

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 430 829**

51 Int. Cl.:

**C07C 4/04** (2006.01)

**C10J 3/84** (2006.01)

**C10J 3/48** (2006.01)

**C10K 3/00** (2006.01)

**C10K 3/04** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.10.2006 E 06817328 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **28.08.2013 EP 1940736**

54 Título: **Proceso y sistema para gasificación con retirada de alquitrán in situ**

30 Prioridad:

**21.10.2005 US 728989 P**

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

**21.11.2013**

73 Titular/es:

**TAYLOR BIOMASS ENERGY, LLC (100.0%)  
336 Neelytown Road  
Montgomery, NY 12549 , US**

72 Inventor/es:

**PAISLEY, MARK, A.**

74 Agente/Representante:

**VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro**

**ES 2 430 829 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 y sistema para gasificación con retirada de alquitrán *in situ*

5 **Antecedentes de la invención****1. Campo de la invención**

10 La presente invención se refiere a un proceso y sistema para gasificar biomasa u otras materias primas carbonosas en un gasificador calentado indirectamente y a un método para la eliminación de los materiales orgánicos condensables (alquitranes) del gas producto resultante con una etapa integrada de retirada de alquitrán. Más específicamente, esta etapa integral de retirada de alquitrán utiliza el portador de calor circulante para craquear las sustancias orgánicas y producir gas producto adicional. Como beneficio del proceso anterior y debido que el portador de calor circula a través de vapor alternante y zonas de oxidación en el proceso, se elimina la desactivación de las reacciones de craqueo.

**2. Descripción de la técnica relacionada**

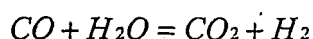
20 La técnica relacionada implica un sistema de gasificación de biomasa y un método como se describe en la patente de Estados Unidos N° 6.808.543 (Paisley), cuyos contenidos se incorporan completamente por referencia en la presente memoria (también denominada como sistema FERCO).

25 La patente 6.808.543 demuestra un método de gasificación que implica un sistema de gasificador de lecho fluidizado circulante (CFB) donde se usa arena como medio de transferencia de calor. Un primer aspecto del sistema proporciona un método para reducir la aglomeración de ceniza en un gasificador de lecho fluidizado de arrastre paralelo/combustión en el que se añade óxido de magnesio (MgO) al interior del material de transferencia térmica para alterar el carácter eutéctico de la ceniza resultante y de ese modo aumentar el punto de fusión de dicha ceniza para minimizar la aglomeración con la arena. De este modo la patente 6.808.543 muestra la necesidad de minimizar la aglomeración de arena-ceniza a través de un aumento del punto de fusión de la arena por medio de la adición de MgO. La patente 6.808.543 de Paisley se distingue por sí misma de los sistemas anteriores añadiendo CaO y Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> en intentos de reducir la aglomeración por medio de dilución de la ceniza.

30 La técnica relacionada también implica un método para acondicionar gas caliente como se describe en la patente de Estados Unidos N° 5.494.653 (Paisley), cuyos contenidos también se incorporan completamente en la presente memoria por referencia.

35 La patente 5.494.653 comenta la producción de un gas de alimentación para la síntesis de hidrógeno usando gasificación en un reactor de lecho fluidizado (FBR), recirculando el reactor de lecho fluidizado (CFB) o en un reactor de lecho fijo (FB), y requiere el uso de un catalizador para ajustar la relación de hidrógeno con respecto a monóxido de carbono en una reacción de desplazamiento de gas y agua.

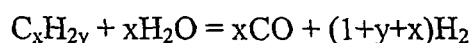
Ecuación 1



45 de tal forma que no se favorezca la formación de carbono, un subproducto no deseado. La patente 5.494.653 muestra que la alúmina es un catalizador preferido y que los sistemas de catalizador convencionales y los métodos para dichas reacciones requieren el uso de metales nobles tales como níquel, molibdeno y similares, o de materiales alcalinos tales como potasio, sodio y similares para los catalizadores. Además, los métodos y sistemas de catalizador convencionales no evitan el carbono con el alcance deseado en la patente 6.808.543. Típicas de estas y otras operaciones de producción de gas son las siguientes patentes de EE.UU. Nos 233.861 de Jerzmanowski; 1.295.825 de Ellis; 1.875.923 de Harrison; 1.903.845 de Wilcox; 1.977.684 de Lucke; 1.992.909 de Davis; 2.405.395 de Bahlke y col.; 2.546.606; 3.922.337 de Campbell y col.; 4.726.913 de Brophy y col.; 4.888.131 de Goetsch y col.; 50 5.143.647 de Say y col.; y la patente británica GB 461.402 (16 de febrero de 1937).

55 La patente 5.494.653 muestra un método de craqueo y desplazamiento de un gas de síntesis para proporcionar un catalizador que consiste esencialmente en alúmina en una cámara de trayectoria fuera de la recirculación; y poner en contacto el catalizador de alúmina con un gas de síntesis sustancialmente libre de oxígeno de metano y/o hidrocarburos de peso molecular elevado; y vapor de agua a una temperatura de aproximadamente 530 °C a aproximadamente 980 °C, de manera que el metano y los hidrocarburos superiores se craqueen de acuerdo con la siguiente reacción,

Ecuación 2



60 y desplazada por la reacción de la Ecuación 1 (reacción de desplazamiento de gas y agua), de manera que se minimiza la formación de carbono a temperaturas por debajo de 980 °C.

Como consecuencia de ello, la patente 5.494.653 muestra el uso de alúmina como catalizador de acondicionamiento de gases que puede desplazar la denominada reacción de desplazamiento de gas y agua con el fin de permitir una relación de H<sub>2</sub>:CO de 2:1.

- 5 Aunque el sistema mecánico de la patente 5.494.653 es generalmente similar al de la patente 6.808.543, existe una diferencia para la cámara de reacción de baja temperatura fuera de ciclo comentada anteriormente (ex situ) (máximo 980 °C/1500 °F) que recibe una producción de gas de síntesis desde el módulo de gasificación y que contiene el catalizador de alúmina para la reacción aguas abajo. Como consecuencia de ello, la patente 5.494.653 difiere de la del sistema 6.808.543 en proporcionar tanto (i) un catalizador de alúmina (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) como en (ii) proporcionar ese
- 10 catalizador únicamente en una cámara ex situ de baja temperatura lo que tiene como resultado una rápida desactivación aguas abajo de las reacciones de craqueo debido a la deposición de carbono sobre la superficie del catalizador. En el documento US 2004/0045272 A1, se divulga un método para la gasificación de biomasa en el que tiene lugar la retirada de alquitrán usando combustión.
- 15 Estas referencias de la técnica relacionada fallan a la hora de apreciar un número de aspectos comentados en la presente invención. Estos aspectos incluyen el uso de un medio de transferencia de calor re-circulante que contiene un catalizador, la retirada de hidrocarburos (condensables) a temperaturas elevadas por encima de aproximadamente 370 °C y la retirada de condensables en un proceso *in situ* (retirada continua con reciclaje).
- 20 Como consecuencia de ello, no se aprecian un número de aspectos de la presente invención por parte de la técnica anterior. Estos incluyen la capacidad de la presente invención para recuperar calor a una temperatura significativamente menor tras una etapa de retirada de condensables *in situ* (debido a la retirada de los alquitránes del gas a temperatura elevada).
- 25 Similarmente, la técnica relacionada falla a la hora de apreciar el beneficio de un módulo de acondicionamiento de gas por separado que se calienta *in situ* a temperaturas de sistema elevadas (1000 °C/1800 °F) mediante un medio de transferencia de calor en un módulo de combustor y se recicla para uso continuo, aumentando de este modo la eficacia de todas las reacciones debido al uso de temperatura elevada.
- 30 Además, la técnica relacionada falla a la hora de apreciar la capacidad de una recuperación de hidrógeno (H<sub>2</sub>) mayor incluyendo un módulo de acondicionamiento de gas *in situ* que opera a temperaturas de sistema elevadas.

Finalmente, la técnica relacionada falla en todos los casos a la hora de apreciar el uso de vapor *in situ* como reactivo para impactar sobre la reacción de desplazamiento de gas y agua en el acondicionamiento de gas y, de este modo, minimizar el requisito de retirada de condensables en un proceso aguas abajo por separado (ex situ) y costoso.

- 35 Por consiguiente, existe la necesidad de un proceso mejorado que permita la retirada de productos condensables *in situ* y que por tanto permita, pero no requiera, una mejor recuperación de energía a partir del gas producto.

#### 40 **Objetivos y sumario de la invención**

Un objetivo de la presente invención es proporcionar un proceso para la gasificación con retirada de alquitránes *in situ* que responda a al menos una de las necesidades comentadas anteriormente sin un requisito de responder a más de una de las necesidades comentadas anteriormente.

- 45 La presente invención proporciona un método como el de la reivindicación 1. Las realizaciones se refieren a un proceso para gasificar biomasa u otras materias primas carbonosas en un gasificador calentado indirectamente y proporcionar un método para la eliminación de materiales orgánicos condensables (alquitránes) a partir del gas producto resultante con una etapa integrada de retirada de alquitránes. Más específicamente, esta etapa de retirada
- 50 de alquitránes utiliza el portador de calor circulante para craquear las sustancias orgánicas y producir un gas producto adicional. Como beneficio del proceso anterior, y debido a que el portador de calor circula a través de vapor alternante y zonas de oxidación en el proceso, se elimina la desactivación de las reacciones de craqueo.

