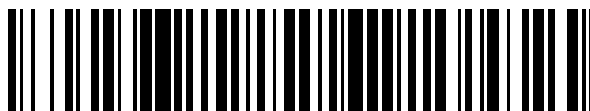


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 720 268**

51 Int. Cl.:

C10G 9/36 (2006.01)

C10G 69/06 (2006.01)

C10G 65/10 (2006.01)

C10G 69/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.12.2014 PCT/EP2014/079242**

87 Fecha y número de publicación internacional: **03.09.2015 WO15128046**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.12.2014 E 14824007 (0)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **30.01.2019 EP 3110908**

54 Título: **Un proceso de hidrocrqueo integrado**

30 Prioridad:

25.02.2014 EP 14156638

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
19.07.2019

73 Titular/es:

**SAUDI BASIC INDUSTRIES CORPORATION
(50.0%)
P.O. Box 5101
Riyadh 11422, SA y
SABIC GLOBAL TECHNOLOGIES B.V. (50.0%)**

72 Inventor/es:

OPRINS, ARNO JOHANNES MARIA

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 720 268 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

Un proceso de hidrocrqueo integrado

5 La presente invención se refiere a un proceso de hidrocrqueo y pirólisis por vapor integrado para la producción de productos petroquímicos olefínicos y aromáticos a partir de una materia prima hidrocarbonada que comprende crudo.

10 Un proceso de este tipo se conoce por la solicitud de patente estadounidense n.º 2013/248417. Esta solicitud de patente estadounidense n.º 2013/248417 da a conocer un proceso integrado para el procesamiento directo de un crudo, en el que se cargan crudo y producto de proceso en suspensión recirculado en una zona de hidroprocesamiento que funciona en condiciones eficaces para producir un efluente hidroprocesado. El efluente hidroprocesado se craquea térmicamente en presencia de vapor para producir una corriente de producto mixta. Una fracción líquida residual recuperada aguas arriba de la unidad de craqueo térmico o entre las etapas de convección y de pirólisis de la operación de craqueo a vapor se craquea térmicamente en una zona de hidroprocesamiento en suspensión para producir un producto intermedio en suspensión. El hidrógeno de la corriente de producto mixta se purifica y se recircula a la zona de hidroprocesamiento, y se recuperan olefinas, compuestos aromáticos y fueloil de pirólisis de la corriente de producto mixta separada. Las colas o los residuos rechazados de la zona de hidroprocesamiento se revalorizan en una zona de hidroprocesamiento en suspensión en presencia de hidrógeno para producir un producto intermedio en suspensión que incluye destilados medios. El producto intermedio en suspensión solo se recircula y se mezcla con el efluente de reactor hidrotratado antes del procesamiento en la zona de pirólisis por vapor para la conversión.

25 En el proceso según la solicitud de patente estadounidense n.º 2013/248417, el crudo se hidrocrquea para producir una alimentación hidrocarbonada líquida para su procesamiento posterior por medio de craqueo a vapor. El craqueo a vapor de alimentaciones líquidas pesadas da como resultado un programa de producto de craqueador relativamente pobre incluyendo una cantidad relativamente pequeña de productos químicos de alto valor. Esto se compensa parcialmente por medio de enviar algunos de estos hidrocarburos pesados conjuntamente con el efluente más pesado de la primera zona de hidrocrqueo a una zona de hidroprocesamiento en suspensión, en la que este material pesado se craquea adicionalmente para dar una alimentación de craqueador a vapor de hidrocarburos líquidos (necesitando posiblemente en primer lugar saturación).

35 La patente estadounidense n.º 4.137.147 se refiere a un proceso para fabricar etileno y propileno a partir de una carga que tiene un punto de destilación menor de aproximadamente 360°C y que contiene al menos parafinas normales e isoparafinas que tienen al menos 4 átomos de carbono por molécula, en el que: la carga se somete a una reacción de hidrogenólisis en una zona de hidrogenólisis, en presencia de un catalizador, (b) los efluentes de la reacción de hidrogenólisis se alimentan a una zona de separación desde la que se descargan (i) desde la parte superior, metano y posiblemente hidrógeno, (ii) una fracción que consiste esencialmente en hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula, y (iii) desde la parte inferior, una fracción que consiste esencialmente en hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono por molécula, (c) solo la fracción que consiste esencialmente en hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula se alimenta a una zona de craqueo al vapor, en presencia de vapor, para transformar al menos una parte de los hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula en hidrocarburos monoolefínicos; la fracción que consiste esencialmente en hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono por molécula, obtenida de la parte inferior de la zona de separación, se suministra a una segunda zona de hidrogenólisis, en la que se trata en presencia de un catalizador, el efluente de la segunda zona de hidrogenólisis se suministra a una zona de separación para descargar, por otro lado, hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono por molécula que se recirculan al menos parcialmente a la segunda zona de hidrogenólisis, y, por otro lado, una fracción que consiste esencialmente en una mezcla de hidrógeno, metano e hidrocarburos saturados con 2 y 3 átomos de carbono por molécula; una corriente de hidrógeno y una corriente de metano se separan de la mezcla y a la zona de craqueo al vapor se alimentan los hidrocarburos de la mezcla con 2 y 3 átomos de carbono, junto con la fracción que consiste esencialmente en hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula tal como se recupera de la zona de separación tras la primera zona de hidrogenólisis. Por tanto, a la salida de la zona de craqueo al vapor se obtienen, además de una corriente de metano e hidrógeno y una corriente de hidrocarburos parafínicos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula, olefinas con 2 y 3 átomos de carbono por molécula y productos con al menos 4 átomos de carbono por molécula. Según este documento, la corriente inferior de la primera zona de hidrogenólisis se reenvía a la segunda zona de hidrogenólisis.

60 La patente estadounidense n.º 3.842.138 se refiere un proceso para craquear térmicamente una materia prima hidrocarbonada para convertirla en productos de menor peso molecular que contienen grandes proporciones de olefinas que comprende realizar dicho proceso en un reactor calentado a presiones subatmosféricas, que oscilan entre aproximadamente 10 bares y aproximadamente 70 bares leídos en la salida del reactor, en presencia de hidrógeno, a temperaturas de salida de reactor de más de aproximadamente 625°C a aproximadamente 1100°C y con tiempos de residencia dentro de la sección de reacción de menos de aproximadamente 0,5 segundos hasta aproximadamente 0,005 segundos. En las condiciones operativas, las relaciones molares de etileno con respecto a etano y de propileno con respecto a propano varían entre 0,3 y 2 para la primera y entre 1 y 8 para la segunda. En el hidrocrqueo térmico, las temperaturas son sustancialmente mayores que en los procesos catalíticos, y en tales

condiciones pirolíticas, la conversión de la carga en productos gaseosos es mayor y puede ser casi completa, al menos en cuanto a los hidrocarburos parafínicos. Con respecto a los compuestos aromáticos, debido a la estructura más estable de los núcleos, solo las cadenas laterales se ven afectadas y están sujetas a una desalquilación más o menos intensa según la intensidad de las condiciones operativas.

