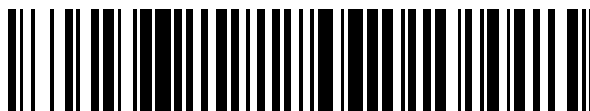


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 701 819**

51 Int. Cl.:

C10G 65/00 (2006.01)

C10G 65/10 (2006.01)

C10G 65/12 (2006.01)

C10G 47/00 (2006.01)

C10G 9/36 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.12.2014 PCT/EP2014/079207**

87 Fecha y número de publicación internacional: **03.09.2015 WO15128038**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.12.2014 E 14825350 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **26.09.2018 EP 3110917**

54 Título: **Método para convertir una materia prima hidrocarbonada de alto punto de ebullición en productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición**

30 Prioridad:

25.02.2014 EP 14156630

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

26.02.2019

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;
NARAYANASWAMY, RAVICHANDER y
WARD, ANDREW MARK**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 701 819 T3

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

DESCRIPCIÓN

Método para convertir una materia prima hidrocarbonada de alto punto de ebullición en productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición

5 La presente invención se refiere a un proceso para convertir una materia prima hidrocarbonada de alto punto de ebullición en productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición. Más detalladamente, la presente invención se refiere a un proceso para convertir hidrocarburos, especialmente hidrocarburos procedentes de operaciones de refinería, tal como, por ejemplo, una unidad de destilación atmosférica o una unidad de craqueo catalítico fluido (FCC), en hidrocarburos hidrocraqueados de menor punto de ebullición que tienen un punto de ebullición menor que el del naftaleno e inferior.

15 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.

40 La patente estadounidense n.º 3.317.419 se refiere a un proceso para el hidrorrefinado de una reserva de carga de hidrocarburos que comprende hidrocarburos que experimenta ebullición por encima del intervalo de ebullición de la gasolina, proceso que comprende las etapas de: (a) someter a hidrocrqueo e hidrorrefinado dicha reserva de carga en mezcla con hidrógeno en una primera zona de reacción que contiene un material compuesto catalítico de hidrorrefinado; (b) separar el efluente de producto normalmente líquido de dicha primera zona de reacción en una primera fracción ligera y una fracción más pesada; (c) combinar al menos una parte de dicha primera fracción ligera con una mezcla de hidrocarburos y hacer reaccionar la mezcla resultante con hidrógeno a una temperatura dentro de dicho intervalo en una segunda zona de reacción que contiene un material compuesto catalítico de hidrorrefinado y mantenida en condiciones de conversión menos rigurosas que dicha primera zona; (d) separar el efluente de producto normalmente líquido de dicha segunda zona de reacción en una segunda fracción ligera y una segunda fracción pesada hidrorrefinada; (e) combinar al menos una parte de dicha segunda fracción ligera con una mezcla de hidrocarburos, hacer reaccionar la mezcla resultante con hidrógeno en una tercera zona de reacción que contiene un material compuesto catalítico de hidrorrefinado y mantenida en condiciones para efectuar un hidrorrefinado hidrogenante de dicha mezcla dentro de un hidrocrqueo mínimo; y, (f) separar el efluente de producto de dicha tercera zona de reacción en una fase normalmente gaseosa y una tercera fracción pesada hidrorrefinada.

55 El documento GB 1.161.725 se refiere un proceso para producir selectivamente hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la gasolina mediante hidrocrqueo que comprende poner en contacto en condiciones de hidrocrqueo una alimentación hidrocarbonada de petróleo pesada con un catalizador de hidrocrqueo de base amorfa y un catalizador de hidrocrqueo de base de zeolita, llevándose a cabo dicho contacto en una serie de lechos de catalizador, en los que dicho catalizador de base amorfa se separa de dicho catalizador de base de zeolita, recuperar un efluente normalmente líquido del último lecho de catalizador, separar una fracción en el intervalo de ebullición de la gasolina de dicho efluente líquido, y recircular al menos una parte del efluente líquido que experimenta ebullición por encima del intervalo de la gasolina para entrar en contacto con el lecho de catalizador de hidrocrqueo de base amorfa. Las condiciones en la primera fase de hidrocrqueo se mantienen a una temperatura en el intervalo de entre 550 F y 750 F y una presión total en el intervalo de entre 1000 psig y 3000 psig, mientras que las condiciones en la segunda fase de hidrocrqueo son similares, es decir mantenidas a una temperatura de entre 550 F y 750 F, y una presión total de entre 1000 psig y 2000 psig.