- 55 A diferencia de otros procesos de gasificación de biomasa, el proceso que se proporciona actualmente no está basado en la combustión de aire subalimentado, sino que rápidamente calienta la biomasa de materia prima en un entorno libre de aire para minimizar la formación de alquitránes y crear un residuo sólido que se usa como fuente de calor para el proceso. Se producen emisiones significativamente menores en el proceso debido a la relativa facilidad de tratar el producto resultante gaseoso de densidad energética elevada y valor calorífico medio. En el proceso, se calienta la biomasa directamente usando un material de transferencia de calor (preferentemente arena) para producir
- 60 un gas de valor calorífico medio (aproximadamente 17-19 MJ/Nm<sup>3</sup>/350-450 Btu/scf) como se muestra en la Figura 1.

- En el proceso se usa una transferencia de calor catalíticamente activa circulante que incluye al menos uno de olivino, calcitas, óxidos metálicos y material catalíticamente activo a temperatura elevada que contiene hierro, para calentar rápidamente la biomasa entrante y transportar el material no convertido desde el reactor de gasificación hasta un reactor asociado. En el gasificador, los materiales de transferencia de calor (arena) y el vapor entran en contacto con la biomasa. No se añade aire ni oxígeno de forma que no hay reacciones de combustión que tengan
- 65

lugar, proporcionando una ventaja ambiental. La biomasa se convierte rápidamente en un gas de valor calorífico medio a una temperatura de aproximadamente 825 °C (Celsius). Cualquier material no convertido junto con los materiales de transferencia de calor enfriados (arena) pasan a través del gasificador y posteriormente se separan del gas producto.

5 Los materiales portadores de calor y el alquitrán formado en el gasificador son transportados hasta el combustor de proceso. En el combustor, se introduce aire que, a su vez, consume el alquitrán en la combustión y, en el proceso, recalienta el portador de calor (arena) hasta aproximadamente 1000 °C. En el combustor se consume todo el carbono restante, dando como resultado una ceniza sustancialmente libre de carbono apropiada para eliminación no costosa y respetuosa con el medio ambiente. Debido a las condiciones del combustor y al hecho de que el material no convertido es esencialmente carbono, de manera deseable, las emisiones de esta etapa del proceso son bajas. Posteriormente, se separan los sólidos de transferencia de calor calientes de los gases de combustión y se retornan al gasificador. Se retira la ceniza del gas de combustión, dando como resultado una corriente de gas limpio de temperatura elevada (aproximadamente 1000 °C), disponible para la recuperación de calor.

15 El gas producto que abandona el gasificador es transportado a través de un reactor de acondicionamiento de gases antes de la depuración final. En este reactor de craqueo, se calienta el gas producto hasta aproximadamente 1000 °C (1832 °F), volviendo la temperatura del material de transferencia de calor al reactor de gasificación, desde el reactor de combustión, comentado anteriormente. A 1000 °C, se craquean los hidrocarburos condensables (alquitranes) para formar compuestos de bajo peso molecular tales como hidrógeno (H<sub>2</sub>), monóxido de carbono (CO), benceno (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>) y metano (CH<sub>4</sub>). Esta etapa de craqueo elimina los materiales de peso molecular elevado del gas, simplificando de este modo la recuperación de calor aguas abajo y la depuración final del gas en cuanto a materia particulada. Además, la presente invención proporciona la producción adicional de más hidrógeno usando el ajuste de la relación de hidrógeno:monóxido de carbono por medio de una reacción de desplazamiento de gas y agua *in situ* como se comenta en la Ecuación 1.

20 Como beneficio adicional de la presente invención, por medio de la retirada de condensables a partir del gas producto, es posible una recuperación de calor mejorada. Cuando los condensables permanecen en el gas producto, únicamente se puede enfriar el gas producto hasta aproximadamente 370 °C durante la recuperación de calor. No obstante, tras la retirada de condensables, puede tener lugar la recuperación de calor al menos a una temperatura tan baja como 200 °C, lo que tiene como resultado una mejora de aproximadamente un 40 % de la energía recuperada a partir del gas producto.

30 Por medio de la selección apropiada de los materiales de transferencia de calor circulante, y la inclusión de un material catalíticamente activo, se puede ajustar químicamente de manera adicional el gas producto proporcionando un potencial de desplazamiento de gas y agua para (a) síntesis química, (b) aplicaciones de producción de hidrógeno o (c) ajustando las composiciones químicas para usos específicos aguas abajo.

40 De acuerdo con la presente invención se proporciona un método de acuerdo con la reivindicación 1.

Las características y ventajas de la presente invención se harán evidentes a partir de la siguiente memoria descriptiva leída junto con los dibujos adjuntos, en los cuales números de referencia iguales designan los mismos elementos.

#### 45 **Breve descripción de los dibujos**

La Figura 1 es un diagrama de flujo pictográfico del sistema de acuerdo con la presente invención.

La Figura 2 es un diagrama de flujo de proceso detallado de una realización alternativa y preferida de la presente invención.

50 La Figura 3 es un gráfico de espectrometría de masas que muestra el análisis de hidrocarburos antes de entrar en el módulo de acondicionamiento de gases de la presente invención.

La Figura 4 es un gráfico de espectrometría de masas que muestra el análisis de hidrocarburos que resulta de gas de síntesis tras la salida del módulo de acondicionamiento de gases de la presente invención apreciando la reducción sustantiva del hidrocarburo.

55 La Figura 5 es una representación gráfica del efecto del desplazamiento de gas y agua en el presente reactor de acondicionamiento de gases donde el componente "negativo" (para hidrógeno, CO<sub>2</sub>, y CO) muestra la formación de aumento del componente y el componente "positivo" para el resto de hidrocarburos muestra su reducción.

60 La Figura 6 es un gráfico que representa la conversión de hidrocarburos condensables de acuerdo con la presente invención logrando más de un 95 % de conversión de algunos alquitranes y un 80 % de conversión de alquitranes de problema.

#### **Descripción detallada de las realizaciones preferidas**

65 Ahora se hace referencia con detalle a varias realizaciones de la invención que se ilustran en los dibujos adjuntos. Siempre que sea posible, se usan números de referencia iguales o similares en los dibujos y la memoria descriptiva

se refiere a las mismas partes o etapas. Los dibujos están en forma simplificada y no a escala exacta. Por motivos de conveniencia y únicamente de claridad, los términos direccionales, tales como parte superior, parte inferior, arriba, abajo, sobre, encima y debajo se pueden usar con respecto a los dibujos. Estos y términos direccionales similares no deben interpretarse como que limitan el alcance de la invención en modo alguno. Las palabras "conectar", "par" y términos similares con sus morfemas de inflexión no necesariamente indican conexiones directas e inmediatas, sino que también incluyen conexiones a través de elementos y dispositivos de mediación.

Haciendo referencia ahora a la Figura 1, se proporciona un proceso de flujo esquemático del presente sistema para gasificar biomasa u otras materias primas carbonosas en un gasificador calentado indirectamente que elimina los materiales orgánicos condensables (hidrocarburos/alquitranes) del gas producto resultante con una etapa integrada de retirada de alquitranes. Más específicamente, esta etapa de retirada de alquitranes utiliza un portador de calor circulante para craquear las sustancias orgánicas y generar un gas producto adicional en combinación con una reacción de desplazamiento de gas y agua que se comentará. Un beneficio del proceso propuesto, y debido a que el portador de calor circula *in situ* a través de vapor alternante y zonas de oxidación del proceso, se elimina la desactivación de las reacciones de craqueo.

A diferencia de otros procesos de gasificación de biomasa conocidos, el proceso proporcionado actualmente no se basa en la combustión de aire subalimentado, sino más bien calienta rápidamente la biomasa de materia prima proporcionada en una preparación de materias de primas y un módulo de suministro de alimentación 100, en un entorno libre de aire dentro de un reactor de gasificación 102 sellado, para minimizar la formación de alquitranes y crear un residuo sólido (alquitrán) que se usa como fuente de calor para el proceso dentro del reactor de combustión 105. Se producen significativamente menos emisiones en el proceso debido a la relativa facilidad para tratar el producto resultante gaseoso de valor calorífico medio y densidad energética elevada. En el proceso, se calienta indirectamente la biomasa usando un material de transferencia de calor (preferentemente arena) para producir un gas de valor calorífico medio (gas de síntesis) que tiene aproximadamente 17-19 MJ/Nm<sup>3</sup>/350-450 Btu/scf a partir de un reactor de acondicionamiento de gases 103 accionado para un uso de síntesis o turbina o combustible en 104.