La solicitud de patente estadounidense n.º 2006/287561 se refiere a un proceso para aumentar la producción de hidrocarburos de olefinas ligeras C2-C4 integrando un proceso para producir una mezcla de hidrocarburos aromáticos y gas de petróleo licuado (LPG) a partir de una mezcla de hidrocarburos y un proceso para producir una materia prima hidrocarbonada que puede usarse como materia prima en el primer proceso.

La patente estadounidense n.º 3.839.484 se refiere a un proceso para la preparación de hidrocarburos insaturados mediante pirólisis de naftas que experimentan ebullición en el intervalo de aproximadamente 80 a 450 F en un horno de pirólisis, que comprende someter dichas naftas a hidrocrqueo para formar una mezcla de parafinas e isoparafinas y pirolizar la mezcla resultante de parafinas e isoparafinas en un horno de pirólisis.

La solicitud de patente estadounidense n.º 2007/062848 se refiere a un proceso para hidrocrquear una alimentación que comprende no menos del 20% en peso de uno o más compuestos aromáticos que contienen al menos dos anillos aromáticos condensados, compuestos que no están sustituidos o sustituidos con hasta dos radicales alquilo C1-4 para producir una corriente de producto que comprende no menos del 35% en peso de una mezcla de alcanos C2-4. Según la solicitud de patente estadounidense n.º 2007/062848 se alimenta bitumen de las arenas petrolíferas a una unidad de destilación convencional, y una corriente de nafta de la unidad de destilación se alimenta a una unidad de hidrotreatmento de nafta. La corriente de gas superior es una corriente de gas ligero/parafina ligera y se alimenta a un craqueador de hidrocarburos. Una corriente de diésel de la unidad de destilación se alimenta a una unidad de hidrotreatmento de diésel, y la corriente de gasóleo de la unidad de destilación se alimenta a una unidad de destilación a vacío, en la que una corriente de gasóleo de vacío de la unidad de destilación a vacío se alimenta a un hidrotreatmento de gasóleo. Una corriente de gas ligero del hidrotreatmento de gasóleo se alimenta a un craqueador de hidrocarburos. El gasóleo de vacío hidrotreatado del hidrotreatmento de gasóleo de vacío se alimenta a una unidad de craqueador catalítico. La corriente inferior de la unidad de destilación a vacío es un residuo (pesado) de vacío y se envía a un coquizador retardado que produce varias corrientes, tales como una corriente de nafta que se envía a una unidad de hidrotreatmento de nafta, una corriente de diésel se envía a la unidad de hidrotreatmento de diésel para producir diésel hidrotreatado, y una corriente de gasóleo se alimenta a una unidad de hidrotreatmento de gasóleo de vacío dando como resultado una corriente de gasóleo hidrotreatado que se alimenta a una unidad de craqueador catalítico.

Un aspecto de un proceso integrado de este tipo es que cantidades significativas de componentes de craqueo a vapor más pesados se recirculan a través del craqueador a vapor dando como resultado en última instancia un tamaño de equipo y una demanda de energía aumentados.

Otro aspecto es que el craqueo a vapor de alimentaciones líquidas (y LPG con la excepción de etano) además da como resultado que se usen cantidades significativas de metano que se produce como combustible en los hornos de craqueo a vapor. Por tanto, esto significa que algo del crudo más valioso se degrada a valor de combustible de metano. Además de los átomos de carbono que representan esta pérdida de eficiencia, también se pierde mucho hidrógeno por medio de este metano. Como resultado, es necesario añadir más hidrógeno del necesario al crudo, haciendo que los equilibrios de hidrógeno globales sean menos favorables.

Otro aspecto del proceso integrado es que cualquier LPG elaborado en las etapas de procesamiento de hidrocrqueo se envía en primer lugar al compresor y a la sección de separación de craqueador a vapor posterior. El efecto de esto es un aumento en el dimensionamiento y la energía gastada en estas separaciones aguas abajo ya que los productos de craqueo a vapor deseados se diluyen en primer lugar con este LPG (es decir, añadir etano al etileno y propano al producto de propileno que debe separarse de nuevo).

Un objeto de la presente invención es proporcionar un proceso de hidrocrqueo integrado para la producción de productos petroquímicos olefínicos y aromáticos a partir de una materia prima hidrocarbonada que comprende crudo, en el que se hayan superado los problemas mencionados anteriormente.

Otro objeto de la presente invención es proporcionar un proceso de hidrocrqueo integrado para la producción de productos petroquímicos olefínicos y aromáticos a partir de una materia prima hidrocarbonada que comprende crudo, en el que está aumentada significativamente la parte del crudo convertida en LPG.

Otro objeto de la presente invención es proporcionar un proceso de hidrocrqueo integrado para la producción de productos petroquímicos olefínicos y aromáticos a partir de una materia prima hidrocarbonada que comprende crudo, en el que la eficiencia y selectividad de la etapa de hidrocrqueo se controle mediante la intensidad.

Por tanto, la presente invención se refiere a un proceso de hidrocrqueo integrado para la producción de productos petroquímicos olefínicos y aromáticos a partir de una materia prima hidrocarbonada que comprende crudo según la reivindicación 1, comprendiendo el proceso:

tratar la materia prima que comprende crudo y un producto líquido residual en una primera zona de hidrocrqueo en presencia de hidrógeno en condiciones eficaces para producir un primer efluente que tiene un contenido en hidrógeno aumentado;

- 5 separar el primer efluente en una corriente que comprende LPG y una corriente de fase líquida;
- 10 separar dicha corriente que comprende LPG en una o más corrientes elegidas del grupo de una corriente que comprende hidrógeno, una corriente que comprende metano, un vapor que comprende etano, una corriente que comprende butanos, una corriente que comprende propano, una corriente que comprende C1 menos, una corriente que comprende C3 menos, una corriente que comprende C1-C2, una corriente que comprende C3-C4, una corriente que comprende C2-C3, una corriente que comprende C1-C3, una corriente que comprende C1-C4, una corriente que comprende C2-C4, una corriente que comprende C2 menos, una corriente que comprende C4 menos;
- 15 procesar adicionalmente una o más de las corrientes así obtenidas en una unidad de craqueador a vapor y al menos una unidad elegida del grupo de una unidad de deshidrogenación de butanos, una unidad de deshidrogenación de propano, una unidad de deshidrogenación de propano-butanos combinada o una combinación de unidades de las mismas para producir corriente(s) de producto mixta(s);
- 20 alimentar la(s) corriente(s) de producto mixta(s) desde dicha unidad de craqueador a vapor y al menos una unidad elegida del grupo de una unidad de deshidrogenación de butanos, una unidad de deshidrogenación de propano y una unidad de deshidrogenación de propano-butanos combinada o una combinación de unidades de las mismas, a una segunda sección de separación;
- 25 craquear térmicamente la corriente de fase líquida en una zona de hidrocrqueo de residuo para producir un producto intermedio en suspensión;
- separar la(s) corriente(s) de producto mixta(s).

