

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 568 206**

51 Int. Cl.:

**C10J 3/46** (2006.01)

**C10J 3/72** (2006.01)

**C10K 3/02** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.06.2009 E 09789887 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **13.01.2016 EP 2321387**

54 Título: **Sistema y procedimiento de gasificación de arrastre de dos fases**

30 Prioridad:

**15.08.2008 US 192471**

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

**28.04.2016**

73 Titular/es:

**LUMMUS TECHNOLOGY INC. (100.0%)  
1515 Broad Street  
Bloomfield, NJ 07003, US**

72 Inventor/es:

**TSANG, ALBERT, C.;  
WILLIAMS, CHANCELOR, L.;  
THOMPSON, MAX, W. y  
BRETON, DAVID, L.**

74 Agente/Representante:

**DE ELZABURU MÁRQUEZ, Alberto**

**ES 2 568 206 T3**

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

## DESCRIPCIÓN

Sistema y procedimiento de gasificación de arrastre de dos fases

### Antecedentes de la invención

5 La presente invención se refiere, en general, a un procedimiento para gasificar materia prima tal como materiales carbonosos. Se han desarrollado tres tipos básicos de sistemas y procedimientos para la gasificación de materiales carbonosos. Son: (1) gasificación de lecho fijo, (2) gasificación de lecho fluidizado y (3) gasificación en suspensión o de arrastre. La presente invención se refiere al tercer tipo de procedimiento - gasificación en suspensión o de arrastre. Más en particular, la presente invención se refiere a un procedimiento de gasificación de arrastre de dos fases para gasificar materiales carbonosos.

10 Los sistemas y los procedimientos de gasificación se aplican con frecuencia para convertir en general materia prima sólida tal como material carbonoso en productos gaseosos deseables tales como gas de síntesis. El sistema y el procedimiento de gasificación deben ser diseñados para ser simples incluso para suministrar la eficacia de conversión máxima. La patente alemana DE 4105280 describe el tratamiento de carbón en el que se piroliza carbón en forma de partículas y se alimenta a una zona de gasificación con formación de una fracción gaseosa y ceniza. Se  
15 retira la ceniza, se alimenta la fracción gaseosa a la zona de pirólisis para pirolizar el carbón y se retira una corriente gaseosa de producto de la zona de gasificación. La patente europea EP1031623 describe un procedimiento para repartir de manera catalítica material carbonoso durante la gasificación usando un lecho fluidizado formado de un exceso estequiométrico de partículas de calcio, hidróxido y carbonato. La patente de EE.UU. 4323446 describe un procedimiento de conversión de carbón para producir gas combustible y productos líquidos destilados. El carbón se  
20 alimenta a un lecho fluidizado superior para desvolatilización. El coque y los alquitranes resultantes se depositan sobre un material de soporte en forma de partículas que desciende por una zona de arrastre a una zona de gasificación de lecho fluidizado inferior. Las partículas finas se hacen pasar por una etapa de separación y se devuelven al lecho inferior para más gasificación. La ceniza se transfiere al lecho superior. La patente de EE.UU. 4872886 describe un procedimiento de flujo ascendente de dos fases para gasificación de carbón. Se prendió fuego a un gas que contenía oxígeno y un primer incremento de una suspensión de carbón en agua en un reactor de  
25 escorificación horizontal expuesto a la llama, convirtiendo de ese modo el oxígeno, el carbón y el agua en vapor de agua y productos de combustión gaseosa. La descarga del reactor expuesto a la llama se pone en contacto arriba con un segundo incremento de suspensión de carbón-agua en una unidad de recuperación de calor no expuesta a la llama, vertical, conectada al extremo superior del reactor. La temperatura del reactor de escorificación horizontal expuesto a la llama se mantiene desde 1.316°C (2.400°F) a 1.649°C (3.000°F), mientras en la unidad de  
30 recuperación de calor no expuesta a la llama es deseable una temperatura de 871°C (1.600°F) a 1.093°C (2.000°F).

### Sumario de la invención

La presente invención se refiere a un procedimiento para gasificación en suspensión o de arrastre de un material carbonoso que comprende las etapas definidas en la reivindicación 1.

35 Las realizaciones del procedimiento se definen en las reivindicaciones adjuntas.

La presión en la sección inferior del reactor y la sección superior del reactor son de aproximadamente 101 kPa (14,7 psig) a aproximadamente 13.790 kPa (2.000 psig). La velocidad de los gases y el residuo carbonoso que pasan por los dispositivos de dispersión de la sección inferior del reactor es de 6,1 m/s a 36,6 m/s (20 a 120 pies por segundo). El tiempo de permanencia del residuo carbonoso en la sección inferior del reactor es de 2 a 10 segundos. La  
40 velocidad de la corriente de suspensión que pasa por los dispositivos de alimentación de la sección superior del reactor es de 1,5 m/s a 30,5 m/s (5 a 100 pies por segundo). El tiempo de permanencia de la suspensión del material carbonoso en forma de partículas en la sección superior del reactor es de 5 a 40 segundos.

### Breve descripción de los dibujos

45 Para una descripción más detallada de las realizaciones de la presente invención, se hará referencia ahora a los dibujos adjuntos, en los que:

La Figura 1 es una representación esquemática de un sistema útil y un diagrama de flujo del procedimiento pictórico para una realización en relación con la presente invención.

La Figura 2 es una representación esquemática de un sistema útil y un diagrama de flujo del procedimiento pictórico para una realización alternativa en relación con la presente invención.