En el proceso (comentado con más detalle en la Figura 2) se usa un material de transferencia de calor circulante para calentar rápidamente la biomasa entrante y transportar el material no convertido desde el reactor de gasificación hasta un reactor asociado. En el gasificador 102, se ponen en contacto los materiales de transferencia de calor calientes y el vapor 101 en un sistema sellado. No se añade aire ni oxígeno de manera que no se producen reacciones de combustión, lo que proporciona una ventaja ambiental. La biomasa se convierte rápidamente en un gas de valor calorífico medio a una temperatura de aproximadamente 825 °C (Celsius) o más. Ahora cualquier material no convertido (escoria) junto con los materiales de transferencia de calor enfriados (arena) pasan a través del gasificador y posteriormente se separan a partir del gas producto.

Los materiales portadores de calor y el alquitrán formados en el gasificador se transportan hasta el combustor de proceso 105 para combustión y recalentamiento. En el combustor 105, se introduce aire que, a su vez, consume el alquitrán en la combustión y, en el proceso, recalienta el portador de transferencia de calor hasta aproximadamente 1000 °C. En el combustor 105 se consume el carbono restante, dando como resultado una ceniza sustancialmente libre de carbono apropiada para eliminación no costosa y respetuosa con el medio ambiente en 106. Debido a las condiciones del combustor y al hecho de que el material no convertido es esencialmente carbono, de manera deseable las emisiones son bajas a partir de esta etapa del proceso. Posteriormente, se separan los sólidos de transferencia de calor recalentados del gas de combustión y se devuelven al gasificador 102. Se retira la ceniza del gas de combustión, dando como resultado un vapor de gas limpio de temperatura elevada (aproximadamente 1000 °C) que también se puede emplear para un proceso de recuperación de calor 107.

El gas producto que abandona el gasificador es transportado a través de un reactor de acondicionamiento de gases *in situ* antes de la depuración final. En la reacción de acondicionamiento de gases tiene lugar una función de craqueo a medida que se calienta el gas producto hasta aproximadamente 1000 °C (1832 °F), volviendo la temperatura del material de transferencia de calor al reactor de gasificación desde el reactor de combustión, como se ha comentado anteriormente. A 1000 °C (bien por encima de las referencias de la técnica relacionada), se hacen reaccionar los hidrocarburos condensables (alquitranes) con entradas de vapor y se craquean para formar compuestos de peso molecular más bajo tal como hidrógeno (H<sub>2</sub>), monóxido de carbono (CO), benceno (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>) y metano (CH<sub>4</sub>). Esta etapa de craqueo elimina materiales de peso molecular más elevado del gas, simplificando sustancialmente de este modo la recuperación de calor aguas abajo y la depuración final del gas en cuanto a materia particulada.

Un beneficio adicional de la presente invención, por medio de la retirada de las sustancias condensables a partir del gas producto, es que resulta posible una recuperación de calor mejorada sin una condensación de alquitranes perjudicial. Cuando permanecen las sustancias condensables en el gas producto, el gas producto únicamente se puede enfriar hasta aproximadamente 370 °C durante la recuperación de calor. Tras la retirada de sustancias condensables, no obstante, puede tener lugar la recuperación de calor hasta al menos una temperatura tan baja como 200 °C, dando como resultado una mejora de aproximadamente un 40 % en cuanto a la energía recuperada a partir del gas producto.

Haciendo referencia ahora a la Figura 2, se proporciona un sistema de gasificador 1 más detallado de acuerdo con la presente invención y que incluye generalmente un módulo de gasificador 12 en comunicación fluida con un módulo de combustión 32 que operan cooperativamente para convertir biomasa, por medio de una alimentación de proceso P1, en gas de síntesis, alquitranes y calor.

5 La alimentación de proceso P1 opera para acondicionar y suministrar materias primas de biomasa e incluye una corriente de combustible de biomasa que incluye combustibles de biomasa comúnmente reconocidos tal como materiales de construcción y demolición, restos orgánicos y otra materia objetivo de biomasa conocida por el experto en la materia. Se suministra la corriente de biomasa P1 al interior del módulo de almacenamiento 4 que contiene un mecanismo de alimentación (como se muestra) accionado por un motor 10 y una entrada de un gas inerte tal como nitrógeno o argón por medio de la válvula 6.

15 Un sistema 2 colector de polvo fugitivo retiene el aporte de finos y suministra los mismos al módulo 4 por medio de una válvula rotatoria 3 u otros medidos mecánicos. El módulo de almacenamiento útil 4 suministra la materia prima por medio de una válvula rotatoria 7 alimentada con gas inerte por medio de la válvula 6 a un sistema de medición de combustible 8 que contiene una cinta transportadora de tornillo 9 accionada por un motor 10, como se muestra, y alimentada con un gas inerte por medio de la válvula 6.

20 Debe reconocerse que la corriente de biomasa P1 puede también contener diversos módulos de preparación de precursor que incluyen un control de humedad o dispositivo de secado, módulos de depósito de almacenamiento, módulos de pre-combustores y/o módulos de pretratamiento químico como es sabido por parte de los expertos en la materia de preparación de biomasa.

25 La alimentación de proceso P2 suministra la materia prima preparada al gasificador 12 que somete la misma a calor por medio de la puesta en contacto con un medio de transferencia de calor en un entorno libre de oxígeno, volatilizando parcial o totalmente la materia prima para liberar una mezcla de gases que incluye H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> y otros gases carbonosos y alquitranes como se comenta en la presente memoria.

30 Se calienta el reactor de gasificación o módulo 12 por medio de calentamiento de la corriente P11 con un medio caliente de transferencia de calor tal como arena u otro material sólido inerte y/o químicamente activo y material de gas fluidizado procedente del módulo de combustión 32 por medio de un reactor de acondicionamiento de gases 20, como se comentará. El módulo de gasificación 12 puede ser de cualquier tipo conocido por los expertos en la materia sin limitación, tal como un distribuidor de gases de tipo perforado usado comúnmente en los sistemas de lecho fluidizado. Como consecuencia de ello, el módulo 12 se muestra con un distribuidor 12, y entradas de la corriente S por medio de la válvula de control 6 y un gas inerte G también por medio de la válvula de control 6.

40 En la realización preferida comentada se acometen etapas para garantizar que se fluidiza la totalidad del lecho, minimizando de este modo la circulación incompleta, y que las construcciones internas del módulo de gasificación 12, módulo de combustión 32 y componentes relacionados del sistema de temperatura elevada estén formadas por un material sustancialmente no reactivo.

45 El gasificador 12 opera como gasificador de lecho fluidizado circulante de manera que el alquitrán formado durante la gasificación retiene la forma geométrica general de la materia prima y se hace circular con gas de síntesis a través de un puerto de salida por medio de la trayectoria 3 hasta un reactor de acondicionamiento de gases 20. Entre la trayectoria 3 y el reactor de acondicionamiento de gases 20 hay un módulo 15 opcional de sobrecarga del reactor de gasificación que contiene un separador de reactor 14 (incluyendo un ciclón) y un distribuidor de fluidización 16 asociado que recibe las aportaciones de vapor y gas inerte como se muestra con el fin de mantener el flujo. El separador 14 opera para separar la arena y el alquitrán directamente hasta un puerto de entrada del módulo de combustión 32 por medio de la alimentación P5. Como se observa, se muestra una trayectoria P4 de gas de síntesis apreciando la transferencia de gas de síntesis desde el módulo de sobrecarga 15 directamente hasta una entrada en el reactor de acondicionamiento de gases 20.

50 Se aumenta la trayectoria P4 de gas de síntesis con una entrada de vapor controlada por una válvula de control 6, como se muestra, y el gas de síntesis comprende al menos CO y H<sub>2</sub> así como otros diversos gases (y alquitranes) en concentraciones y combinaciones que dependen de la reacción dentro del reactor de gasificación 12. Como consecuencia de la entrada de vapor al reactor de acondicionamiento de gases 20, existe verdaderamente una reacción que tienen lugar dentro de este módulo *in situ*, implicando en este caso la reacción de desplazamiento de gas y agua y otras reacciones el craqueo de las moléculas petroquímicas.

60 Tras recibir el gas de síntesis y el flujo de alquitranes por medio de la trayectoria de flujo P4 a la temperatura de operación y distribuirlos por medio de un distribuidor 19, el módulo de acondicionamiento de gases 20 opera para craquear los alquitranes y equilibra la reacción de desplazamiento de agua con el fin de crear gas de síntesis que contiene hasta un 50 % de H<sub>2</sub> y una cantidad tan pequeña como aproximadamente 0,0003 lb/cft (libras por pie cúbico) (0,01 kg/m<sup>3</sup>) de alquitrán residual, superando ambos límites con mucho las referencias relacionadas.

65 Aunque no requerido por la presente invención, el módulo de reactor de acondicionamiento 20 puede incluir además

una separación de reactor de combustión 22 opcional para recibir la ceniza y partículas no convertibles adicionales y transferir los mismos por medio de un flujo de alimentación P9 hasta un separador de ceniza 23 para la distribución en forma de gas de combustión por medio de la trayectoria P12 y en forma de ceniza no consumible por medio de la trayectoria P13 hasta un sistema 24 de manipulación de cenizas en comunicación operativa con un colector de polvo de ceniza 25 (para finos) y un colector de ceniza 26 (para sólidos) para su distribución posterior.