30 Según la presente invención, la corriente que comprende LPG se separa en una o más corrientes elegidas del grupo de una corriente que comprende hidrógeno, una corriente que comprende metano, un vapor que comprende etano, una corriente que comprende butanos, una corriente que comprende propano, una corriente que comprende C1 menos, una corriente que comprende C3 menos, una corriente que comprende C1-C2, una corriente que comprende C3-C4, una corriente que comprende C2-C3, una corriente que comprende C1-C3, una corriente que comprende C1-C4, una corriente que comprende C2-C4, una corriente que comprende C2 menos, una corriente que comprende C4 menos usando cualquier tecnología de separación apropiada, en la que al menos una corriente elegida del grupo de una corriente que comprende etano, una corriente que comprende C1-C2 y una corriente que comprende C2 menos se alimenta a una unidad de craqueador a vapor. Esto significa que ningún componente de craqueo a vapor más pesado se recircula a través del craqueador a vapor dando como resultado en última instancia una demanda de tamaño de equipo y de energía disminuida. Pueden usarse esquemas de separación alternativos que dan como resultado una corriente de propano/butanos combinada, posiblemente también diluida con metano y/o etano o una corriente de propano posiblemente diluida con metano y/o etano.

45 Obsérvese que las corrientes indicadas con el término "una corriente" se refieren a la corriente generada dentro del presente proceso, es decir estas corrientes no son del "exterior".

Por tanto, el presente método se centra en la optimización de la producción de corrientes que comprenden LPG, corrientes que comprenden LPG que se identifican como materias primas altamente útiles para procesos de pirólisis a vapor y/o procesos de deshidrogenación para la producción de productos petroquímicos olefínicos y aromáticos.

50 Tal como se mencionó anteriormente, una corriente que comprende etano y/o una corriente que comprende C1-C2 y/o una corriente que comprende C2 menos se alimenta a una unidad de craqueo a vapor de gas, y las corrientes que comprenden propano y butano se alimentan a unidades de deshidrogenación. Esta ruta de procesamiento da como resultado una eficiencia de carbono mucho mayor y también produce las cantidades de hidrógeno necesarias para el hidrocrqueo de alta conversión completamente a LPG. Una corriente de material pesado se envía directamente como alimentación a la zona de hidrocrqueo de suspensión.

60 Por tanto, el presente método comprende la combinación de una unidad de craqueador a vapor y al menos una unidad elegida del grupo de una unidad de deshidrogenación de butanos, una unidad de deshidrogenación de propano, una unidad de deshidrogenación de propano-butanos combinada o una combinación de unidades de las mismas para producir una corriente de producto mixta. Esta combinación de unidades proporciona un alto rendimiento de los productos deseados, concretamente productos petroquímicos olefínicos y aromáticos, estando la parte del crudo convertida en LPG aumentada significativamente.

65 Según una realización preferida, la corriente que comprende LPG se separa en una o más corrientes, usándose la corriente que comprende hidrógeno preferiblemente como fuente de hidrógeno con fines de hidrocrqueo, usándose

la corriente que comprende metano preferiblemente como fuente de combustible, usándose la corriente que comprende etano preferiblemente como alimentación para la unidad de craqueo a vapor, usándose la corriente que comprende propano preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de propano, usándose una corriente que comprende butanos preferiblemente como alimentación para una unidad de deshidrogenación de butano, usándose una corriente que comprende C1 menos preferiblemente como fuente de combustible y/o como fuente de hidrógeno, usándose una corriente que comprende C3 menos preferiblemente como alimentación para una unidad de deshidrogenación de propano, usándose una corriente que comprende C2-C3 preferiblemente como alimentación para una unidad de deshidrogenación de propano, usándose una corriente que comprende C1-C3 preferiblemente como alimentación para una unidad de deshidrogenación de propano, usándose una corriente que comprende butanos C1-C4 preferiblemente como alimentación para una unidad de deshidrogenación de butano, usándose una corriente que comprende C2-C4 butanos preferiblemente como alimentación para una unidad de deshidrogenación de butano, usándose una corriente que comprende C2 menos preferiblemente como alimentación para la unidad de craqueo a vapor, usándose una corriente que comprende C3-C4 preferiblemente como alimentación para una unidad de deshidrogenación de propano o butano o una unidad de deshidrogenación de propano y butano combinada, usándose una corriente que comprende C4 menos preferiblemente como alimentación para una unidad de deshidrogenación de butano.

Tal como se usa en el presente documento, el término "hidrocarburos C#" o "C#", donde "#" es un número entero positivo, pretende describir todos los hidrocarburos que tienen # átomos de carbono. Además, el término "hidrocarburos C#+" o "C#+" pretende describir todas las moléculas de hidrocarburo que tienen # o más átomos de carbono. Por consiguiente, el término "hidrocarburos C5+" pretende describir una mezcla de hidrocarburos "C5+" que tienen 5 o más átomos de carbono. Por consiguiente, el término "alcanos C5+" se refiere a alcanos que tienen 5 o más átomos de carbono. Por consiguiente, el término "hidrocarburos C# menos" o "C# menos" pretende describir una mezcla de hidrocarburos que tiene # o menos átomos de carbono y que incluye hidrógeno. Por ejemplo, el término "C2-" o "C2 menos" se refiere a una mezcla de etano, etileno, acetileno, metano e hidrógeno. Por ejemplo, el término C1-C3 se refiere a una mezcla que comprende C1, C2 y C3. Finalmente, el término "mezcla C4" pretende describir una mezcla de butanos, butenos y butadieno, es decir n-butano, i-butano, 1-buteno, cis- y trans-2-buteno, i-buteno y butadieno.

El término "olefina" se usa en el presente documento teniendo su significado ampliamente establecido. Por consiguiente, olefina se refiere a un compuesto hidrocarbonado insaturado que contiene al menos un doble enlace carbono-carbono. Preferiblemente, el término "olefinas" se refiere a una mezcla que comprende dos o más de etileno, propileno, butadieno, butileno-1, isobutileno, isopreno y ciclopentadieno.

El término "LPG" tal como se usa en el presente documento se refiere al acrónimo ampliamente establecido para el término "gas de petróleo licuado". El LPG consiste generalmente en una mezcla de hidrocarburos C3-C4, es decir una mezcla de hidrocarburos C3 y C4.

Uno de los productos petroquímicos producidos en el proceso de la presente invención es BTX. El término "BTX" tal como se usa en el presente documento se refiere a una mezcla de benceno, tolueno y xilenos. Preferiblemente, el producto producido en el proceso de la presente invención comprende hidrocarburos aromáticos útiles adicionales, tales como etilbenceno. Por consiguiente, la presente invención proporciona preferiblemente un proceso para producir una mezcla de benceno, tolueno, xilenos y etilbenceno ("BTXE"). El producto tal como se produce puede ser una mezcla física de los diferentes hidrocarburos aromáticos o puede someterse directamente a una separación adicional, por ejemplo, mediante destilación, para proporcionar diferentes corrientes de producto purificadas. Tal corriente de producto purificada puede incluir una corriente de producto de benceno, una corriente de producto de tolueno, una corriente de producto de xileno y/o una corriente de producto de etilbenceno.