### 50 Descripción detallada de la realización preferida

La siguiente descripción detallada de diversas realizaciones de la invención se refiere a los dibujos adjuntos que ilustran realizaciones específicas en las que se puede poner en práctica la invención. Las realizaciones están destinadas a describir aspectos de la invención con detalle suficiente para permitir que los expertos en la materia pongan en práctica la invención. La siguiente descripción detallada no se tiene, por lo tanto, que considerar en un

sentido limitante.

Haciendo referencia la FIG. 1, diversas realizaciones de la presente invención proporcionan un reactor de gasificación, indicado en general por el número 10 de referencia, presenta una sección 30 inferior del reactor y una sección 40 superior del reactor. La primera fase del procedimiento de gasificación tiene lugar en la sección 30 inferior del reactor y la segunda fase del procedimiento de gasificación tiene lugar en la sección 40 superior del reactor. La sección 30 inferior del reactor define la zona de reacción de la primera fase. La sección 30 inferior del reactor también se referirá como la zona de reacción de la primera fase. La sección 40 superior del reactor define la zona de reacción de la segunda fase. La sección 40 superior del reactor también se referirá como la zona de reacción de la segunda fase.

Haciendo referencia además a la FIG. 1, el residuo carbonoso reciclado y una corriente que comprende un gas que contiene oxígeno o vapor de agua a alta presión entran a la sección 30 inferior del reactor 10 de gasificación a través del dispositivo 60 y/o 60a de dispersión, que se sitúa, por ejemplo, opuestamente a la sección 30 inferior del reactor. Se pueden usar más de dos dispositivos de dispersión, por ejemplo, cuatro, dispuestos 90 grados aparte. Los conjuntos de dispositivos de dispersión también pueden estar en diferentes niveles y no se requiere que estén en el mismo plano. En la sección 30 inferior del reactor, también la zona de reacción de la primera fase, del reactor 10 de gasificación, el residuo carbonoso reciclado y una corriente que comprende un gas que contiene oxígeno y/o vapor de agua reaccionan de tal modo que tiene lugar mezclado y reacción rápidos de los agentes reaccionantes y que un movimiento de rotación de los agentes reaccionantes, pasando hacia arriba tal como (pero no limitado a) un agitador vorticial por la sección 30 inferior del reactor 10. La reacción en la sección 30 inferior del reactor es la primera fase del procedimiento de gasificación por el cual el residuo carbonoso reciclado y una corriente que comprende un gas que contiene oxígeno o vapor de agua se convierten de manera exotérmica en productos de mezcla que comprenden vapor de agua, gas de síntesis, gases intermedios y subproductos retenidos tales como escoria fundida, en la condición de reacción en la sección 30 inferior del reactor como se describe más adelante con más detalle. La escoria fundida es drenada del fondo del reactor 10 a través de un agujero 20 roscado, a un sistema de tratamiento de la escoria (no mostrado) para disposición final.

El vapor de agua, compuesto intermedio y gas de síntesis salen después de la sección 30 inferior del reactor fluyendo hacia arriba a una sección 40 superior del reactor no expuesta a la llama donde se inyecta una suspensión de sólidos carbonosos en forma de partículas y portador líquido a través del dispositivo 80 y/o 80a de alimentación o dispositivos de alimentación adicionales. El calor producido en la sección 30 inferior del reactor y transportado hacia arriba con la corriente de gas se usa para el procedimiento de pirólisis que tiene lugar en la sección 40 superior del reactor no expuesta a la llama (o y la concentración de estos gases en la zona de reacción de la segunda fase del gas de síntesis), incluyendo vaporización del agua de alimentación, la reacción carbono-vapor de agua y la reacción agua-gas entre el CO y H<sub>2</sub>O. La reacción carbono-vapor de agua forma CO e H<sub>2</sub>, así, aumentando el rendimiento de estos gases utilizables. Aunque la sección 30 inferior del reactor expuesta a la llama (o la zona de reacción de la primera fase del reactor 10) es principalmente un reactor de combustión, la sección 40 superior del reactor es principalmente un reactor de enfriamiento rápido que también aumenta el poder calorífico de los gases. Las reacciones que tienen lugar en la sección 40 superior del reactor no expuesta a la llama enriquecen así los gases que emergen de la sección 30 inferior del reactor de combustión parcial expuesta a la llama para producir un mayor grado de gas de síntesis y haciendo eso recuperar calor de la sección 30 inferior del reactor y enfriar los gases lo suficiente para que la escoria atrapada se enfríe por debajo de la temperatura de deformación inicial de fusión de las cenizas y condensen las especies orgánicas e inorgánicas volátiles y se absorban sobre el material carbonoso en forma de partículas. Por enfriamiento a por debajo de la temperatura de deformación inicial de las cenizas, las gotitas de escoria atrapadas funden por sí mismas o sobre el material carbonoso en forma de partículas previamente a alcanzar la superficie de transferencia de calor y, por lo tanto, no se adhieren a las superficies de transferencia de calor. La condición de la reacción en la sección 40 superior del reactor se describirá con más detalle más adelante.

En una realización de la presente invención, como se muestra en la FIG. 1, la sección 40 superior del reactor no expuesta a la llama del reactor 10 se pone en contacto directamente con la parte superior de la sección 30 inferior del reactor expuesta a la llama del reactor 10 de manera que los productos de reacción calientes son transportados directamente desde la sección 30 inferior del reactor a la sección 40 superior del reactor para minimizar pérdidas de calor en los productos de reacción gaseosos y los sólidos atrapados.