Una salida del reactor de combustión 32 proporciona materiales de transferencia calientes por medio de la trayectoria de flujo P7 a un reactor de combustión 22 y un módulo de acondicionamiento de gases 20. Como consecuencia de ello, se mantiene el módulo de acondicionamiento de gases 20 a temperaturas de operación elevadas hasta aproximadamente 1000 °C. En la realización preferida mostrada, un módulo de sobrecarga 18 adicional recibe los materiales de transferencia de calor calientes procedentes del módulo de acondicionamiento de gases 20, garantiza la fluidización de los mismos con una alimentación de gas inerte por medio de la válvula de flujo 6 hasta un distribuidor 7, y puede recibir similarmente un reaccionante tal como un vapor por medio de una válvula 6 de flujo adicional, como se muestra.

Se retira el gas de síntesis que ha completado el acondicionamiento en el módulo de acondicionamiento 20 por medio de la tubería de alimentación P8 como gas producto, como se comentará.

Como se aprecia, el flujo de alimentación P5 transporta alquitranes y materiales de transferencia de calor hasta un puerto de entrada del módulo de combustión 32 para la combustión posterior y el recalentamiento si fuese necesario. El módulo de combustión 32 recibe calor por medio de un mecanismo distribuidor 31 a partir de un sistema de combustión de gas natural, controlado por medio de una válvula 6 y un suministro A de aire de combustión por medio de un dispositivo 29 de soplado de combustión alimentado por medio de un control de volumen 30 para comenzar y mantener el calentador 28 que provoca la combustión del gas natural y alimenta los gases de combustión combinados por medio de la alimentación P6 hasta el distribuidor 31 en el módulo de combustión 32. Como consecuencia de una combinación de dicha aportación de calor por medio de la alimentación P6 junto con una combustión adicional del alquitrán recuperado en el módulo de combustión 32 (completando de este modo su reacción) se mantiene la temperatura de los materiales de transferencia de calor alimentados al módulo de acondicionamiento de gases 20 por medio del flujo P7 y se mejora según sea necesario para el control del proceso. Tras calentar en el módulo de acondicionamiento de gases 20, se transfieren los materiales de transferencia de calor por medio del flujo P10 hasta el módulo de gasificación 12 por medio del módulo de sobrecarga 18 como se muestra.

Reconociendo que puede ser necesario añadir los materiales de transferencia de calor al sistema de operación de forma continua, se puede operar un módulo de formación de medio de transferencia de calor 27 que funciona por medio de la alimentación P14, con el fin de mantener o aumentar los materiales de transferencia de calor y añadir materiales de catalizador según se requiera por parte de los operarios del sistema 1. Tras la entrada de los mismos en el módulo de combustión 32 se fluidizan y se unen los materiales de flujo fluidizado dentro del sistema 1 y abandona la parte superior del combustor 32 en forma de gases de combustión.

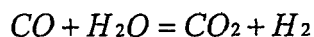
Similarmente, reconociendo que puede ocurrir que el gas no siempre se use aguas abajo, y como característica de seguridad opcional, tras la operación del módulo de acondicionamiento de gases 20, el sistema 1 incluye una chimenea 21 opcional para combustión de gases sobrantes accesible por medio de una válvula de flujo 6 a partir del flujo de salida P8 del gas producto para proporcionar un mecanismo de combustión de control en el que puede ocurrir que el gas de síntesis resultante no se emplee aguas abajo para la fabricación de materiales, síntesis de células de combustible, generación de combustible y almacenamiento de pre-uso o pre-transporte.

Haciendo referencia ahora a las Figuras 3 y 4, se sometió a ensayo el presente diagrama de flujo de proceso mostrado en la Figura 2 tomando muestras del gas de síntesis (gas resultante) a partir del flujo P3 que abandona el módulo de gasificación 12 y antes de la entrada del módulo de acondicionamiento de gases 20 (mostrado como Figura 3) y a partir del flujo P8 que abandona el módulo de acondicionamiento de gases 20 (Figura 4). Ambos se muestran como resultados de espectrometría de masas con picos que denotan las diferentes cadenas de hidrocarburos.

Como resultará obvio para los expertos en la materia, la Figura 3 denota tanto un volumen sustancial de hidrocarburos de peso molecular elevado (por encima del pico de benceno 78), como un volumen elevado de hidrocarburos de peso molecular bajo (por debajo del pico del benceno 78). Tras el acondicionamiento de gases en el reactor de acondicionamiento de gases 20, la Figura 4 denota los resultados beneficiosos tanto del menor volumen de los hidrocarburos totales de todos los pesos moleculares como el cambio sustancial de pesos moleculares para aquellos hidrocarburos que tienen peso moleculares más ligeros (menos que el citado pico de benceno 78) que se pueden retirar fácilmente por medio de procesos aguas abajo, en caso de que permaneciera alguno. Como beneficio adicional de la presente invención, los hidrocarburos posteriores al acondicionamiento de gases se segmentan y disponen de manera más predecible y se pueden recuperar más fácilmente por medio de procesos adaptables aguas abajo tal como tratamiento secundario con disolvente elegido ex situ, precipitadores electrostáticos, torres de lavado, y otros métodos conocidos por los expertos en la materia.

Según se comenta en la presente memoria, el sistema 1 preferido de proceso de gasificador incluye un módulo de acondicionamiento de gases 20 *in situ* que opera a una temperatura de sistema y que produce significativamente más hidrógeno a través de la reacción de desplazamiento de gas y agua

Ecuación 3



5

debido a la acción catalítica de los sólidos calientes en el reactor de acondicionamiento de gases. La Tabla I siguiente muestra la composición de gas medida en comparación con otros procesos de gasificación conocidos (en base seca).

10

Tabla I

TABLA I

Gas, % en vol.	Gasificador			
	Taylor <sup>1</sup>	FERCO <sup>2</sup>	FCIFB <sup>3</sup>	Thermochem <sup>4</sup>
H2	43,8	20,7	37,7	52,2
CO	25,4	46	26,2	38,4
CH4	10,7	15,6	9,9	1,8
CO2	19,1	11,1	20,3	7,4
C2H4	0,7	5,3	2,5	0,2
C2H6	0	0,7	0,2	0,1
N2	0,9	0,6	3,2	0
Alquitranes (lb/cft) libras por pie cúbico (kg/m <sup>3</sup> )	~ 0,0003 (0,01)	0,025 (0,42)	0,003 (0,05)	No presentado en la bibliografía

<sup>1</sup> A partir del sistema mostrado

<sup>2</sup> A partir de <http://www.fercoenterprises.com> para discusión de los resultados del gasificador de FERCO

<sup>3</sup> A partir de <http://www.ficfb.at/> discusión de los resultados del gasificador de FCIFB

<sup>4</sup> A partir de [www.thermochem.net](http://www.thermochem.net) discusión de Kirk Othmer Encyclopedia of Chemical Technology Information, "Biomass Energy", de M. Paisley, pub John Wiley & Sons 2002.

15

Como consecuencia de ello, para proporcionar el agua necesaria para la reacción de desplazamiento de gas y agua, debe estar disponible el vapor suficiente en el gas que penetra en la etapa de acondicionamiento de gases. Esto se consigue aumentando el flujo de vapor en el módulo de gasificación 20 (bien aumentando el flujo de vapor en el módulo de gasificación (suministro indirecto) o bien en el módulo de acondicionamiento de gases por medio de aportación de vapor al flujo de proceso P4 (un suministro directo) o ambos). Gráficamente, la tabla de la Figura 5 muestra el efecto del desplazamiento de gas y agua. Como denota la gráfica, se define "conversión" como la disminución de un componente en el gas, de manera que una conversión negativa indica la formación de más componente.

20

25

Una ventaja principal del reactor de acondicionamiento de gases de la presente invención es la retirada sustantiva de los hidrocarburos condensables del gas producto del gasificador en una etapa *in situ* sin depender de las etapas de craqueo complejas aguas abajo. Como se muestra en la Tabla I anterior, las cantidades de estos "alquitranes" que están presentes en el gas que abandona el gasificador son significativamente más pequeñas que las que se encuentran en otros gasificadores calentados de forma indirecta. Esto simplifica tanto la depuración final del gas como la recuperación de calor. El resultado es (1) un proceso de eficiencia más elevada ya que es posible una recuperación de calor adicional (hasta temperaturas tan bajas como 200 °C) y (2) un proceso más rentable (ya que se minimiza o elimina la retirada costosa de sustancias condensables en una etapa de proceso aguas abajo por separado). Similarmente, debería apreciarse que el nitrógeno (N<sub>2</sub>) identificado en el interior de los sistemas de Taylor y Ferco es probable y simplemente el resultado de un nitrógeno de purga minoritario introducido inicialmente en la corriente. Como consecuencia de ello, es simple contrastar los pobres resultados de hidrógeno (H<sub>2</sub>) del sistema Ferco con los del sistema descrito en la presente memoria (más del doble). Similarmente también debería apreciarse que, ajustando la reacción de desplazamiento de gas y agua en el presente sistema de reacción 1 *in situ*, la concentración de CO<sub>2</sub> puede proporcionar hidrógeno adicional que excede un 50 %.

