámara de reacción a una temperatura entre 400°C y 5000°C y a una presión de un bar o mayor;
- 10 suministrar un material carbonoso en dicha cámara de reacción,
- en el que dicho material carbonoso es seleccionado del grupo que consiste en coque, carbón y residuos sólidos;
- 15 introducir vapor (H₂O) en dicha cámara de reacción;
- introducir dicha corriente gaseosa en dicha cámara de reacción;
- 20 materiales de reacción en dicha cámara de reacción, en la que dichos materiales de reacción consisten esencialmente en dichos materiales carbonosos, dicho vapor (H₂O) y dicho dióxido de carbono (CO₂) de dicha corriente gaseosa para reducir dicho CO₂ y para formar gas de síntesis que comprende monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H₂).
- 25 2. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que dicha cámara de reacción es seleccionada para ser una de un reactor de pirólisis, un gasificador convencional o un gasificador de arco de plasma.
3. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que dicha cámara de reacción es un reactor de pirólisis.
4. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que dicho paso de reacción comprende una reacción de Boudouard como la reacción química primaria.
- 30 5. El procedimiento de la reivindicación 1, que comprende adicionalmente el paso de proporcionar dicho gas de síntesis formado que comprende monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H₂) a un sistema de control de emisión para limpiar dicho gas de síntesis mediante la eliminación de impurezas.
- 35 6. El procedimiento de la reivindicación 5, en el que se suministra dicho gas de síntesis limpio a un reactor de cambio agua-gas para ajustar la proporción molar de monóxido de carbono e hidrógeno entre 0.20 a 3.00 de moléculas de monóxido de carbono para 1.00 de moléculas de hidrógeno.
- 40 7. El procedimiento de la reivindicación 6, en el que se suministra dicho monóxido de carbono ajustado molar e hidrógeno a un reactor biocatalítico para producir etanol.
8. El procedimiento de la reivindicación 7, en el que dicho reactor biocatalítico es un reactor de síntesis Fischer-Tropsch.
- 45 9. El procedimiento de una cualquiera las reivindicaciones 1 u 8, en el que se suministra dicho gas que comprende monóxido de carbono e hidrógeno a un reactor biocatalítico para producir etanol.
10. El procedimiento de la reivindicación 9, en el que se suministra un producto de dicho reactor biocatalítico a otro reactor biocatalítico para proporcionar etanol adicional.
- 50 11. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que dicha cámara de reacción se mantiene a una temperatura de 1330 °C.
- 55 12. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que dicha cantidad de CO₂ en dicho gas sintético es 53% menos que la cantidad de CO₂ que fue suministrada en dicha corriente gaseosa.
- 60 13. El procedimiento de la reivindicación 1, que comprende adicionalmente el paso de proporcionar dicho gas de síntesis formado que comprende monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H₂) a un reactor de cambio agua-gas para ajustar la proporción molar de monóxido de carbono e hidrógeno entre 0.2 a 5.0 de moléculas de monóxido de carbono (CO) y 5.0 a 0.2 de moléculas de hidrógeno (H₂).