Como se ilustra en la FIG. 1, el residuo carbonoso producido por la reacción de gasificación se puede retirar y reciclar para aumentar la conversión de carbono. Por ejemplo, se puede reciclar residuo carbonoso a través de los dispositivos 60 y/o 60a de dispersión (u otros) a la sección inferior del reactor o la primera zona de reacción como se discutió anteriormente.

Los dispositivos 60 y/o 60a de dispersión proporcionan una alimentación atomizada de los sólidos en forma de partículas tales como residuo carbonoso. Los dispositivos de dispersión pueden ser del tipo que tiene un tubo central para los sólidos y un espacio anular rodeando el tubo central que contiene el gas de atomización que se abre a una zona de mezcla común internamente o externamente. Además, el dispositivo 80 y/o 80a de alimentación de la sección 40 superior del reactor no expuesta a la llama puede también ser similar a los dispositivos de dispersión descritos anteriormente o simplemente con un tubo para alimentación de suspensión. Los dispositivos 60, 60a de dispersión o los dispositivos 80, 80a de alimentación pueden ser como los conocen convencionalmente los expertos

en la materia.

Como se muestra además en la Figura 1, los productos de la mezcla de la reacción de la segunda fase ocurrida en la sección 40 superior del reactor se retiran de la parte de arriba de la sección 40 superior del reactor 10 y se introducen en un dispositivo 50 de separación que reparte los productos de la mezcla en una corriente de sólidos y una corriente de gas, dejando sólo una pequeña fracción de finos sólidos residuales en la corriente gaseosa.

La corriente de gases comprende hidrógeno, monóxido de carbono, una pequeña cantidad de metano, sulfuro de hidrógeno, amoníaco, vapor de agua o vaho, vapor del portador líquido, nitrógeno, dióxido de carbono y alquitrán residual. La corriente de sólidos comprende ceniza solidificada y alquitrán formado en el reactor 40 de la sección superior del reactor no expuesta a la llama o se arrastra desde la sección 30 inferior del reactor expuesta a la llama.

La corriente de sólidos tal como residuo carbonoso seco que sale del dispositivo 50 de separación se mezcla con gas que contiene oxígeno y/o vapor de agua y se recicla de nuevo a la sección 30 inferior del reactor no expuesta a la llama a través de los dispositivos 60 y/o 60a de dispersión como materia prima para la reacción de la primera fase.

El residuo carbonoso reciclado se gasifica después en condiciones de escorificación por reacción con oxígeno y vapor de agua, produciendo productos de la mezcla incluyendo gas de síntesis y el calor requerido para la reacción de la segunda fase dentro de la sección 40 del reactor superior.

La corriente de gases que comprende gas de síntesis, finos de residuo carbonoso residuales y alquitrán residual que sale del dispositivo 50 de separación se introduce en una zona 90 de reacción, según lo cual se retira el alquitrán residual. En una realización como se representa en la Figura 1, donde la zona 90 de reacción que comprende uno o más lechos 100 catalíticos, la corriente de gases que comprende gas de síntesis y alquitrán residual que sale del dispositivo 50 de separación se calientan hasta 982°C (1.800°F) por un intercambiador 150 de calor de flujo transversal previamente a entrar en el lecho 100 catalítico. El lecho 100 catalítico puede ser un lecho fluidizado catalítico o de burbuja que comprende uno o más catalizadores de destrucción de alquitrán, según lo cual se descompone el alquitrán residual. El calor requerido para llevar el gas de síntesis hasta la temperatura de reacción se puede suministrar por intercambio de flujo transversal externo o por inyección de una mezcla de oxígeno y vapor de agua en la corriente de gas de síntesis. Los finos de carbono se convierten en monóxido de carbono o forman materiales en forma de partículas para pasar hacia arriba a través de dicho lecho 100 fluidizado catalítico junto con productos gaseosos de salida que comprenden gas de síntesis. El lecho 100 catalítico puede ser también un lecho fijo catalítico que comprenda uno o más catalizadores de destrucción de alquitrán, según lo cual se descompone el alquitrán residual. En tal caso, los finos de carbono se retiran mediante un filtro de material en forma de partículas previamente al lecho catalítico. Con lecho fluidizado catalítico o lecho fijo catalítico, el gas de síntesis caliente que sale de la zona 90 de reacción se enfría por un intercambiador 150 de calor de flujo transversal con la corriente de gas de entrada más fría (o corriente de gases que sale del dispositivo 50) para recuperar el calor. Según una realización, la corriente de gas enfriado que sale del intercambiador 150 de flujo transversal de calor, que está exento de alquitrán en este punto, se hace pasar después a un filtro 110 de material en forma de partículas, según lo cual se retiran los materiales en forma de partículas. Los catalizadores de destrucción de alquitrán pueden ser zeolita, níquel soportado, caliza o cualquier mezcla de los mismos.