Según el presente método, se produce una cantidad pequeña de metano y el metano puede usarse como combustible para los hornos de craqueo a vapor y de deshidrogenación. Cualquier material más pesado puede recircularse a las diferentes etapas del proceso descrito.

Según una realización preferida, el proceso comprende además alimentar al menos una corriente elegida del grupo de una corriente que comprende propano, una corriente que comprende C3-C4, una corriente que comprende C3 menos, una corriente que comprende butanos, una corriente que comprende C4 menos, una corriente que comprende C2-C3, una corriente que comprende C1-C3, una corriente que comprende C1-C4 y una corriente que comprende C2-C4 a al menos una unidad de deshidrogenación elegida del grupo de una unidad de deshidrogenación de butanos, una unidad de deshidrogenación de propano, una unidad de deshidrogenación de propano-butanos combinada o una combinación de unidades de las mismas.

Obsérvese que las corrientes mencionadas en el presente documento con el término "una corriente" se refieren a la corriente generada dentro del presente proceso, es decir estas corrientes no son del "exterior".

Según otra realización preferida, el proceso comprende además recuperar olefinas y compuestos aromáticos de la corriente de producto mixta separada.

Según una realización preferida, el proceso comprende además

tratar dicha alimentación de fase líquida en una segunda zona de hidrocrqueo en presencia de hidrógeno en condiciones eficaces para producir un segundo efluente que tiene un contenido en hidrógeno aumentado;

recuperar del segundo efluente de dicha segunda zona de hidrocrqueo una corriente que comprende BTXE, una corriente que comprende LPG y una corriente líquida residual. Una de las ventajas de una segunda zona de hidrocrqueo es que proporciona más control sobre la eficiencia y selectividad de las etapas de hidrocrqueo controlando la intensidad.

Según una realización preferida, el proceso comprende además craquear térmicamente dicha corriente líquida residual junto con dicha corriente de fase líquida en una zona de hidrocrqueo de residuo para producir un producto intermedio en suspensión. En la zona de hidrocrqueo de residuo, todas las fracciones hidrocarbonadas pesadas restantes se convierten en una alimentación más ligera que puede convertirse en LPG en una de las zonas de hidrocrqueo. Y estas corrientes que comprenden LPG se enviarán a una cualquiera de la unidad de craqueador a vapor y unidades de deshidrogenación.

Según una realización preferida, el proceso comprende además combinar la corriente que comprende LPG que procede de dicha primera zona de hidrocrqueo con la corriente que comprende LPG que procede de dicha segunda zona de hidrocrqueo.

Según una realización preferida, el proceso comprende además recuperar productos de vapor del producto intermedio en suspensión y combinar los productos de vapor así recuperados con la(s) corriente(s) que comprende(n) LPG.

Según una realización preferida, el proceso comprende además separar de los efluentes primero y segundo fracciones líquidas residuales y recircular dichas fracciones líquidas residuales a la entrada de la primera zona de hidrocrqueo y/o la segunda zona de hidrocrqueo. En otra realización, el efluente de gas/líquido de la zona de hidrocrqueo de suspensión puede recircularse a cualquiera de las unidades de proceso que se adapte mejor a la composición y presión de las respectivas corrientes similares en cuanto al efluente (más pesado que LPG) de la segunda zona de hidrocrqueo. Estas dos recirculaciones o bien pueden mezclarse conjuntamente o bien pueden mantenerse separadas de modo que puedan ir a diferentes ubicaciones de alimentación en el presente proceso integrado.

Se prefiere recuperar olefinas y compuestos aromáticos de la(s) corriente(s) de producto mixta(s) separada(s).

Según una realización preferida, el proceso comprende además recuperar metano de la corriente de producto mixta separada y recircular dicho metano al craqueador a vapor que debe usarse como combustible para quemadores y/o calentadores.

Según una realización preferida, el proceso comprende además recuperar y purificar hidrógeno de la(s) corriente(s) de producto mixta(s) separada(s) y recircularlo a la entrada de la primera y/o segunda zona de hidrocrqueo.

Según una realización preferida, el proceso comprende además recuperar fueloil de pirólisis de la(s) corriente(s) de producto mixta(s) separada(s) y recircular dicho fueloil de pirólisis a la entrada de dicha primera y/o segunda zona de hidrocrqueo, o incluso a la entrada de la zona de hidrocrqueo de residuo.

Un proceso muy común para la conversión de alcanos en olefinas implica "craqueo a vapor". Tal como se usa en el presente documento, el término "craqueo a vapor" se refiere a un proceso petroquímico en el que los hidrocarburos saturados se rompen en hidrocarburos más pequeños, a menudo insaturados, tales como etileno y propileno. En alimentaciones hidrocarbonadas gaseosas de craqueo a vapor como etano, propano y butanos, o mezclas de los mismos, (craqueo de gas) o alimentaciones hidrocarbonadas líquidas como nafta o gasóleo (craqueo de líquido) se diluye con vapor y se calienta brevemente en un horno sin la presencia de oxígeno. Normalmente, la temperatura de reacción es muy alta, de aproximadamente 850°C, pero solo se permite que la reacción tenga lugar muy brevemente, habitualmente con tiempos de residencia de 50-500 milisegundos. Preferiblemente, los compuestos hidrocarbonados etano, propano y butanos se craquean por separado en hornos especializados correspondientemente para garantizar el craqueo en condiciones óptimas. Tras alcanzar la temperatura de craqueo, el gas se extingue rápidamente para detener la reacción en un intercambiador de calor con línea de transferencia o dentro de un colector de extinción usando aceite para templar. El craqueo a vapor da como resultado la lenta deposición de coque, una forma de carbono, sobre las paredes del reactor. La descoquización requiere que el horno se aisle del proceso y entonces se hace pasar un flujo de vapor o una mezcla de vapor/aire a través de las bobinas del horno. Esto convierte la capa de carbono sólida dura en monóxido de carbono y dióxido de carbono. Una vez que se ha completado esta reacción, el horno se vuelve a poner en servicio. Los productos producidos mediante craqueo a vapor dependen de la composición de la alimentación, la relación de hidrocarburo con respecto a vapor y de la temperatura de craqueo y el tiempo de residencia en el horno. Las alimentaciones de hidrocarburos ligeros tales como etano, propano, butanos o nafta ligera proporcionan corrientes de producto ricas en las olefinas de

calidad para polímero más ligeras, incluyendo etileno, propileno y butadieno. El hidrocarburo más pesado (rango completo y fracciones de gasóleo y nafta pesada) también proporciona productos ricos en hidrocarburos aromáticos.