35

40

Como se aprecia en la materia relacionada, un reactor de catalizador aguas abajo y separado (*ex situ*) necesario para la posterior conversión de hidrocarburos depende del mantenimiento de la actividad del catalizador en un nivel elevado de forma que se puedan craquear las sustancias condensables. A la temperatura normalmente usada para esto (es decir, la temperatura del gasificador de 760 °C/1400 °F a 816 °C/1500 °F) esto es materialmente difícil y costoso ya que las reacciones de craqueo tienden a formar carbono libre, que posteriormente desactiva el catalizador y ralentiza el sistema, lo que requiere un re-suministro de catalizador nuevo.



Las reacciones de craqueo tienen lugar a temperaturas mucho más elevadas (de 900 °C/1652 °F a 1100 °C/2012 °F) que las conocidas en la materia relacionada y dentro del propio sistema de circulación (*in situ*), reduciendo de este modo el potencial para formar carbono. Como ventaja adicional, por medio del uso de un medio de transporte de calor/transferencia de calor como el agente catalítico *in situ*, se consume cualquier carbono que pudiera formarse en el módulo de combustor antes de ser reciclado al reactor de acondicionamiento de gases, "regenerando" de este modo adicionalmente el material para mantener elevados niveles de actividad del catalizador.

Haciendo referencia ahora a la Figura 6, una figura que ilustra la conversión de los hidrocarburos condensables que aparecen dentro del reactor de acondicionamiento de gases *in situ* de manera que el alquitrán total es casi de un 80 %, la conversión del denominado alquitrán pesado o de peso molecular elevado supera un 82 %, la conversión de los otros alquitranes supera un 80 %, y la conversión de los hidrocarburos (Tolueno, Fenol, Cresol) supera un 90 % con un aumento correspondiente del volumen de benceno (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>) que se puede conseguir fácilmente por medio de procesos conocidos.

A la hora de considerar tanto la Figura 5 como la 6, los expertos en la materia considerarán los detalles adicionales mostrados a continuación en las Tablas 2 y 3 para apoyar la presente discusión de manera adicional. Específicamente, la tabla 2 siguiente muestra los datos de concentración detallados para las sustancias condensables, y la tabla 3 muestra los mismos datos pero expandidos para proporcionar detalles para los compuestos específicos.

Tabla 2

TABLA 2			
Especies	Resultados		
	Entrada (mg/Nm <sup>3</sup> )	Salida (mg/Nm <sup>3</sup> )	% de conversión
<b>Benceno</b>	7123	6703	(41,3)
<b>Tolueno</b>	3596	158	93,4
<b>Fenol</b>	2376	99	93,7
<b>Cresol</b>	1206	26	96,7
<b>Naftaleno</b>	2105	1561	(11,4)
<b>Ant/Fenan.</b>	518	298	13,7
<b>Otro Alquitrán<sup>(1)</sup></b>	12648	1632	80,6
<b>Alquitrán Pesado<sup>(2)</sup></b>	5775	623	83,8
<b>"Alquitrán total"<sup>(3)</sup></b>	28223	4397	78,0

TABLA 3

Peso Molecular	Fórmula	Nombre(s) Químico(s)	% de conversión
15, 16	CH <sub>4</sub>	metano	(30,6)
26	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	acetileno	58,3
78	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	benceno	(41,3)
91, 92	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	tolueno	93,4
94	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O	fenol	93,7
104	C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	estireno	93,4
106	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	(m-, o-, p-) xileno	97,3
108	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> O	(m-, o-, p-) cresol	96,7
116	C <sub>9</sub> H <sub>8</sub>	indeno	93,8
118	C <sub>9</sub> H <sub>10</sub>	indano	98,4
128	C <sub>10</sub> H <sub>8</sub>	naftaleno	(11,4)
142	C <sub>11</sub> H <sub>10</sub>	(1-, 2-) metilnaftaleno	97,1
152	C <sub>12</sub> H <sub>8</sub>	acenaftileno	40,2
14	C <sub>12</sub> H <sub>10</sub>	acenafteno	72,3
166	C <sub>13</sub> H <sub>10</sub>	fluoreno	89,0
178	C <sub>14</sub> H <sub>10</sub>	antraceno, fenantreno	13,7
192	C <sub>15</sub> H <sub>12</sub>	(metil-) antracenos/fenantrenos	99,3
202	C <sub>16</sub> H <sub>10</sub>	pireno/fluoranteno	(19,6)
216	C <sub>17</sub> H <sub>12</sub>	metilpirenos/benzofluorenos	92,3
228	C <sub>18</sub> H <sub>12</sub>	criseno, benz[a]antraceno	24,4
		...	
242	C <sub>19</sub> H <sub>14</sub>	metilcrisenos, etilbenz[a]antracenos	90,5
252	C <sub>20</sub> H <sub>12</sub>	perileno, benzo[a]pireno	16,7
266	C <sub>21</sub> H <sub>14</sub>	dibenz[a, k]antraceno	92,7
278	C <sub>22</sub> H <sub>14</sub>	dibenz[a, h]antraceno	45,5

En consideración de lo anterior, se apreciará que se sometió a ensayo la regeneración del material de transferencia de calor haciendo pasar aire a través del material tras varias horas de operación (exposición significativamente más larga para el gas producto que la que sería en el caso de operación normal esperada). Durante la operación normal, se reciclarían los sólidos tras aproximadamente 8 a 15 minutos. Ambos resultados de craqueo y los resultados de desplazamiento de gas y agua antes y después de la regeneración fueron idénticos.

En la presente invención, el lecho del material de transferencia de calor en el extremo inferior del módulo de gasificador 12. A medida que la biomasa entra en contacto con el material de transferencia de calor y con el gas caliente, se piroliza (gasifica) y se forma una región ocluida de material de transferencia de calor, alquitrán y partículas carbonosas en el extremo superior del módulo de gasificador 12. Los materiales arrastrados de transferencia de calor circulan a través de la biomasa arrastrada, alquitrán y los gases calientes. A medida que las partículas carbonosas se pirolizan, generan gas que forma una región de velocidad relativamente más elevada por encima del lecho fluidizado.

Como se muestra y comenta, en el sistema 1 se retiran los sólidos pirolizados desde la parte superior del reactor de combustión 12 para transportarlos bien hasta el módulo de acondicionamiento de gases 20 o bien hasta el módulo de combustión 32 tras la separación, y se retiran del sistema por medio de arrastre a pesar de las bajas velocidades de gas de entrada por debajo del lecho. Esto se hace posible por medio del diseño para usar una región fluidizada, por encima de la cual existe una región ocluida a partir de la cual se retiran todas las partículas de lecho que incluyen materiales inertes y alquitranes. De este modo, el arrastre ocurre en parte debido al gas generado *in situ* que contribuye significativamente al volumen de gas que se mueve a través del recipiente de reacción para el posterior acondicionamiento en el módulo de acondicionamiento de gases 20, al tiempo que se evita la precompresión destructiva.

Los materiales de biomasa carbonosos alimentados en el módulo de gasificador 12 pueden conseguir una conversión mayor de un 60 % del carbono disponible después de un paso individual a través del sistema de gasificador 1 debido a la capacidad de la presente invención para operar a temperaturas por encima de 980 °C. El resto del carbono se somete a combustión en el módulo de combustión 32 para generar calor para la reacción de pirólisis tras el reciclaje. Si se usa otro combustible en el módulo de combustión 32, entonces se puede convertir carbono adicional en el módulo de gasificador 12. Con los combustibles húmedos, tal como los residuos municipales, las conversiones carbonosas podrían variar en sentido ascendente o descendente, dependiendo de la temperatura de operación del módulo de gasificador 12 y por consiguiente la realización preferida proporciona una serie de etapas de acondicionamiento de pre-alimentación (y secado) antes de la alimentación por medio del flujo P2.

La entrada de gas alimentada al módulo de gasificador 12 es vapor (como se muestra), gas producto reciclado y gases inertes tal como nitrógeno, argón y sus mezclas.

En la presente invención, el material arrastrado abandona el módulo de gasificación 12 cerca de la parte superior y se hace pasar a través (el gas de síntesis producto) hasta el módulo de acondicionamiento de gases 20, y los sólidos (el alquitrán, material carbonoso, y materiales de transferencia de calor) se devuelven al módulo de reactor de combustión 32 para la combustión y el calentamiento, respectivamente. Todos los sólidos del sistema son arrastrados excepto el material irregular no deseado, tal como fragmentos de metal que se introducen de manera involuntaria con la materia prima de combustible, para los cuales puede resultar necesario el aporte de una limpieza por separado.

Se calienta el material de transferencia de calor haciéndolo pasar a través de una zona de reacción exotérmica del módulo de combustión 32 para añadir calor.

Como consecuencia de lo anterior, los expertos en la materia reconocerán las mejoras proporcionadas en la presente memoria; que incluyen el uso de un módulo de acondicionamiento de gases *in situ*, el uso de una fase de recirculación que tiene una característica catalítica u operación en su proceso, el uso de vapor en un módulo de acondicionamiento de gases como reaccionante, la relación resultante operacional de H<sub>2</sub>:CO de aproximadamente 2:1 o mayor, minimizando de este modo la necesidad de modificación posterior (relación positiva con respecto a hidrógeno).