En otra realización como se representa en la Figura 2 cuya zona 90 de reacción que comprende uno o más lechos 120 sorbentes, la corriente de gas que comprende gas de síntesis y alquitrán residual que sale del dispositivo 50 de separación se introducen en el lecho 120 sorbente que comprende uno o más sorbentes absorbentes de alquitrán según lo cual el alquitrán residual se absorbe antes de que se filtren los materiales en forma de partículas residuales por el filtro 140 in situ y se reciclan de vuelta al reactor de 1ª fase. El lecho 120 sorbente puede ser un lecho de carbono activado fluidizado que comprenda uno o más sorbentes absorbentes de alquitrán. El lecho 120 sorbente puede ser también un lecho de carbono activado fijado que comprende uno o más sorbentes absorbentes de alquitrán. Puesto que la capacidad de absorción de carbono activado mejora a temperaturas inferiores, se proporciona el dispositivo 130 de enfriamiento interno (por ejemplo, enfriado con vapor de agua, serpentín de enfriamiento interno, panel o baffles) para el lecho de carbono activado para reducir la temperatura de la corriente de gases que sale del dispositivo 50 de separación y mantener la temperatura del lecho a 204°C (400°F) a 260°C (500°F). Se retira una pequeña estela de carbono activado cargado de alquitrán del lecho continuamente o periódicamente para que se regenere a través de regenerador 160, típicamente por calentamiento del carbono a una temperatura superior para desorber el alquitrán. En el caso de un absorbedor de lecho fijo, se podían disponer en paralelo dos recipientes para que uno esté on line retirando los alquitránes y el otro fuera de línea para limpieza. La corriente de gases que sale de la zona 90 de reacción en este punto es gas de síntesis exento de alquitrán y materiales en forma de partículas. El sorbente absorbente de alquitrán puede ser carbono activado, zeolita, algunos silicatos que se encuentran en la naturaleza o cualquier mezcla de los mismos.

Los materiales de construcción del reactor 10 de gasificación no son críticos. Preferiblemente, pero no necesariamente, las paredes del reactor son acero inoxidable y están revestidas con una fibra fundible o de cerámica aislante o ladrillo refractario, tal como un ladrillo que contiene cromo superior en la sección 30 inferior del reactor y un medio denso, tal como se usa en altos hornos y aplicaciones no de escorificación en la sección 40 superior del reactor para reducir la pérdida de calor y proteger el recipiente de alta temperatura así como proporcionar mejor control de la temperatura, todo lo cual está comercialmente disponible a partir de varias fuentes.

El uso de este tipo de sistema proporciona la alta recuperación de valores térmicos de los sólidos carbonosos usados en el procedimiento. Opcionalmente y alternativamente, las paredes pueden estar no revestidas proporcionando un sistema de "pared fría" para la sección 30 inferior del reactor no expuesta a la llama y opcionalmente la sección 40 superior no expuesta a la llama. El término "pared fría", como se usa en la presente memoria, significa que las paredes se enfrían mediante una camisa de enfriamiento externa, como es conocido convencionalmente en la técnica para sistemas de gasificación de carbón de la técnica anterior. En dicho sistema, la escoria se congela en la pared interior y proporciona protección de las paredes de metal de la camisa de enfriamiento.

Las condiciones físicas de la reacción en la primera fase del procedimiento en la sección 30 inferior del reactor se controlan y se mantienen para asegurar la gasificación rápida del residuo carbonoso a temperaturas que exceden del punto de fusión de la ceniza producida por gasificación del residuo carbonoso para producir una escoria fundida a partir de la ceniza fundida con una viscosidad de la escoria no mayor que aproximadamente 25 Pa.s (250 poises). Las condiciones físicas de la reacción en la segunda fase del procedimiento de gasificación en la sección 40 superior del reactor se controlan para asegurar la rápida gasificación y calentamiento del carbón por encima de su intervalo de plasticidad. La temperatura de la sección 30 inferior del reactor expuesta a la llama se mantiene de 1.316°C (2.400°F) a 1.649°C (3.000°F). A dichas temperaturas en la primera fase en la sección 30 inferior del reactor, la ceniza formada por la gasificación de material carbonoso en la misma se funde para formar escoria fundida que cae por el agujero roscado y se acondiciona además en unidades fuera del alcance de este documento. La mezcla de gases de la 1ª fase sale en el agitador vorticial que se mueve rotando hacia arriba de los gases y el material carbonoso que asciende por la sección inferior del reactor. La temperatura del reactor 40 de la sección superior del reactor no expuesta a la llama se mantiene de 232°C (450°F) a 704°C (1.300°F). El producto intermedio caliente que fluye hacia arriba desde la sección 30 inferior del reactor expuesta a la llama proporciona calor para las reacciones endotérmicas que tienen lugar en la sección 40 del reactor superior no expuesta a la llama.

La temperatura del efluente de la sección 40 superior del reactor no expuesta a la llama y la corriente de gases que sale del dispositivo 50 de separación son típicamente de aproximadamente 427°C (800°F) a aproximadamente 704°C (1.300°F). La corriente de gases que sale del dispositivo 50 de separación se calienta por el intercambiador 150 de flujo transversal de calor antes de entrar a una zona 90 de reacción para eliminación de alquitrán. En una realización, la temperatura de la zona 90 de reacción que comprende uno o más lechos catalíticos se mantiene desde 371°C (700°F) a 1.038°C (1.900°F), preferiblemente desde 538°C (1.000°F) a 927°C (1.700°F) y lo más preferiblemente de 649°C (1.200°F) a 871°C (1.600°F). En otra realización, la temperatura de la zona 90 de reacción que comprende uno o más lechos sorbentes se mantiene desde 93°C (200°F) a 538°C (1.000°F), preferiblemente de 121°C (250°F) a 316°C (600°F) y lo más preferiblemente desde 149°C (300°F) a 260°C (500°F).