5 Para separar los diferentes compuestos hidrocarbonados producidos mediante craqueo a vapor, el gas de craqueo se somete a una unidad de fraccionamiento. Tales unidades de fraccionamiento se conocen ampliamente en la técnica y pueden comprender un denominado fraccionador de gasolina, en el que el destilado pesado (“aceite negro de carbono”) y el destilado central (“destilado craqueado”) se separan del destilado ligero y los gases. En la torre de extinción posterior, la mayor parte del destilado ligero producido mediante craqueo a vapor (“gasolina de pirólisis”) puede separarse de los gases condensando el destilado ligero. Posteriormente, los gases pueden someterse a 10 múltiples fases de compresión, en las que el resto del destilado ligero puede separarse de los gases entre las fases de compresión. También pueden eliminarse gases ácidos (CO₂ y H₂S) entre las fases de compresión. En una etapa siguiente, los gases producidos por pirólisis pueden condensarse parcialmente por fases de un sistema de refrigeración en cascada hasta aproximadamente cuando solo quede el hidrógeno en la fase gaseosa. Los diferentes compuestos hidrocarbonados pueden separarse posteriormente mediante destilación simple, siendo el etileno, propileno y las olefinas C₄ los productos químicos de alto valor más importantes producidos mediante 15 craqueo a vapor. El metano producido mediante craqueo a vapor se usa generalmente como gas combustible, el hidrógeno puede separarse y recircularse a procesos que consumen hidrógeno, tales como procesos de hidrocrqueo. El acetileno producido mediante craqueo a vapor se hidrogena selectivamente de manera preferible para dar etileno. Los alcanos comprendidos en el gas craqueado pueden recircularse al proceso para convertir 20 alcanos en olefinas.

El término “unidad de deshidrogenación de propano” tal como se usa en el presente documento se refiere a una unidad de proceso petroquímico, en la que una corriente de alimentación de propano se convierte en un producto que comprende propileno e hidrógeno. Por consiguiente, el término “unidad de deshidrogenación de butano” se 25 refiere a una unidad de proceso para convertir una corriente de alimentación de butano en olefinas C₄. En conjunto, los procesos para la deshidrogenación de alcanos inferiores, tales como propano y butanos, se describen como un proceso de deshidrogenación de alcanos inferiores. Los procesos para la deshidrogenación de alcanos inferiores se conocen ampliamente en la técnica e incluyen procesos de hidrogenación oxidativa y procesos de deshidrogenación no oxidativa. En un proceso de deshidrogenación oxidativa, el calor de proceso se proporciona mediante la oxidación parcial del/de los alcano(s) inferior(es) en la alimentación. En un proceso de deshidrogenación no oxidativa, que se prefiere en el contexto de la presente invención, el calor de proceso para la reacción de deshidrogenación endotérmica se proporciona mediante fuentes de calor externas, tales como gases de combustión calientes obtenidos quemando gas combustible o vapor. Por ejemplo, el proceso UOP Oleflex permite la 30 deshidrogenación de propano para formar propileno y de (iso)butano para formar (iso)butileno (o mezclas de los mismos) en presencia de un catalizador que contiene platino soportado sobre alúmina en un reactor de lecho móvil; véase, por ejemplo, el documento US 4.827.072. El proceso Uhde STAR permite la deshidrogenación de propano para formar propileno o de butano para formar butileno en presencia de un catalizador de platino promovido, soportado sobre una espinela de cinc-alúmina; véase, por ejemplo, el documento US 4.926.005. El proceso STAR se ha mejorado recientemente aplicando el principio de la oxideshidrogenación. En una zona adiabática secundaria en el reactor, parte del hidrógeno del producto intermedio se convierte selectivamente con oxígeno añadido para formar agua. Esto desplaza el equilibrio termodinámico a una mayor conversión y alcanza un rendimiento superior. También el calor externo requerido para la reacción de deshidrogenación endotérmica se suministra parcialmente mediante la conversión de hidrógeno exotérmica. El proceso Lummus Catofin emplea un número de reactores de lecho fijo que funcionan en un régimen cíclico. El catalizador es alúmina activada impregnada con el 18-20% en 35 peso de cromo; véanse, por ejemplo, los documentos EP 0 192 059 A1 y GB 2 162 082 A. Se notifica que el proceso Catofin es robusto y puede manejar impurezas que contaminarían un catalizador de platino. Los productos producidos mediante un proceso de deshidrogenación de butano dependen de la naturaleza de la alimentación de butano y el proceso de deshidrogenación de butano usado. También, el proceso Catofin permite la deshidrogenación de butano para formar butileno; véase, por ejemplo, el documento US 7.622.623. 40 45 50

Otros aspectos, realizaciones y ventajas del proceso de la presente invención se comentan en detalle a continuación. Además, debe entenderse que tanto la información anterior como la descripción detallada que sigue son ejemplos meramente ilustrativos de diversos aspectos y realizaciones, y pretenden proporcionar un resumen o contexto para entender la naturaleza y el carácter de las características y realizaciones reivindicadas. El dibujo 55 adjunto es ilustrativo y se proporciona para entender adicionalmente los diversos aspectos y realizaciones del proceso de la invención.

Un diagrama de flujo de proceso que incluye un proceso y sistema de hidroprocesamiento integrado tal como se indica mediante el número de referencia 101 se muestra en la figura 1. El sistema integrado 101 incluye generalmente una zona de hidroprocesamiento selectiva, una zona de pirólisis de vapor, una zona de separación de 60 producto y una zona de hidrocrqueo de residuo.

La zona de hidroprocesamiento selectiva incluye una zona de reacción de hidroprocesamiento 4, es decir una primera unidad de zona de hidrocrqueo, que tiene una entrada para recibir una mezcla 3 que contiene una 65 alimentación de crudo 1, una corriente de producto líquido residual 36, 37, hidrógeno 48, 43 e hidrógeno de reposición según sea necesario (no mostrado). La zona de reacción de hidroprocesamiento 4 incluye además una

salida para descargar un efluente hidroprocesado 5. El efluente hidroprocesado 5 puede recircularse parcialmente como corriente 37 a la entrada de la zona de reacción de hidroprocesamiento 5, es decir una primera unidad de zona de hidrocraqueo.

5 La parte restante 6 de los efluentes de reactor 5 de la zona de reacción de hidroprocesamiento 4 se envía a un separador de alta presión 7. Las partes superiores del separador 9 se limpian en una unidad de amina 45 y una corriente de gas rica en hidrógeno resultante 46 se hace pasar a un compresor de recirculación 47 que debe usarse como gas de recirculación 48 en el primer reactor de hidroprocesamiento 4. Una corriente de cola 8 del separador de alta presión 7, que está en una fase sustancialmente líquida, se enfría y se introduce como corriente 10 en un separador frío de baja presión 12, en el que se separa en una corriente de gas 13, es decir una corriente que comprende LPG, y una corriente de líquido 14. Una fase líquida residual 11 del separador de alta presión 7 y una fase líquida residual 15 del separador frío de baja presión 12 pueden recircularse a la entrada de la zona de reacción de hidroprocesamiento 4, es decir una primera unidad de zona de hidrocraqueo. Los gases 13 del separador frío de baja presión 12 incluyen hidrógeno, H₂S, NH₃ y cualquier hidrocarburo ligero, tal como hidrocarburos C1-C4.