Finalmente, se reconoce que para la generación de hidrógeno libre (H<sub>2</sub>) los inventores están usando gas de síntesis *in situ* en lugar de determinada forma de reacción petroquímica tal como una síntesis de gas y agua posterior.

Los productos beneficiosos producidos por medio del sistema descrito anteriormente incluyen un gas con una relación de hidrógeno: monóxido de carbono tan favorable que puede resultar útil como aditivo para gasolina, o en síntesis de células de combustible, o en la producción de energía normalmente para un sistema de generación de energía de turbina de gas de ciclo combinado.

Como se ha comentado anteriormente, aunque el sistema presente genere hasta y por encima de un 50 % de hidrógeno que se puede usar directamente, se pueden usar etapas posteriores para la recuperación de hidrógeno y estas pueden incluir opcionalmente: el proceso común de separación de membrana basado en la presión parcial o

una reacción de desplazamiento agua-gas de proceso posterior o de segundo nivel.

5 Aunque un beneficio del sistema comentando actualmente es la minimización sustancial de la aglomeración debido a las condiciones de operación de temperatura elevada y al reactor de acondicionamiento de gases 20 *in situ*, también se pueden añadir otros materiales útiles a la materia prima del gasificador con el fin de mejorar más la operación del sistema y mejorar más la generación de gases finales listos para ser usados, retirados del reactor de acondicionamiento de gases 20. Por ejemplo, se ha descubierto que la aglomeración de ceniza, arena, y alquitrán en el sistema de gasificador 1 se puede reducir más por medio de la adición de óxido de magnesio (MgO), olivino, u otras composiciones que contienen Fe-superficial a los materiales de transferencia de calor *in situ* y opcionalmente a las materias primas. Dado que la aglomeración convencionalmente conocida es generalmente un resultado de la fusión parcial de la ceniza en condensación a temperatura elevada, la minimización de dicha condensación a temperatura elevada y la restricción de la creación original proporcionan beneficios sustantivos. En los sistemas anteriores, se han añadido óxido de calcio (CaO) y alúmina (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) en un intento de reducir la aglomeración de la ceniza ex situ por medio de dilución de la ceniza, y la patente de Estados Unidos N° 6.808.543 (que carece de cualquier forma de módulo de acondicionamiento de gases *in situ*) muestra que la adición de MgO es incluso más eficaz para reducir la aglomeración por medio de la reducción del carácter eutéctico de la mezcla de ceniza ex situ y aumentando de este modo el punto de fusión para reducir eficazmente la aglomeración en un porcentaje en peso de entre un 1 % y un 25 % del peso de la materia prima.

20 No obstante, en contraste con las consideraciones de la patente 6.808.543, cualquier otra referencia relacionada con la presente invención proporciona el uso de un material de catalizador de olivino *in situ* dentro del intervalo de 1-50 % en peso de los materiales de transferencia de calor e incluso más preferentemente se añade entre un 2 % y un 40 % de material catalíticamente activo al material de transferencia de calor *in situ* para reducir la agregación (por medio de la prevención del origen, conversión y eliminación) y favorece la catálisis de acuerdo con la presente invención.

30 Los expertos en la materia considerarán, según se usa en la presente memoria, que los materiales de transferencia de calor catalíticamente activos serán reconocidos como materiales catalíticamente activos e incluirán, olivino tratado y no tratado y alúmina (ambos de origen natural y tipos formados artificialmente, y ambos tratados con calcinación u otros métodos), óxidos de metales alcalinos, óxidos de metales nobles, composiciones basadas en Ni (incluyendo Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, NiCuMo/SiO<sub>2</sub> o SiO<sub>4</sub>-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>), óxidos basados en Mg, óxidos basados en Fe, óxidos de Ca, óxidos basados en V, óxidos basados en Cr, óxidos de Cu, óxidos de Mo, dolomitas calcinadas, magnesitas, zeolitas y composiciones de óxido de temperatura elevada que contienen elementos de los anteriores.

35 Según se usa en la presente memoria, la frase catalizador de transporte de hierro debe entenderse de manera que incluya, pero sin limitarse a, aquellos materiales de transferencia de calor catalíticamente activos citados anteriormente que contienen hierro así como también otros materiales cerámicos que contienen hierro y composiciones, incluyendo olivino natural y formado de manera artificial.

40 Similarmente, debe entenderse por parte de los expertos en la materia, que el uso de la frase *in situ* se reconocerá y se refiere a una actividad en proceso o en forma de un proceso, tal como acondicionamiento de gases, que tiene lugar en una trayectoria de fluido circulante entre un reactor de gasificación y un reactor de combustor, y no en forma de proceso externo separado más allá del sistema. Por ejemplo, en la presente memoria, el módulo de acondicionamiento de gases 20 es "*in situ*" ya que recibe los materiales de transferencia de calor desde el módulo de combustión y el gas de síntesis desde el módulo de gasificación.

50 En las reivindicaciones, se pretende que las frase función adicional de etapas o medios abarque las estructuras y reacciones descritas o sugeridas en la presente memoria que llevan a cabo la función o reacción citada y no solo los equivalentes estructurales y químicos sino también las composiciones y estructuras equivalentes. De este modo, por ejemplo, aunque un clavo, un tornillo y una tuerca puede que no sean equivalentes estructurales en el sentido de que el clavo depende de la fricción entre una parte de madera y una superficie cilíndrica, la superficie helicoidal del tornillo se engrana positivamente con la parte de madera, y la cabeza del tornillo y la tuerca comprimen los lados opuestos de una parte de madera, en el entorno de las partes de madera que aprietan, un clavo, un tornillo y una tuerca se pueden comprender fácilmente como estructuras equivalentes por parte de los expertos en la materia. De manera similar, la frase materiales catalíticamente activos incluye aquellos materiales que funcionan como catalizadores.

**REIVINDICACIONES**

1. Un método para gasificar material carbonoso, que comprende las etapas de:

5 proporcionar un material carbonoso a un módulo de gasificación (102) calentado indirectamente, siendo el módulo de gasificación (102) operable para generar gas de síntesis y material condensable poniendo en contacto el material carbonoso con un material de transferencia de calor catalíticamente activo; separar el gas de síntesis y el material condensable del alquitrán y del material de transferencia de calor catalíticamente activo;

10 proporcionar el gas de síntesis y el material condensable a un módulo de acondicionamiento de gases (103) y proporcionar el alquitrán y el material de transferencia de calor catalíticamente activo a un módulo de combustión (105); introducir aire en el módulo de combustión (105) para consumir el alquitrán en combustión, calentando de este modo el material de transferencia de calor catalíticamente activo en el módulo de combustión (105) hasta una temperatura de operación;

15 proporcionar el material de transferencia de calor catalíticamente activo a la temperatura de operación desde el módulo de combustión (105) hasta el módulo de acondicionamiento de gases (103); acondicionar el gas de síntesis y el material condensable en el módulo de acondicionamiento de gases (103) poniendo en contacto el gas de síntesis y el material condensable con el material de transferencia de calor catalíticamente activo a la temperatura de operación; y

20 proporcionar vapor tanto al módulo de acondicionamiento de gases (103) como a dicho módulo de gasificación (102); donde el material de transferencia de calor catalíticamente activo circula desde el módulo de gasificación (102) hasta el módulo de combustión (105), después hasta el módulo de acondicionamiento de gases y vuelve hasta el módulo de gasificación (103); y

25 donde la temperatura de operación está entre 900 °C (1652 °F) y 1100 °C (2012 °F) y dicho material de transferencia de calor catalíticamente activo incluye al menos uno de entre olivino, calcitas, óxidos metálicos y un material catalíticamente activo a temperatura elevada que contiene hierro.

30 2. Un método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicha etapa de acondicionamiento de dicho gas de síntesis y material condensable en dicho módulo de acondicionamiento de gases (103) comprende además al menos una de las etapas de:

35 craquear los materiales condensables; y desplazar el gas de síntesis, produciendo de este modo gas acondicionado que contiene una relación de hidrógeno: monóxido de carbono en un equilibrio positivo de hidrógeno.

40 3. Un método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que al menos una primera parte de dicho material de transferencia de calor catalíticamente activo está entre un 50 % y un 100 % en peso, preferentemente entre un 80 % y un 100 % en peso, del modo más preferido entre aproximadamente un 90 % y un 100 % en peso.