El procedimiento de esta invención se lleva a cabo a presiones atmosféricas o superiores. En general, la presión en la sección 30 inferior del reactor y la sección 40 superior del reactor es de aproximadamente 101 kPa (14,7 psig) a aproximadamente 13.790 kPa (2.000 psig), preferiblemente desde 354 kPa (50 psig) a 10.342 kPa (1.500 psig) y lo más preferiblemente desde 1.034 kPa (150 psig) a 8.274 kPa (1.200 psig). La presión en la zona 90 de reacción que comprende uno o más lechos catalíticos es de aproximadamente 101k Pa (14,7 psig) a aproximadamente 10.342 kPa (1.500 psig), preferiblemente desde 354 kPa (50 psig) a 10.342 kPa (1.500 psig) y lo más preferiblemente desde 1.034 kPa (150 psig) a 8.274 kPa (1.200 psig). En otra realización, la presión en la zona 90 de reacción que comprende uno o más lechos sorbentes es de aproximadamente 101 kPa (14,7 psig) a aproximadamente 10.342 kPa (1.500 psig), preferiblemente de 354 kPa (50 psig) a 10.342 kPa (1.500 psig) y lo más preferiblemente desde 1.034 kPa (150 psig) a 8.274 kPa (1.200 psig).

En las diversas realizaciones de la presente invención, la velocidad o la tasa de alimentación de gases y sólidos que pasan a través de los dispositivos 60 y/o 60a de dispersión, del reactor 30 de la sección inferior del reactor se mantiene entre 6,1 m/s y 36,6 m/s (20 y 120 pies por segundo) y preferiblemente entre 6,1 m/s y 27,4 m/s (20 y 90 pies por segundo) y lo más preferiblemente entre 9,1 m/s y 18,3 m/s (30 y 60 pies por segundo). El tiempo de permanencia de material carbonoso en la sección 30 inferior del reactor se mantiene entre 2 segundos y 10 segundos y preferiblemente entre 4 y 6 segundos. La velocidad o la tasa de alimentación de la corriente de suspensión que pasa por el dispositivo 80 y/u 80a de alimentación del reactor 40 de la sección superior del reactor se mantiene entre 1,5 m/s (5 pies por segundo) y 30,5 m/s (100 pies por segundo), preferiblemente entre 3,1 m/s (10 pies por segundo) y 24,3 m/s (80 pies por segundo) y lo más preferiblemente entre 6,1 m/s y 18,3 m/s (20 y 60 pies por segundo). El tiempo de permanencia en la sección 40 superior del reactor se mantiene entre 5 y 40 segundos.

El procedimiento es aplicable a cualquier material carbonoso en forma de partículas. Preferiblemente, sin embargo, el material carbonoso en forma de partículas es carbón que, sin limitación, incluye: lignito, carbón bituminoso, carbón sub-bituminoso o cualquier combinación de los mismos. Los materiales carbonosos adicionales son coque a partir de carbón, material carbonoso de carbón, residuos de la licuefacción de carbón, carbono en forma de partículas, coque de petróleo, sólidos carbonosos procedentes de pizarra bituminosa, arenas alquitranadas, pez, biomasa, lodo de alcantarillado concentrado, trozos de desechos, caucho y mezclas de los mismos. Los materiales ejemplificados anteriores pueden estar en la forma de sólidos múltiples y para mejores características de manipulación y de reacción de los materiales, como suspensiones bombeables en un portador líquido.

El portador líquido para materiales sólidos carbonosos puede ser cualquier líquido que sea capaz de vaporizar y

- participar en las reacciones para formar productos gaseosos deseados, en particular monóxido de carbono e hidrógeno. El portador líquido considerado más fácilmente es agua que forma vapor de agua en la sección 30 del reactor inferior. El vapor de agua es capaz de reaccionar con carbono para formar productos gaseosos que son constituyentes del gas de síntesis. Además, se pueden usar líquidos distintos de agua para suspender el material carbonoso. Preferiblemente, el líquido es agua, pero puede ser también un hidrocarburo tal como, por ejemplo, fueloil, aceite residual, petróleo y CO<sub>2</sub> líquido. Cuando el portador líquido es un hidrocarburo, se puede añadir agua o vapor de agua adicional para proporcionar suficiente agua para reacción eficaz y para moderar la temperatura del reactor.
- 5
- Cualquier gas que contenga al menos 20 por ciento de oxígeno puede ser usado como el gas que contiene oxígeno alimentado a la sección 30 inferior del reactor expuesta a la llama. Los gases que contienen oxígeno preferidos incluyen oxígeno, aire y aire enriquecido en oxígeno.
- 10
- La concentración de material carbonoso en forma de partículas en el líquido portador como una suspensión es sólo la necesaria para tener una mezcla bombeable. En general, la concentración oscila hasta 70 por ciento en peso del material sólido. Preferiblemente, la concentración de material carbonoso en forma de partículas en la suspensión oscila desde 30 por ciento a 70 por ciento en peso en tanto la primera como la segunda fase del procedimiento. Más preferiblemente, la concentración de carbón en la suspensión acuosa está entre 45 y 69 por ciento en peso.
- 15
- Cuando el carbón es la materia prima, se puede pulverizar antes de ser mezclado con un portador líquido para formar una suspensión o molido junto con el medio líquido. En general, puede ser usado cualquier material carbonoso razonablemente finamente dividido y se puede emplear cualquiera de los métodos conocidos para reducir el tamaño de partícula de los sólidos en forma de partículas. Los ejemplos de tales métodos incluyen el uso de molinos de bola, de varilla y de martillo. Aunque no es crítico el tamaño de partícula, se prefieren partículas de carbono finamente divididas. El carbón en polvo usado como combustible en centrales eléctricas alimentadas con carbón es típico. Dicho carbón presenta una distribución de tamaño de partícula en la que el 90 por ciento en peso del carbón pasa a través de un tamiz de 0,074 mm (malla de 200). Un tamaño más grueso de tamaño de partícula promedio de 0,149 mm (malla de 100) también se puede usar para materiales más reactivos, siempre que se pueda preparar suspensión estable y no de sedimentación.
- 20
- 25
- Como se usa en la presente memoria, el término "material carbonoso" se refiere a un carbono no calcinado y partículas de ceniza que permanecen atrapadas en el sistema de gasificación después de la producción de los diversos productos.
- 30
- Como se usa en la presente memoria, el término "y/o", cuando se usa en una lista de dos o más artículos, significa que se puede emplear uno cualquiera de los artículos enumerados por sí mismo o cualquier combinación de dos o más de los artículos enumerados. Por ejemplo, si se describe una composición como que contiene los componentes A, B y/o C, la composición puede contener A sólo; B sólo; C sólo; A y B en combinación; A y C en combinación; B y C en combinación o A, B y C en combinación.
- 35
- Cada una y todas las reivindicaciones se incorporan en la memoria descriptiva como una realización de la presente invención. Así, las reivindicaciones son una descripción más y son además las realizaciones preferidas de la presente invención.

## REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para gasificación en suspensión o de arrastre de un material carbonoso, procedimiento que comprende las etapas de:
- 5 a. introducir material carbonoso reciclado en una sección inferior del reactor y calcinar parcialmente dicho material carbonoso reciclado en el mismo con una corriente que comprende un gas que contiene oxígeno o vapor de agua desprendiendo de ese modo calor y formando productos de mezcla que comprenden gas de síntesis y escoria fundida;
- 10 b. hacer pasar dicho gas de síntesis de dicha sección inferior del reactor hacia arriba a una sección superior del reactor y pirolizar en el mismo con una corriente que comprende una suspensión de material carbono en forma de partículas en un portador líquido formando de ese modo productos de mezcla que comprenden: i) una corriente gaseosa de producto que comprende gas de síntesis y alquitrán residual, ii) material carbonoso y iii) vapor;
- 15 c. hacer pasar dichos productos de la mezcla de dicha sección superior del reactor por un dispositivo de separación según lo cual dicho material carbonoso se separa de dichos productos de la mezcla de dicha sección superior del reactor y se recicla como materia prima que se tiene que introducir a dicha sección inferior del reactor; y
- 20 d. introducir dicha corriente de producto gaseoso que comprende gas de síntesis y alquitrán residual de una salida del dispositivo de separación a una zona de reacción según lo cual se retira dicho alquitrán residual; según lo cual dicho calor desprendido en dicha etapa (a) se recupera convirtiendo dicha suspensión de material carbonoso en forma de partículas y dicho líquido portador en la etapa (b), en dicha corriente de producto gaseoso en la etapa (b),
- 25 en el que el procedimiento comprende además mantener la temperatura de la sección inferior del reactor en el intervalo de 1.316°C (2.400°F) a 1.649°C (3.000°F) y mantener la temperatura de la sección superior del reactor en el intervalo de 232°C (450°F) a 704°C (1.300°F).
2. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que dicha suspensión de materiales carbonosos en forma de partículas en dicho portador líquido se introduce a dicha sección superior del reactor por uno o más dispositivos de alimentación.
3. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que dicha corriente que comprende un gas que contiene oxígeno y vapor de agua y dicho residuo carbonoso se introducen a dicha sección inferior del reactor por uno o más dispositivos de dispersión.
- 30 4. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que dicha corriente que comprende un gas que contiene oxígeno y vapor de agua y dicho residuo carbonoso se introducen en dicha sección inferior del reactor a una velocidad en el intervalo de 6,1 m/s a 36,6 m/s (20 a 120 pies por segundo), opcionalmente 6,1 m/s a 27,4 m/s (20 a 90 pies por segundo) y el tiempo de permanencia de dicho residuo carbonoso en dicha sección inferior del reactor está en el intervalo de 2 a 10 segundos, opcionalmente 4 a 6 segundos.
- 35 5. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que dicha suspensión de material carbono en forma de partículas en un portador líquido se introducen en dicha sección superior del reactor a una velocidad en el intervalo de 1,5 m/s a 30,5 m/s (5 a 100 pies por segundo), opcionalmente 3,3 m/s a 24,3 m/s (10 a 80 pies por segundo) y el tiempo de permanencia de dicha suspensión de material carbonoso en forma de partículas en un portador líquido en dicha sección superior del reactor está en el intervalo de 5 a 40 segundos.
- 40 6. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que dicho líquido portador se selecciona del grupo que consiste en: agua, CO<sub>2</sub> líquido, líquido de petróleo y cualquier mezcla de los mismos.
7. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que dicho material carbonoso en forma de partículas se selecciona del grupo que consiste en: carbón, lignito, coque de petróleo y cualquier mezcla de los mismos.
- 45 8. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que dicha suspensión presenta una concentración de sólidos de 30 a 70 por ciento en peso basado en el peso total de dicha suspensión, opcionalmente en el que dicha suspensión presenta una concentración de sólidos de 45 a 69 por ciento en peso basado en el peso total de dicha suspensión.
9. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que dicho gas que contiene oxígeno se selecciona del grupo que consiste en: aire, aire enriquecido en oxígeno, oxígeno y mezclas de los mismos.
- 50 10. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que dicha zona de reacción comprende uno o más lechos catalíticos que comprenden uno o más catalizadores de destrucción de alquitrán, según lo cual se descompone alquitrán.