15 La corriente que comprende LPG 13 se separa adicionalmente en la unidad 19 en corrientes individuales 20, 21, 22 tales como una o más corrientes elegidas del grupo de una corriente que comprende hidrógeno, una corriente que comprende metano, un vapor que comprende etano, una corriente que comprende butanos, una corriente que comprende propano, una corriente que comprende C1 menos, una corriente que comprende C3 menos, una corriente que comprende C1-C2, una corriente que comprende C3-C4, una corriente que comprende C2-C3, una corriente que comprende C1-C3, una corriente que comprende C1-C4, una corriente que comprende C2-C4, una corriente que comprende C2 menos, una corriente que comprende C4 menos. Aunque se han mostrado un número restringido de corrientes individuales 20, 21, 22, está claro que la invención no está restringida a un número específico de corrientes individuales. La corriente 20, es decir una fracción de componentes ligeros que procede de la separación unidad 19 se envía preferiblemente a una unidad de craqueador a vapor de gas 51. La corriente de efluente 52 de la unidad de craqueador a vapor de gas 51 se envía a una sección de separación 41. Estos vapores individuales 21, 22 se procesan adicionalmente en la unidad 38, debiendo entenderse la unidad 38 como un grupo de unidades elegidas de una unidad de deshidrogenación de butanos, una unidad de deshidrogenación de propano una unidad de deshidrogenación de propano-butanos combinada o una combinación de unidades de las mismas para producir una corriente de producto mixta 39. La unidad 38 también comprende una sección de separación 41 para separar la(s) corriente(s) de producto mixta(s) 39 y recuperar, por ejemplo, varias corrientes 40, 44, 72, incluyendo olefinas y compuestos aromáticos, de la corriente de producto mixta separada 39. Aunque se han mostrado un número restringido de corrientes individuales 40, 44, 72, queda claro que la invención no está restringida a un número específico de corrientes individuales. La corriente 42 comprende principalmente hidrógeno. La sección de separación 41 puede comprender varias unidades de separación. Una corriente que comprende una parte de metano se separa en la unidad 41 y se recircula al craqueador a vapor y/o las unidades de deshidrogenación de la unidad 38 que debe usarse allí como combustible para quemadores y/o calentadores. La corriente que comprende hidrógeno 42 se hace pasar entonces a una unidad de purificación de hidrógeno 49, tal como una unidad de adsorción por oscilación de presión (PSA) para obtener una corriente de hidrógeno 43 que tiene una pureza del 99,9%+, o una unidad de separación de membrana para obtener una corriente de hidrógeno 43 con una pureza de aproximadamente el 95%, o cualquier otra tecnología de purificación de hidrógeno para alcanzar la pureza de hidrógeno deseada. La corriente de hidrógeno purificada 43 se recircula entonces de vuelta para servir como parte principal del hidrógeno requerido para la zona de reacción de hidroprocesamiento 4, o una parte 50 de la misma se recircula de vuelta para servir como parte principal del hidrógeno requerido para la segunda zona de hidrocraqueo 24. Toda o una parte de la corriente de líquido 16 sirve como alimentación a la segunda zona de hidrocraqueo 24. La segunda zona de hidrocraqueo 24 produce un segundo efluente, que comprende una corriente que comprende BTXE 25, una corriente que comprende LPG 23 y una corriente residual de líquido 27. La corriente 27 puede dividirse en una corriente que debe enviarse a la zona de hidroprocesamiento en suspensión 31 y una corriente que debe recircularse a la entrada de la primera zona de hidrocraqueo 4.

50 En realizaciones adicionales, se incluye una zona de separación 17 aguas arriba de las secciones 24. La corriente 16 se fracciona, por ejemplo, mediante destilación o evaporación instantánea, para dar una fase líquida residual 28 (que debe enviarse a la unidad 29) y una fase de líquido 18 (que debe enviarse a la segunda zona de hidrocraqueo 24).

55 Aunque la segunda zona de hidrocraqueo 24 se ha mostrado aquí como caja individual, en la presente descripción el número de referencia 24 debe entenderse como zona de hidrocraqueo, es decir una zona de hidrocraqueo que comprende una o más unidades elegidas del grupo de hidrocraqueo de alimentación (FHC), hidrocraqueo de gasolina (GHC), apertura de anillos aromáticos, hidrocraqueo (gasóleo) e hidrocraqueo de residuo (residuo de vacío), incluyendo secciones de separación.

60 En un proceso que emplea la disposición mostrada en la figura 1, una materia prima de crudo 1 y productos líquidos pesados residuales 36, 37 se mezclan con una cantidad eficaz de hidrógeno 48, 43 (y opcionalmente hidrógeno de reposición, no mostrado), y la mezcla se carga en la entrada de una zona de reacción de hidroprocesamiento selectiva 4 a una temperatura en el intervalo de desde 200°C hasta 600°C.

La zona de reacción de hidroprocesamiento 4 funciona con parámetros eficaces para hidrodesmetalizar, hidrodesaromatizar, hidrodesnitrogenar, hidrodesulfurizar y/o hidrocraquear la materia prima de petróleo, que en determinadas realizaciones es crudo. En determinadas realizaciones, el hidroprocesamiento se lleva a cabo usando las siguientes condiciones: temperatura de funcionamiento en el intervalo de desde 200°C hasta 600°C; presión de funcionamiento en el intervalo de desde 0,2 - 20 MPa; y una velocidad espacial horaria de líquido (LHSV) en el intervalo de desde 0,1 h⁻¹ hasta 10 h⁻¹.

La alimentación a la zona de hidrocraqueo de residuo incluye combinaciones de corrientes 34, que proceden de la recuperación de productos valiosos de la corriente de producto mixta 39, la corriente 27 que procede de la segunda zona de hidrocraqueo 24, la corriente 28 que comprende líquido pesado residual. Esta alimentación combinada se procesa en la zona de hidroprocesamiento en suspensión 31, opcionalmente por medio de una zona de mezclado 29. En la zona de mezclado 29, la(s) fracción(s) residual líquida(s) se mezcla(n) con un residuo no convertido en suspensión 33 que incluye las partículas activas de catalizador para formar la alimentación de la zona de hidroprocesamiento en suspensión 31. Esta alimentación 30 se revaloriza entonces en la zona de hidroprocesamiento en suspensión 31 en presencia de hidrógeno (no mostrado) para producir un producto intermedio en suspensión 32 que incluye destilados medios. En determinadas realizaciones, la zona de hidroprocesamiento en suspensión 31 está bajo un bucle de alta presión común con uno o más reactores en la zona de hidroprocesamiento 4 y/o la segunda zona de hidrocraqueo 24. El producto intermedio en suspensión 32 se recircula, por medio de la unidad de separación 70, y preferiblemente separado en una corriente gaseosa 71 y una corriente 73, pero también puede entrar directamente en cualquiera de las alimentaciones a los hidrocraqueadores individuales en la segunda zona de hidrocraqueo 24 que mejor se adapte a la composición de alimentación. Una corriente 71 de este tipo puede combinarse con otras corrientes que comprenden LPG 13, 23. La corriente 73 se mezcla preferiblemente con el efluente de la unidad 17 antes del procesamiento en la segunda zona de hidrocraqueo 24 para la conversión.

En una realización en la que no está presente la segunda zona de hidrocraqueo 24, la corriente de líquido 16 (ahora como corriente 28) se craquea térmicamente en una zona de hidrocraqueo de residuo o de hidroprocesamiento en suspensión 31 para producir un producto intermedio en suspensión 32.