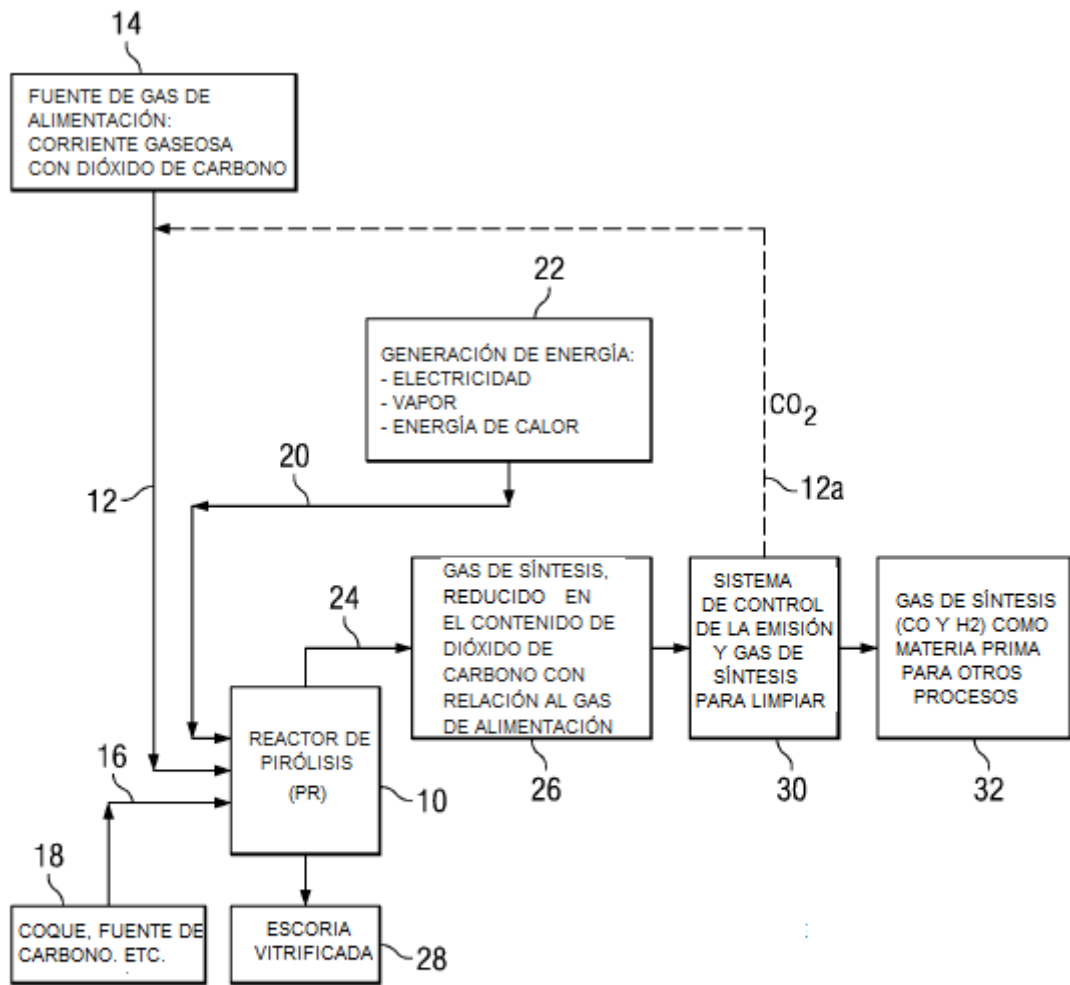


FIG. 1

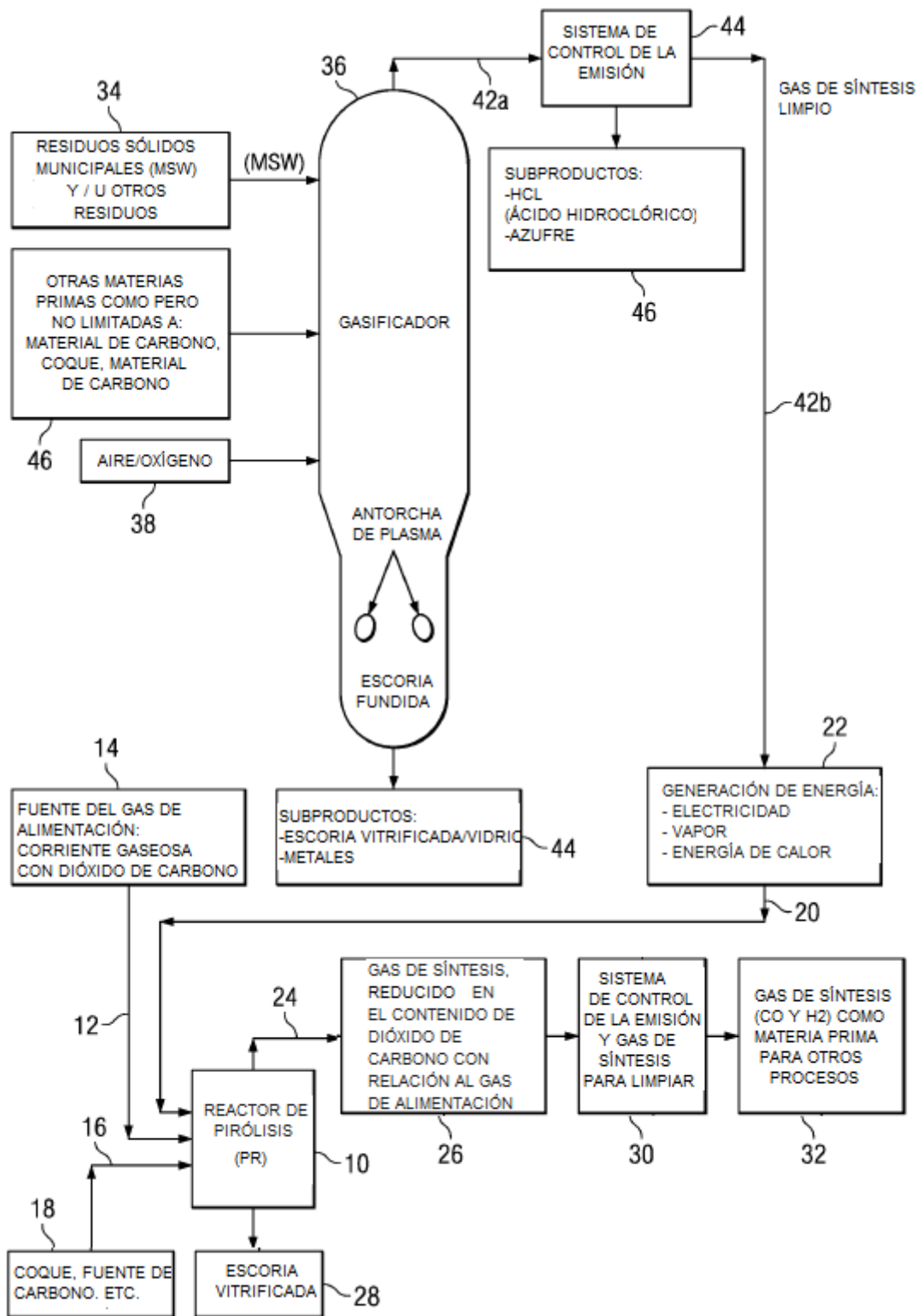