65

La patente estadounidense n.º 3,360,456 se refiere a un proceso para el hidrocrqueo de hidrocarburos en dos fases para producir gasolina con un consumo reducido de hidrógeno, en el que las condiciones de temperatura en la primera fase de hidrocrqueo son superiores a las condiciones de temperatura en la segunda fase de hidrocrqueo.

5 El documento GB 1.020.595 se refiere a un proceso para la producción de naftaleno y benceno que comprende hacer pasar una materia prima, que contiene hidrocarburos aromáticos sustituidos con alquilo que experimentan ebullición dentro del intervalo 200-600 F y que comprende tanto alquilbencenos como alquilnaftalenos, a un primer hidrocrqueador a una temperatura de desde 800 hasta 1100 F, una presión de desde 150 hasta 1000 psig, o en ausencia de un catalizador a una temperatura de desde 1000 hasta 1100 F, una presión de desde 150 hasta 1000 psig, someter el producto craqueado a hidrocrqueo en un segundo hidrocrqueador o bien en presencia de un catalizador a una temperatura de desde 900 hasta 1200 F, una presión de desde 150 hasta 1000 psig o bien en ausencia de un catalizador a una temperatura de desde 1100 hasta 1800 F y una presión de desde 50 hasta 2500 psig.

15 La patente estadounidense n.º 3.660.270 se refiere a un proceso para producir gasolina que comprende hidrocrquear un destilado de petróleo en una primera zona de conversión, separar el efluente de la primera zona de conversión en una fracción de nafta ligera, una segunda fracción que tiene un punto de ebullición inicial de entre 180 y 280 F, y un punto de ebullición final de entre aproximadamente 500' y 600 F., y una tercera fracción pesada, hidrocrquear y deshidrogenar la segunda fracción en una segunda zona de conversión en presencia de un catalizador y recuperar de la segunda zona de conversión al menos un producto de nafta.

La solicitud de patente estadounidense n.º 2007/112237 se refiere a un método de preparación de hidrocarburos aromáticos y gas de petróleo licuado (LPG) a partir de una mezcla de hidrocarburos, que comprende las siguientes etapas de: (a) introducir una mezcla de materias primas hidrocarbonadas e hidrógeno en al menos una zona de reacción; (b) convertir la mezcla de materias primas hidrocarbonadas en presencia de un catalizador en (i) un compuesto hidrocarbonado no aromático que es rico en LPG a través de hidrocrqueo y en (ii) un compuesto hidrocarbonado aromático que es rico en benceno, tolueno y xileno (BTX) a través de desalquilación/transalquilación dentro de la zona de reacción; y (c) recuperar el LPG y el compuesto hidrocarbonado aromático, respectivamente de los productos de reacción de la etapa (b) a través de separación de gas-líquido y destilación.

El documento WO2008/043066 se refiere a un proceso para producir uno o más combustibles de destilado medio, que incluye (a) deshidrogenar/aromatizar una corriente de nafta parafínica para dar una composición que contiene olefinas e hidrocarburos aromáticos (b) someter las olefinas y los componentes aromáticos a alquilación aromática, y (c) separar los compuestos alquilaromáticos del intervalo de destilado medio.

La patente estadounidense n.º 5.603.824 se refiere a un método de hidroprocesamiento integrado, en el que el hidrocrqueo, el desparafinado y la desulfuración tienen todos lugar en un único reactor vertical de dos lechos, en el que un destilado se divide en fracciones pesada y ligera, sometándose la fracción pesada a hidrocrqueo y desulfurándose parcialmente en el lecho de reactor superior, y el efluente del lecho superior se combina entonces con la fracción ligera y se introduce por cascada en el lecho de reactor inferior, donde tiene lugar el desparafinado para una reducción del punto de fluidez y una desulfuración adicional.

La solicitud de patente estadounidense n.º 2003/221990 se refiere a un proceso para la producción de productos ligeros, tales como gas y nafta, procesando queroseno en una segunda fase de un hidrocrqueador de múltiples fases, en el que el queroseno, el diésel y la nafta de otras fuentes se incluyen en la recirculación, y las fases de hidroprocesamiento posteriores se mantienen a presiones menores que la fase de hidroprocesamiento inicial.

Convencionalmente, el crudo se procesa, por medio de destilación, para dar varios cortes tales como nafta, gasóleos y residuos. Cada uno de estos cortes tiene varios usos potenciales. tal como para producir combustibles para transporte, tales como gasolina, diésel y queroseno o como alimentaciones para algunos productos petroquímicos y otras unidades de procesamiento.