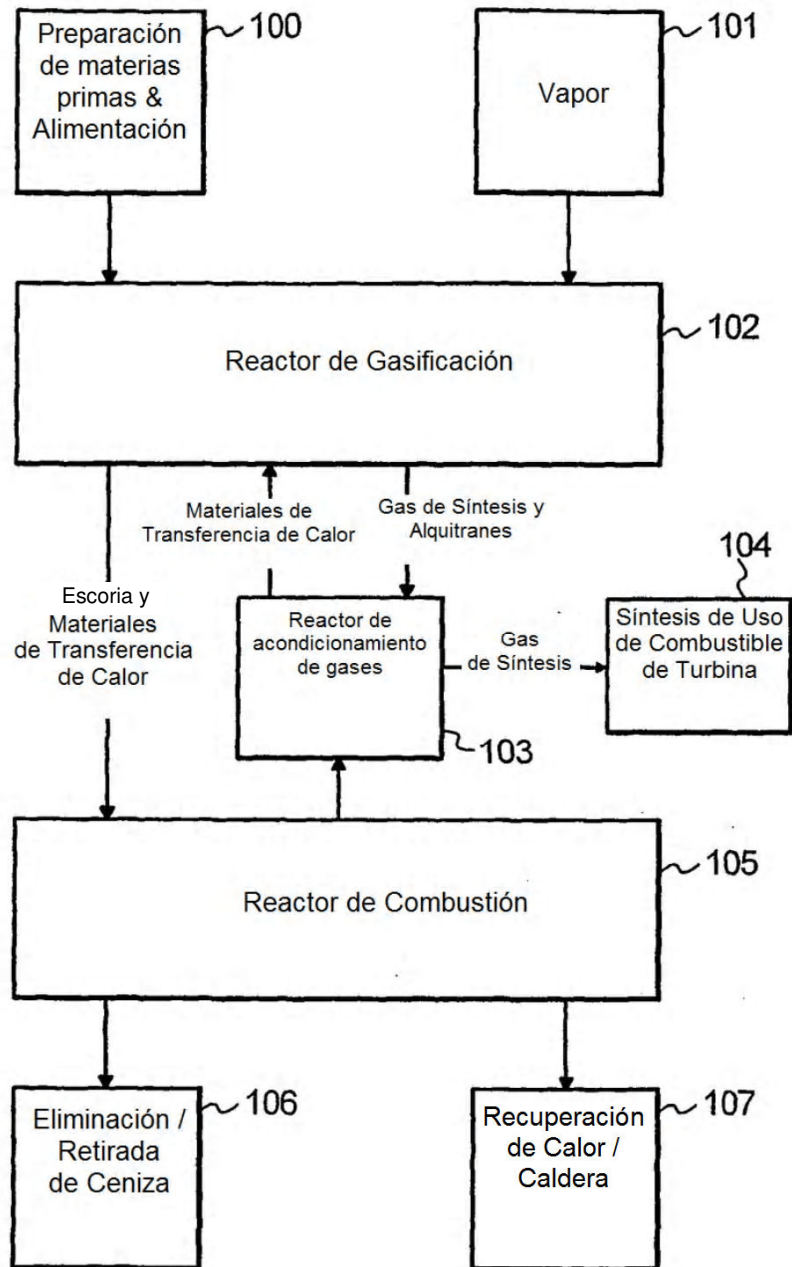
45 4. Un método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicho suministro de vapor se proporciona a dicho módulo de gasificación en un intervalo de velocidad de entre 0,1524 m/s (0,50 pies/s) y 4,572 m/s (15 pies/s), preferentemente entre 0,1524 m/s (0,50 pies/s) y 3,048 m/s (10 pies/s).

50 5. Un método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicho suministro de vapor se proporciona a dicho módulo de acondicionamiento de gases (103) a una tasa para mantener una concentración de vapor menor de un 25 % en volumen de los gases de entrada totales desde dicho módulo de gasificación, preferentemente menor de un 20 % en volumen de los gases de entrada totales desde dicho módulo de gasificación.

55 6. Un método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que el módulo de acondicionamiento de gases (103) se calienta por medio del material de transferencia de calor catalíticamente activo procedente de dicho módulo de combustión (105), manteniendo de este modo dicho módulo de acondicionamiento de gases (103) a dicha temperatura de operación.

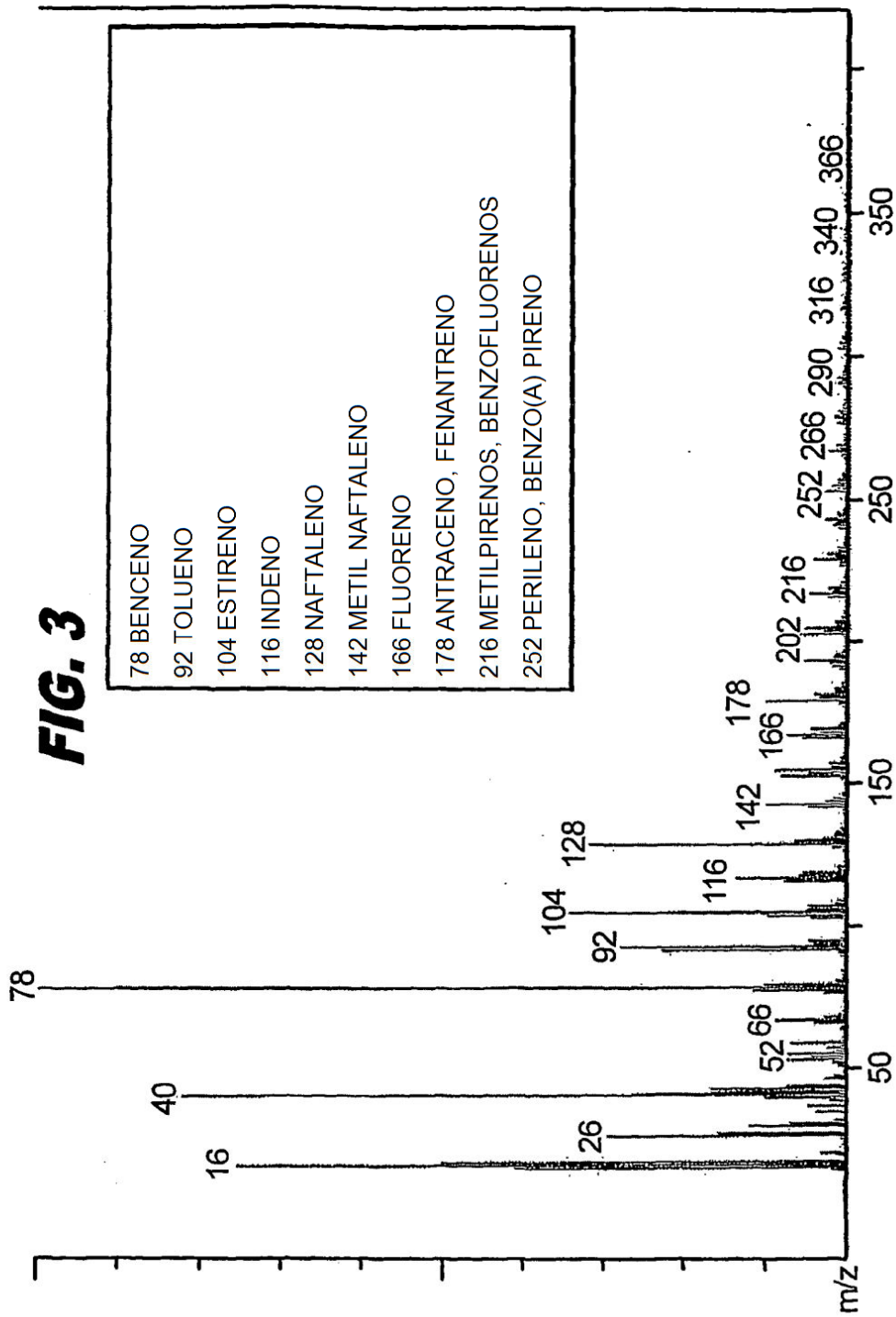
7. Un método de acuerdo con la reivindicación 2, en el que dicha etapa de desplazamiento de dicho gas de síntesis se aumenta ajustando una cantidad de entrada de vapor.