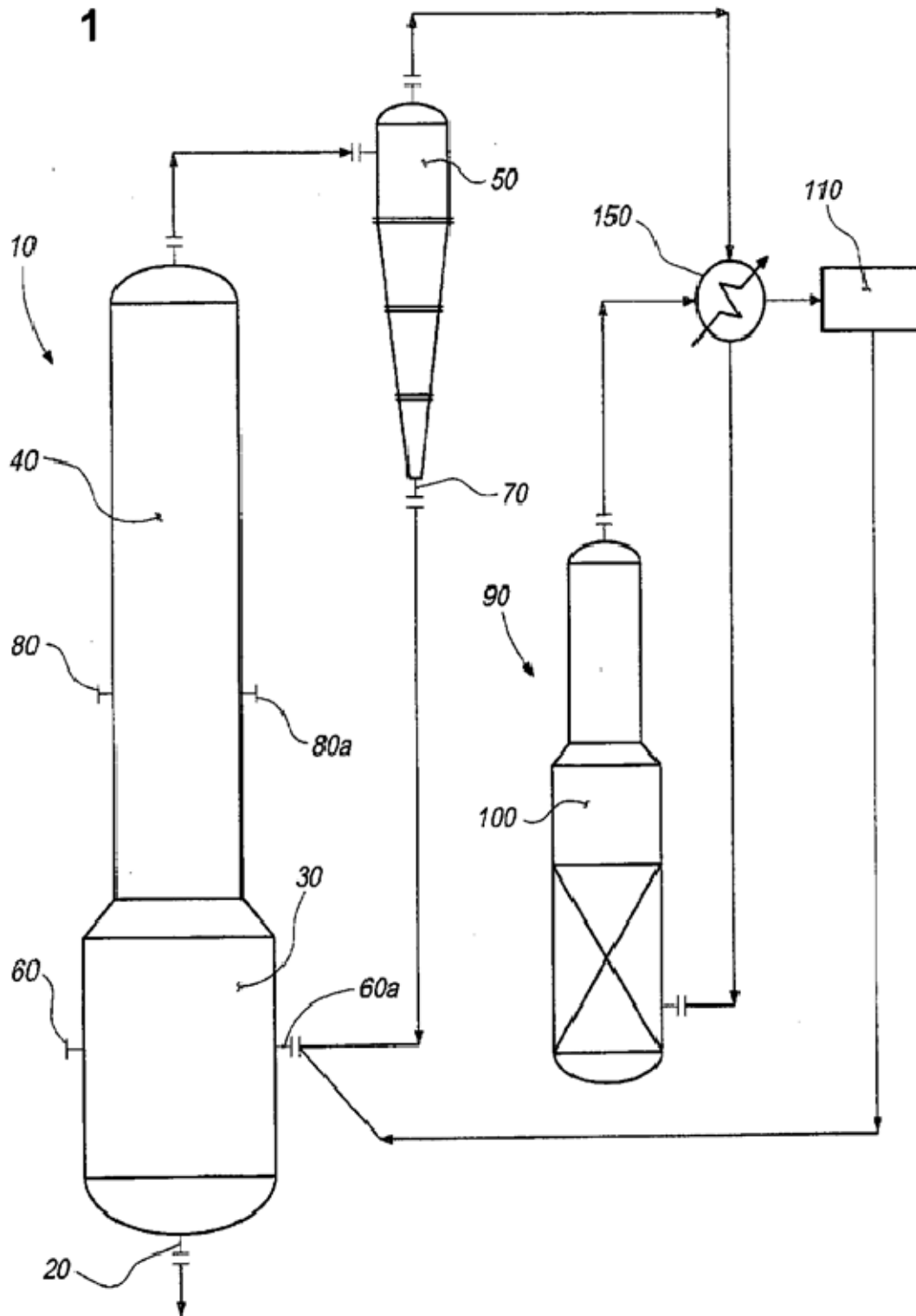
11. El procedimiento según la reivindicación 10, en el que la temperatura en dicha zona de reacción está en el intervalo de 371°C (700°F) a 1.038°C (1.900°F) y la presión está en el intervalo de 101 kPa (14,7 psig) a 13.790 kPa (2.000 psig), opcionalmente en el que la temperatura en dicha zona de reacción está en el intervalo de 538°C (1.000°F) a 927°C (1.700°F) y la presión está en el intervalo de 345 kPa (50 psig) a 10.342 kPa (1.500 psig).
- 5 12. El procedimiento según la reivindicación 10, en el que dicho lecho catalítico es un lecho fluidizado catalítico que comprende uno o más catalizadores de destrucción de alquitrán, seleccionados opcionalmente del grupo que consiste en: zeolita, níquel soportado, caliza y mezclas de los mismos, según lo cual se descompone el alquitrán residual y los finos de carbono se convierten en monóxido de carbono o para formar materiales en forma de partículas para pasar por dicho lecho fluidizado catalítico junto con productos gaseosos de salida que comprenden gas de síntesis.
- 10 13. El procedimiento según la reivindicación 10, en el que dicho lecho catalítico es un lecho fijo catalítico.
14. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que dicha zona de reacción comprende uno o más lechos sorbentes que comprenden uno o más lechos sorbentes absorbentes de alquitrán, según lo cual se absorbe el alquitrán para formar un sorbente alquitrinado.
- 15 15. El procedimiento según la reivindicación 14, en el que la temperatura en dicha zona de reacción que comprende uno o más lechos sorbentes está en el intervalo de 93°C (200°F) a 538°C (1.000°F) y la presión está en el intervalo de 101 kPa (14,7 psig) a 10.342 kPa (1.500 psig), opcionalmente en el que la temperatura en dicha zona de reacción que comprende uno o más lechos sorbentes está en el intervalo de 121°C (250°F) a 316°C (600°F) y la presión está en el intervalo de 345 kPa (50 psig) a 10.342 kPa (1.500 psig).
- 20 16. El procedimiento según la reivindicación 14, en el que dicho lecho sorbente es un lecho fluidizado que comprende uno o más sorbentes absorbentes de alquitrán, opcionalmente seleccionado del grupo que consiste en: carbono activado, zeolita y silicatos naturales y mezclas de los mismos, según lo cual se absorbe el alquitrán.
17. El procedimiento según la reivindicación 14, en el que dicho lecho sorbente es un lecho fijo que comprende uno o más sorbentes absorbentes de alquitrán, según lo cual se absorbe el alquitrán.
- 25 18. El procedimiento según la reivindicación 1,
- en el que en la etapa (a), la presión de dicha sección inferior del reactor se hace funcionar entre 1.034 kPa (150 psig) y 8.274 kPa (1.200 psig), en el que el residuo carbonoso reciclado y dicha corriente que comprende dicho gas que contiene oxígeno o vapor de agua se introducen en dicha sección inferior del reactor a través de uno o más dispositivos de dispersión en dicha sección inferior del reactor a una velocidad entre 9,1 m/s y 18,3 m/s (30 y 60 pies por segundo) y el tiempo de permanencia de dicho residuo carbonoso reciclado en dicha sección inferior del reactor está entre 4 y 6 segundos;