Tal como se mencionó anteriormente, la segunda zona de hidrocraqueo 24 es una zona de hidrocraqueo que comprende una o más unidades elegidas del grupo de hidrocraqueo de alimentación (FHC), hidrocraqueo de gasolina (GHC), apertura de anillos aromáticos, hidrocraqueo (gasóleo) e hidrocraqueo de residuo (residuo de vacío). Las condiciones de FHC preferidas incluyen una temperatura de 300-550°C, una presión de 300-5000 kPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,1-10 h⁻¹. Condiciones de hidrocraqueo de alimentación (FHC) más preferidas incluyen una temperatura de 300-450°C, una presión de 300-5000 kPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,1-10 h⁻¹. Condiciones de FHC incluso más preferidas optimizadas para la apertura de anillos de hidrocarburos aromáticos incluyen una temperatura de 300-400°C, una presión de 600-3000 kPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,2-2 h⁻¹. Las condiciones de hidrocraqueo de gasolina (GHC) preferidas incluyen una temperatura de 300-580°C, más preferiblemente de 400-580°C e incluso más preferiblemente de 430-530°C, una presión de 0,3-5 MPa manométricos, más preferiblemente a una presión de 0,6-3 MPa manométricos, de manera particularmente preferible a una presión de 1-2 MPa manométricos y lo más preferiblemente a una presión de 1,2-1,6 MPa manométricos, y una velocidad espacial horaria en peso (WHSV) de 0,1-20 h⁻¹, más preferiblemente a una velocidad espacial horaria en peso de 0,2-15 h⁻¹ y lo más preferiblemente a una velocidad espacial horaria en peso de 0,4-10 h⁻¹. El proceso de apertura de anillos aromáticos (proceso ARO, véase, por ejemplo, el documento US 7.513.988) puede comprender la saturación de anillos aromáticos a una temperatura de 100-500°C, preferiblemente 200-500°C, más preferiblemente 300-500°C, una presión de 2-10 MPa junto con el 1-30% en peso, preferiblemente el 5-30% en peso de hidrógeno (en relación con la materia prima hidrocarbonada) en presencia de un catalizador de hidrogenación aromático y la escisión de anillos a una temperatura de 200-600°C, preferiblemente 300-400°C, una presión de 1-12 MPa junto con el 1-20% en peso de hidrógeno (en relación con la materia prima hidrocarbonada) en presencia de un catalizador de escisión de anillos, en el que dicha saturación de anillos aromáticos y dicha escisión de anillos pueden realizarse en un reactor o en dos reactores consecutivos. Las condiciones de proceso usadas para hidrocraquear incluyen generalmente una temperatura de proceso de 200-600°C, presiones elevadas de 0,2-20 MPa, velocidades espaciales de entre 0,1-20 h⁻¹.

REIVINDICACIONES

- 1.- Un proceso de hidro craqueo integrado para la producción de productos petroquímicos olefínicos y aromáticos a partir de una materia prima hidrocarbonada que comprende crudo, comprendiendo el proceso:
- 5 tratar la materia prima que comprende crudo y un producto líquido residual en una primera zona de hidro craqueo en presencia de hidrógeno en condiciones eficaces para producir un primer efluente que tiene un contenido en hidrógeno aumentado;
- 10 separar el primer efluente en una corriente que comprende LPG y una corriente de fase líquida;
- separar dicha corriente que comprende LPG en una o más corrientes elegidas del grupo de una corriente que comprende hidrógeno, una corriente que comprende metano, un vapor que comprende etano, una corriente que comprende butanos, una corriente que comprende propano, una corriente que comprende C1 menos, una corriente que comprende C3 menos, una corriente que comprende C1-C2, una corriente que comprende C3-C4, una corriente que comprende C2-C3, una corriente que comprende C1-C3, una corriente que comprende C1-C4, una corriente que comprende C2-C4, una corriente que comprende C2 menos, una corriente que comprende C4 menos;
- 15 procesar adicionalmente una o más de las corrientes así obtenidas en una unidad de craqueador a vapor y al menos una unidad elegida del grupo de una unidad de deshidrogenación de butanos, una unidad de deshidrogenación de propano, una unidad de deshidrogenación de propano-butanos combinada o una combinación de unidades de las mismas para producir corriente(s) de producto mixta(s), en las que una o más corrientes elegidas del grupo de dicha corriente que comprende etano, dicha corriente que comprende C2 menos y dicha corriente que comprende C1-C2 se alimenta a dicha unidad de craqueador a vapor, y las que dichas corrientes que comprenden propano y butano se alimentan a dichas unidades de deshidrogenación;
- 20 alimentar la(s) corriente(s) de producto mixta(s) desde dicha unidad de craqueador a vapor y al menos una unidad elegida del grupo de dicha unidad de deshidrogenación de butanos, dicha unidad de deshidrogenación de propano y dicha unidad de deshidrogenación de propano-butanos combinada o una combinación de unidades de las mismas, a una segunda sección de separación;
- 30 craquear térmicamente la corriente de fase líquida en una zona de hidro craqueo de residuo para producir un producto intermedio en suspensión;
- 35 separar la(s) corriente(s) de producto mixta(s) para recuperar olefinas y compuestos aromáticos.
- 2.- El proceso según la reivindicación 1, que comprende además alimentar al menos una corriente elegida del grupo de dicha corriente que comprende etano, dicha corriente que comprende C1-C2 y dicha corriente que comprende C2 menos a dicha unidad de craqueador a vapor.
- 40 3.- El proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1-2, que comprende además alimentar al menos una corriente elegida del grupo de dicha corriente que comprende propano, dicha corriente que comprende C3-C4, dicha corriente que comprende C3 menos, dicha corriente que comprende butanos, dicha corriente que comprende C4 menos, dicha corriente que comprende C2-C3, dicha corriente que comprende C1-C3, dicha corriente que comprende C1-C4 y dicha corriente que comprende C2-C4 a al menos una unidad de deshidrogenación elegida del grupo de dicha unidad de deshidrogenación de butanos, dicha unidad de deshidrogenación de propano, dicha unidad de deshidrogenación de propano-butanos combinada o una combinación de unidades de las mismas.
- 45 4.- El proceso según la reivindicación 1, que comprende además:
- 50 tratar dicha alimentación de fase líquida en una segunda zona de hidro craqueo en presencia de hidrógeno en condiciones eficaces para producir un segundo efluente que tiene un contenido en hidrógeno aumentado;
- recuperar del segundo efluente de dicha segunda zona de hidro craqueo una corriente que comprende BTXE, una corriente que comprende LPG y dicha corriente líquida residual.
- 55 5.- El proceso según la reivindicación 4, que comprende además craquear térmicamente dicha corriente líquida residual junto con dicha corriente de fase líquida en una zona de hidro craqueo de residuo para producir un producto intermedio en suspensión.
- 60 6.- El proceso según la reivindicación 4, que comprende además combinar la corriente que comprende LPG que procede de dicha primera zona de hidro craqueo con la corriente que comprende LPG que procede de dicha segunda zona de hidro craqueo.