Los cortes de crudo ligeros, tales como las naftas y algunos gasóleos, pueden usarse para producir olefinas ligeras y compuestos aromáticos de un solo anillo por medio de procesos, tal como craqueo al vapor, en el que la corriente de alimentación hidrocarbonada se evapora y se diluye con vapor y entonces se expone a una temperatura muy alta (de 800°C a 860°C) en tubos (de reactor) de horno de tiempo de residencia corto (<1 segundo). En un proceso de este tipo, las moléculas de hidrocarburo en la alimentación se transforman en moléculas (en promedio) más cortas y moléculas con relaciones de hidrógeno con respecto a carbono menores (tales como olefinas) en comparación con las moléculas de la alimentación. Este proceso también genera hidrógeno como subproducto útil y cantidades significativas de coproductos de menor valor, tales como metano y compuestos aromáticos C9+ y especies aromáticas condensadas (que contienen dos o más anillos aromáticos que comparten bordes).

Normalmente, las corrientes ricas en compuestos aromáticos más pesadas (o de mayor punto de ebullición), tales como los residuos, se procesan adicionalmente en una refinería de crudo para maximizar los rendimientos de productos más ligeros (destilables) del crudo. Este procesamiento puede llevarse a cabo mediante procesos tales como el hidrocrqueo (mediante el cual la alimentación de hidrocrqueador se expone a un catalizador adecuado en

condiciones que dan como resultado que alguna fracción de las moléculas de la alimentación se rompa en moléculas de hidrocarburo más cortas con la adición simultánea de hidrógeno). El hidrocrqueo de corriente de refinería pesada se lleva a cabo normalmente a altas presiones y temperaturas y por tanto tiene un alto coste capital.

5 Un aspecto de una combinación de este tipo de destilación de crudo y craqueo al vapor de los cortes de destilación más ligeros son los costes de capital y otros asociados con la destilación fraccionada de crudo. Los cortes de crudo más pesados (es decir aquellos que experimentan ebullición más allá de ~350°C) son relativamente ricos en especies aromáticas sustituidas y especialmente especies aromáticas condensadas sustituidas (que contienen dos o más anillos aromáticos que comparten bordes) y en condiciones de craqueo al vapor estos materiales producen
10 cantidades sustanciales de subproductos pesados, tales como compuestos aromáticos C9+ y compuestos aromáticos condensados. Por tanto, una consecuencia de la combinación convencional de destilación de crudo y craqueo al vapor es que una fracción sustancial del crudo, por ejemplo, el 50% en peso, no se procesa por medio del craqueador al vapor, ya que se considera que el rendimiento de craqueo de productos valiosos a partir de cortes más pesados no es suficientemente alto.

15 Otro aspecto del hidrocrqueo convencional de corrientes de refinería pesadas, tales como los residuos, es que se lleva a cabo normalmente en condiciones de compromiso, que se eligen para conseguir la conversión global deseada. Como las corrientes de alimentación contienen una mezcla de especies con una gama de facilidad de craqueo, esto da como resultado que alguna fracción de los productos destilables formados mediante hidrocrqueo de especies hidrocrqueadas de manera relativamente fácil se convierta adicionalmente en las condiciones
20 necesarias para hidrocrquear especies más difíciles de hidrocrquear. Esto aumenta el consumo de hidrógeno y las dificultades de gestión de calor asociadas con el proceso. Esto también aumenta el rendimiento de moléculas ligeras, tal como metano, a costa de especies más valiosas.

25 Las solicitudes de patente estadounidense n.º 2012/0125813, US 2012/0125812 y US 2012/0125811 se refieren a un proceso para craquear una alimentación hidrocarbonada pesada que comprende una etapa de vaporización, una etapa de destilación, una etapa de coquización, una etapa de hidroprocesamiento y una etapa de craqueo al vapor. Por ejemplo, la solicitud de patente estadounidense n.º 2012/0125813 se refiere a un proceso para craquear al vapor una alimentación hidrocarbonada pesada para producir etileno, propileno, olefinas C4, gasolina de pirólisis y otros
30 productos, en el que el craqueo al vapor de hidrocarburos, es decir una mezcla de una alimentación hidrocarbonada tal como etano, propano, nafta, gasóleo u otras fracciones de hidrocarburos, es un proceso petroquímico no catalítico que se usa ampliamente para producir olefinas, tales como etileno, propileno, butenos, butadieno, y compuestos aromáticos, tales como benceno, tolueno y xilenos.

35 La solicitud de patente estadounidense n.º 2009/0050523 se refiere a la formación de olefinas mediante craqueo térmico en un horno de pirólisis de crudo completo líquido y/o condensado derivado de gas natural de una manera que está integrada con una operación de hidrocrqueo.