- 30 en el que en la etapa (b), la temperatura de dicha sección superior del reactor funciona entre 288°C (550°F) y 704°C (1.300°F) y la presión de dicha sección superior del reactor funciona entre 1.034 kPa (150 psig) y 8.274 kPa (1.200 psig), en el que dicha suspensión de material carbonoso en forma de partículas en dicho portador líquido se introduce en dicha sección superior del reactor a través de uno o más dispositivos de alimentación en dicha sección superior del reactor a una velocidad entre 6,1 m/s y 18,3 m/s (20 y 60 pies por segundo) y el tiempo de permanencia de dicha suspensión de material carbonoso en forma de partículas en un portador líquido en dicha sección superior del reactor está entre 5 y 40 segundos, y
- 35 en el que en la etapa (d), dicho alquitrán residual se introduce en uno o más lechos catalíticos que comprenden uno o más catalizadores de destrucción de alquitrán seleccionados del grupo que consiste en: zeolita, níquel soportado, caliza y mezclas de los mismos, en el que la temperatura de dicho lecho catalítico funciona entre 649°C (1.200°F) y 871°C (1.600°F) y la presión de dicho lecho catalítico funciona entre 1.034 kPa (150 psig) y 8.274 kPa (1.200 psig), según lo cual se descompone dicho alquitrán residual.
- 40 19. El procedimiento según la reivindicación 1,
- 45 en el que en la etapa (a), la presión de dicha sección inferior del reactor funciona entre 1.034 kPa (150 psig) y 8.274 kPa (1.200 psig), en el que el residuo carbonoso reciclado y dicha corriente que comprende gas que contiene oxígeno o vapor de agua se introducen en dicha sección inferior del reactor a través de uno o más dispositivos de dispersión en dicha sección inferior del reactor a una velocidad entre 9,1 m/s y 18,3 m/s (30 y 60 pies por segundo) y el tiempo de permanencia de dicho residuo carbonoso reciclado en dicha sección inferior del reactor es entre 4 y 6 segundos;
- 50 en el que en la etapa (b), la temperatura de dicha sección superior del reactor funciona entre 260°C (500°F) y 704°C (1.300°F) y la presión de dicha sección superior del reactor funciona entre 1.034 kPa (150 psig) y 8.274 kPa (1.200 psig), en el que dicha suspensión de material carbonoso en forma de partículas en dicho portador líquido se introduce en dicha sección superior del reactor a través de uno o más dispositivos de alimentación en dicha sección superior del reactor a una velocidad entre 6,1 m/s y 18,3 m/s (20 y 60 pies
- 55



por segundo) y el tiempo de permanencia de dicha suspensión de material carbonoso en forma de partículas en un portador líquido en dicha sección superior del reactor está entre 5 y 40 segundos, y

- 5 en el que en la etapa (d), dicha corriente de producto gaseoso que comprende gas de síntesis y alquitrán residual se introduce desde la salida del dispositivo de separación a uno o más lechos sorbentes que comprenden uno o más sorbentes absorbentes de alquitrán seleccionados del grupo que consiste en: carbono activado, zeolita y silicatos naturales y mezclas de los mismos, en el que la temperatura de dicho lecho sorbente funciona entre 149°C (300°F) y 260°C (500°F) y la presión de dicho lecho sorbente funciona entre 1.034 kPa (150 psig) y 8.274 kPa (1.200 psig), según lo cual se absorbe dicho alquitrán residual.

**FIG.**  
**1**



**FIG.  
2**