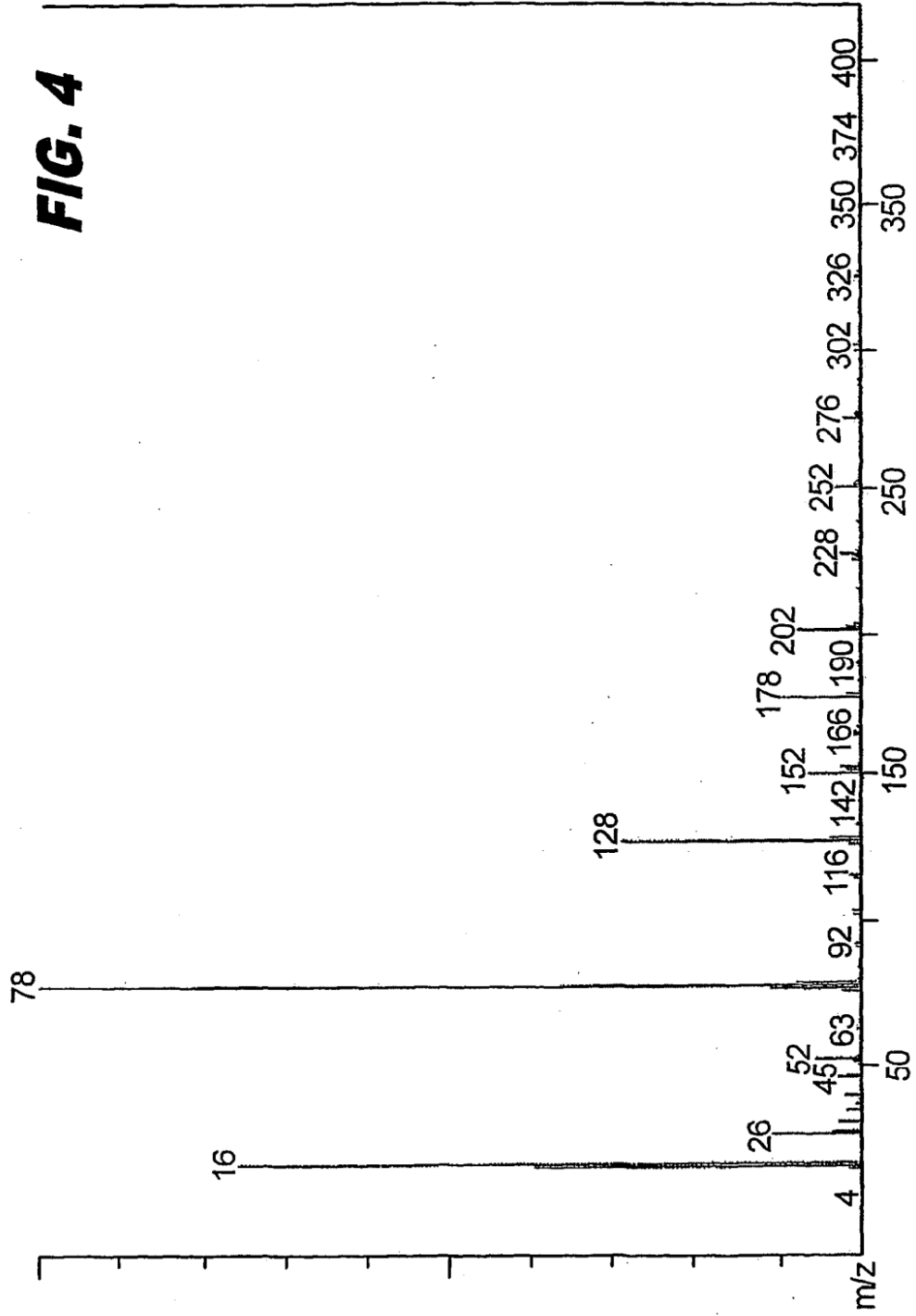
60 8. Un método de acuerdo con la reivindicación 7, en el que dicha etapa de desplazamiento de dicho gas de síntesis se aumenta ajustando una cantidad de entrada de vapor de manera que se consiga un relación de hidrógeno : monóxido de carbono de al menos 2:1.



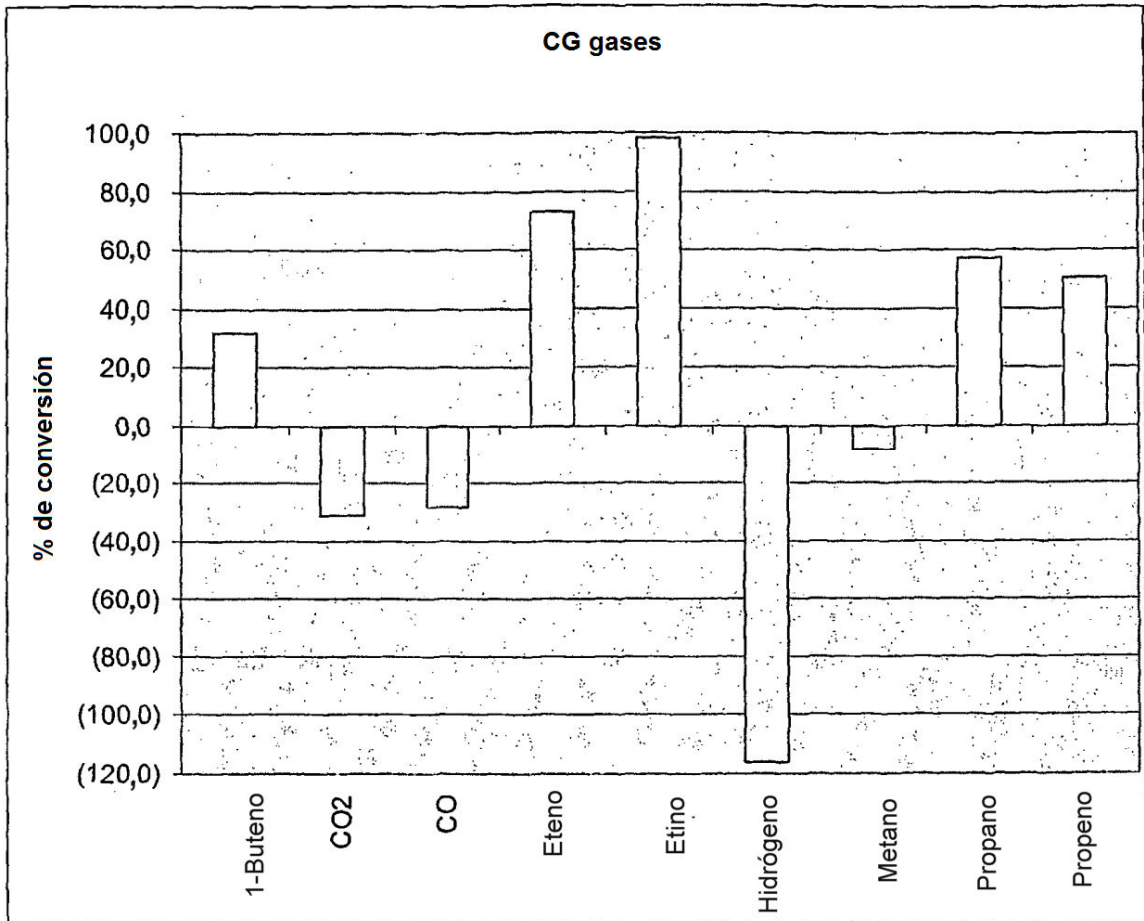
**FIG. 1**



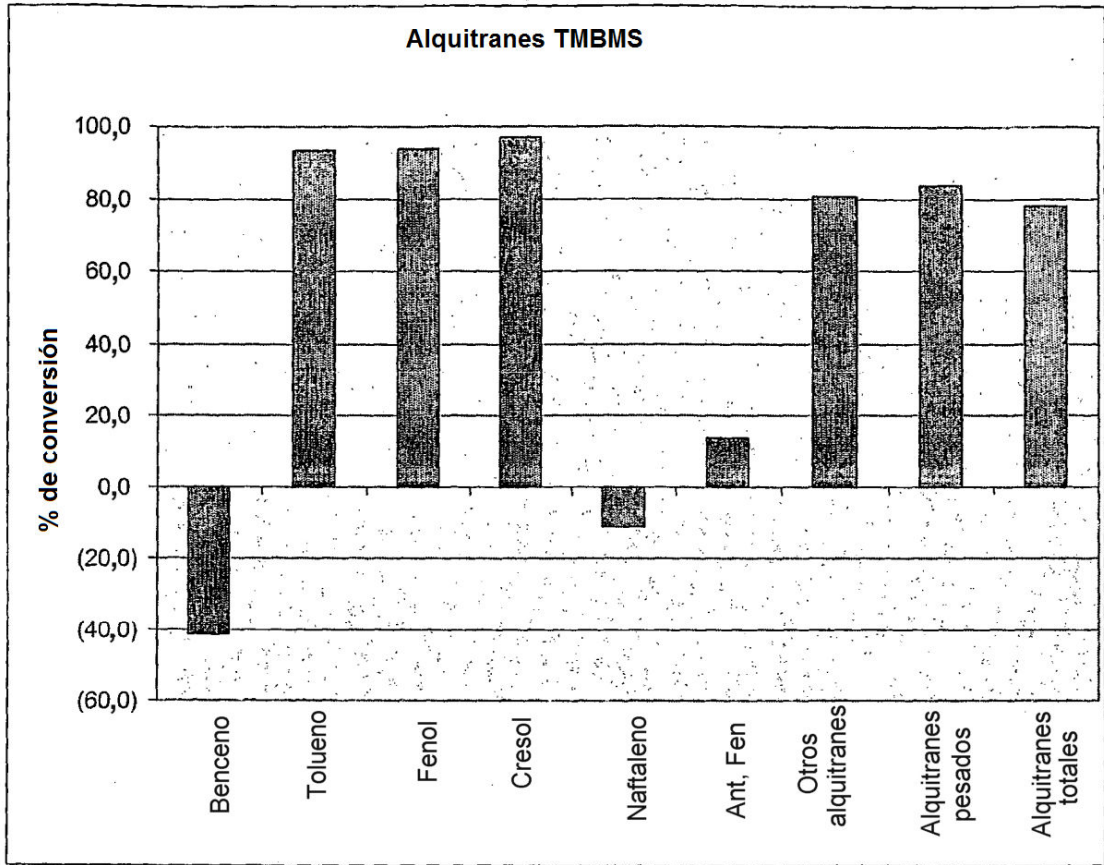








**Fig. 5**



**Fig. 6**