FIG. 2

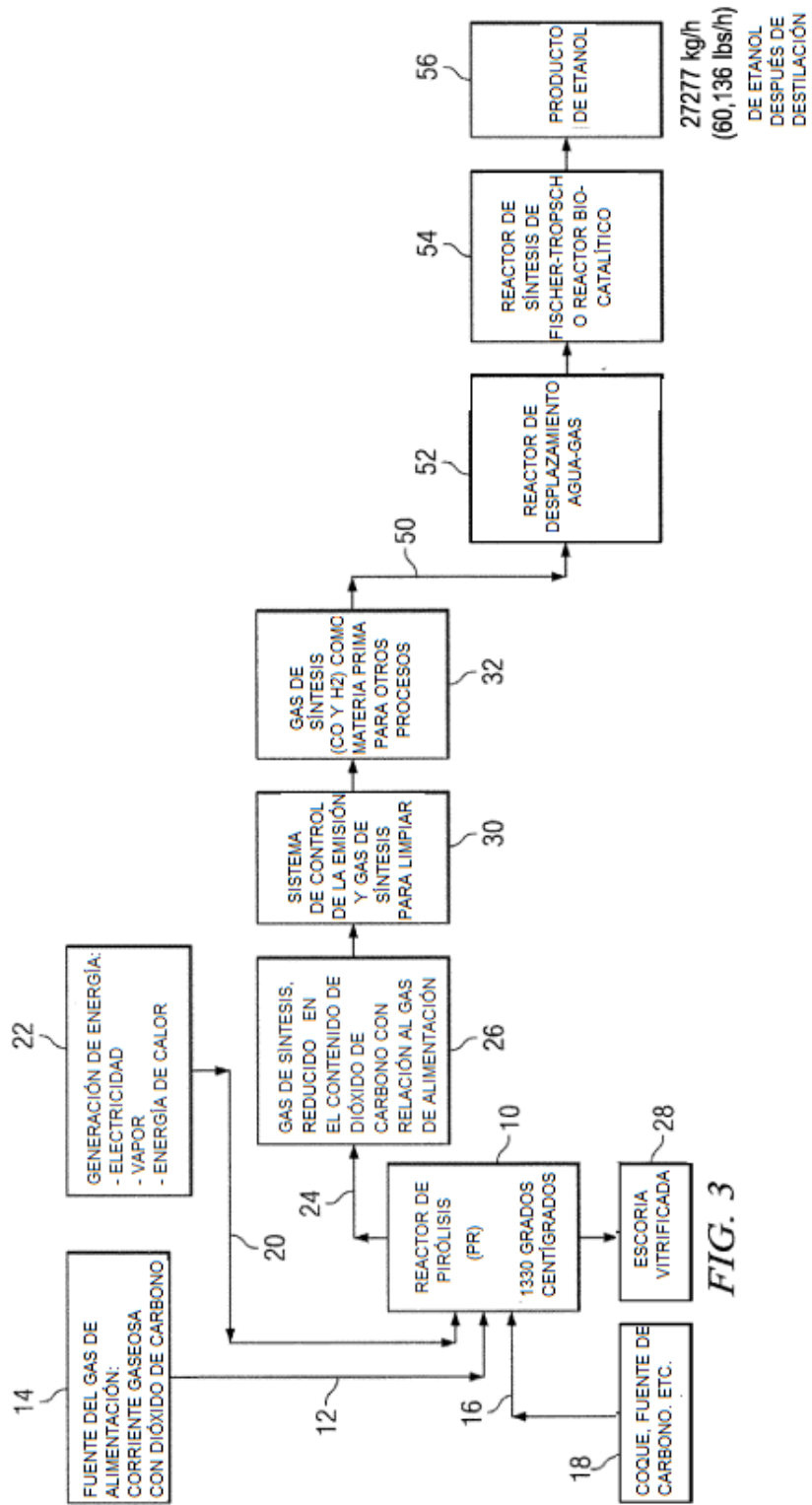


FIG. 3