- 7.- El proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, que comprende además recuperar productos de vapor del producto intermedio en suspensión y combinar los productos de vapor así recuperados con la(s) corriente(s) que comprende(n) LPG.
- 5 8.- El proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, que comprende además separar del primer efluente que procede de dicha primera zona de hidro craqueo y del segundo efluente que procede de dicha segunda zona de hidro craqueo fracciones líquidas residuales y recircular dichas fracciones líquidas residuales a la entrada de la primera zona de hidro craqueo y/o segunda zona de hidro craqueo.
- 10 9.- El proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, que comprende además recuperar metano de la(s) corriente(s) de producto mixta(s) separada(s) y recircular dicho metano al craqueador a vapor que debe usarse como combustible para quemadores y/o calentadores.
- 15 10.- El proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, que comprende además recuperar y purificar hidrógeno de la(s) corriente(s) de producto mixta(s) separada(s) y recircularlo a la entrada de la primera y/o segunda zona de hidro craqueo.
- 20 11.- El proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, que comprende además recuperar fueloil de pirólisis de la(s) corriente(s) de producto mixta(s) separada(s) y recircular dicho fueloil de pirólisis a la entrada de dicha primera y/o segunda zona de hidro craqueo.
- 25 12.- El proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, en el que la primera zona de hidro craqueo se hace funcionar a una temperatura de funcionamiento en el intervalo de desde 200°C hasta 600°C, una presión de funcionamiento en el intervalo de desde 0,2 - 20 MPa y una velocidad espacial horaria de líquido (LHSV) en el intervalo de desde 0,1 h⁻¹ hasta 10 h⁻¹.
- 30 13.- El proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones 4-12, en el que dicha segunda zona de hidro craqueo es una zona de hidro craqueo que comprende una o más unidades elegidas del grupo de hidro craqueo de alimentación (FHC), hidro craqueo de gasolina (GHC), apertura de anillos aromáticos, hidro craqueo (gasóleo) e hidro craqueo de residuo (residuo de vacío).
- 35 14.- El proceso según la reivindicación 13, en el que las condiciones de FHC incluyen una temperatura de 300-550°C, una presión de 300-5000 kPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,1-10 h⁻¹, en el que las condiciones de hidro craqueo de gasolina (GHC) incluyen una temperatura de 300-580°C, una presión de 0,3-5 MPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso (WHSV) de 0,1-20 h⁻¹, en el que el proceso de apertura de anillos aromáticos comprende la saturación de anillos aromáticos a una temperatura de 100-500°C, una presión de 2-10 MPa junto con el 1-30% en peso de hidrógeno en presencia de un catalizador de hidrogenación aromático y la escisión de anillos a una temperatura de 200-600°C, una presión de 1-12 MPa junto con el 1-20% en peso de hidrógeno en presencia de un catalizador de escisión de anillos, en el que las condiciones de proceso para hidro craquear incluyen una temperatura de proceso de 200-600°C, presiones elevadas de 0,2-20 MPa, velocidades espaciales de entre 0,1-20 h⁻¹, refiriéndose la cantidad de hidrógeno a la materia prima hidro carbonada.
- 40

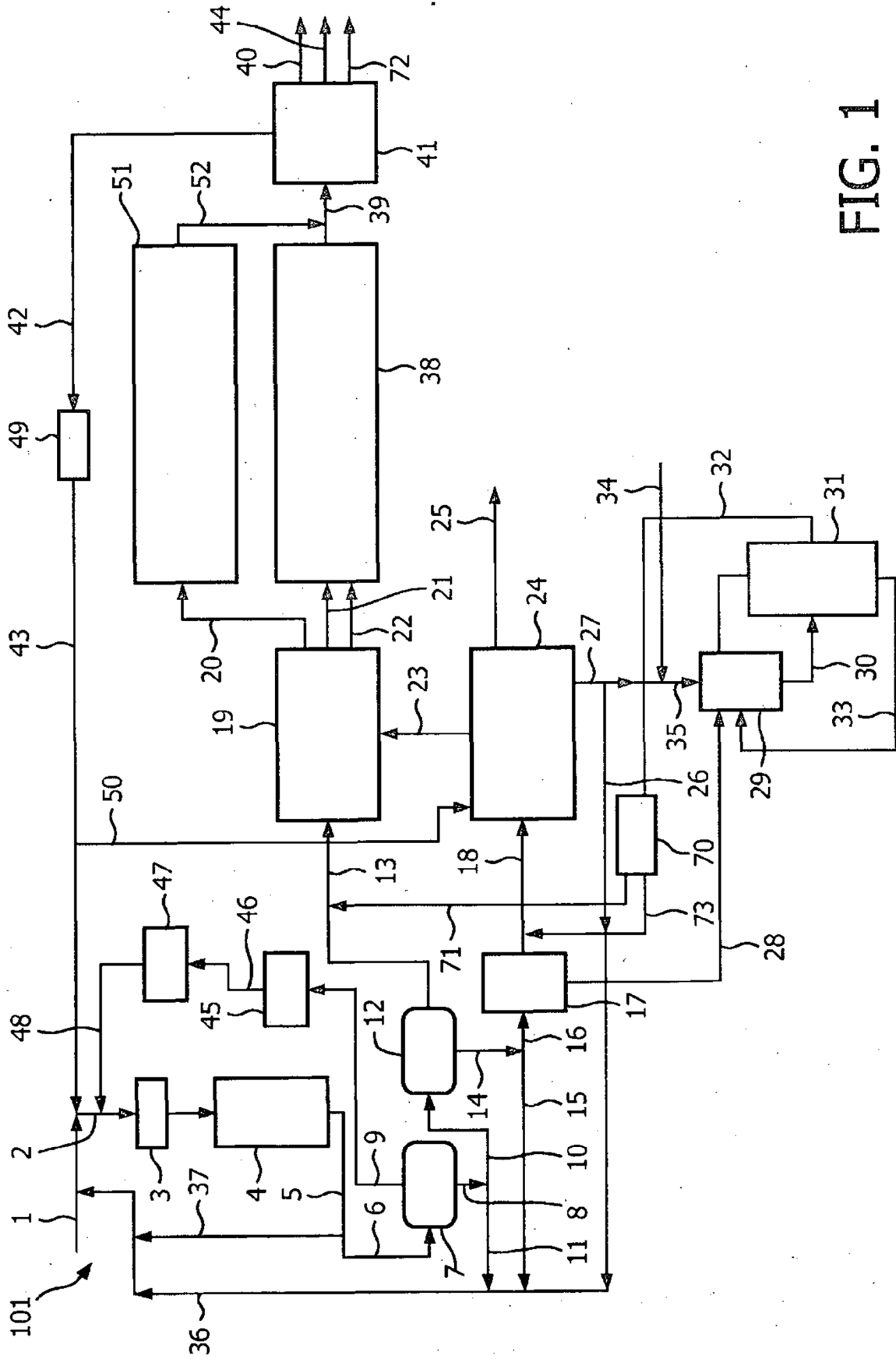


FIG. 1