40 La solicitud de patente estadounidense n.º 2008/0093261 se refiere a la formación de olefinas mediante craqueo térmico de hidrocarburos en un horno de pirólisis de crudo completo líquido y/o condensado derivado de gas natural de una manera que está integrada con una refinería de crudo.

Un objeto de la presente invención es proporcionar un método para convertir una materia prima hidrocarbonada de alto punto de ebullición en productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición.
45

Otro objeto de la presente invención es proporcionar un método para producir productos hidrocarbonados de bajo punto de ebullición que puedan usarse como materia prima para un procesamiento químico adicional.

50 Otro objeto de la presente invención es proporcionar un método para convertir una materia prima hidrocarbonada de alto punto de ebullición en una fracción de compuestos aromáticos BTX y una fracción de LPG, en el que dicha fracción de LPG puede usarse para producir olefinas ligeras.

Otro objeto de la presente invención es proporcionar un método para convertir una materia prima hidrocarbonada de alto punto de ebullición en productos de alto valor, en el que la producción de productos de bajo valor, tales como
55 metano y especies aromáticas C9+, esté minimizada.

La presente invención se refiere a un proceso para convertir una materia prima hidrocarbonada de alto punto de ebullición en productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición, siendo dichos productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición adecuados como materia prima para procesos petroquímicos, comprendiendo dicho
60 proceso de conversión las siguientes etapas de:

alimentar una materia primera hidrocarbonada pesada a una cascada de unidades de hidrocrqueo, comprendiendo la cascada de unidades de hidrocrqueo al menos dos unidades de hidrocrqueo,

65 craquear dicha materia prima en una unidad de hidrocrqueo,

separar dicha materia prima craqueada en una corriente superior que comprende una fracción de hidrocarburos de bajo punto de ebullición y una corriente inferior que comprende una fracción de hidrocarburos pesada

5 alimentar dicha corriente inferior de una unidad de hidrocrqueo de este tipo como materia prima para una unidad de hidrocrqueo posterior en dicha cascada de unidades de hidrocrqueo, siendo las condiciones de proceso en cada unidad de hidrocrqueo diferente entre sí, en las que la temperatura de desde la primera a las unidades de hidrocrqueo posteriores aumenta, y

10 procesar las fracciones de hidrocarburos de menor punto de ebullición de cada unidad de hidrocrqueo como materia prima para una unidad de producción de BTX y LPG, siendo dicha unidad de producción de BTX y LPG una unidad de hidrocrqueo, siendo las condiciones de proceso que prevalecen en dicha unidad de hidrocrqueo diferentes de las condiciones de proceso que prevalecen en una cualquiera de las unidades de hidrocrqueo en la cascada de unidades de hidrocrqueo, haciéndose funcionar cada unidad de hidrocrqueo en dicha cascada de unidades de hidrocrqueo en condiciones de hidrocrqueo en fase líquida, y haciéndose funcionar dicha unidad de hidrocrqueo como dicha unidad de producción de BTX y LPG en condiciones de hidrocrqueo en fase gaseosa.

15 Según el presente proceso se prefiere que las fracciones de hidrocarburos de menor punto de ebullición de todas las unidades de hidrocrqueo en dicha cascada de unidades de hidrocrqueo sean hidrocarburos que tienen un punto de ebullición menor que el del naftaleno.

20 Según la presente invención una materia prima hidrocarbonada, por ejemplo, crudo, se alimenta a una columna de destilación fraccionada (ADU) y el material que experimenta ebullición a una temperatura superior a 218 C (el punto de ebullición para el naftaleno) se alimenta a una serie (o cascada) de reactores de proceso de hidrocrqueo con una gama de condiciones de funcionamiento (cada vez más rigurosas)/catalizadores, etc. elegidas para maximizar el rendimiento de material adecuado para la producción de compuestos aromáticos de LPG y BTX por medio de procesos de hidrocrqueo, tales como procesos de hidrocrqueo de alimentación (FHC) o hidrocrqueo de gasolina (GHC). Tras cada etapa de hidrocrqueo, el material pesado restante (punto de ebullición > 218 C) se separa de los productos más ligeros y solo los materiales más pesados se alimentan a la siguiente fase, más rigurosa, de hidrocrqueo, al tiempo que el material más ligero se separa y por tanto no se expone a hidrocrqueo adicional. Este material más ligero (punto de ebullición <218 C) se alimenta a un proceso de FHC o GHC para la producción de compuestos aromáticos de LPG y BTX. Los productos de LPG de la unidad de GHC/FHC pueden convertirse entonces en olefinas ligeras usando procesos de craqueo al vapor y de deshidrogenación o una combinación de estos procesos. La presente invención se comentará más detalladamente en la sección experimental de esta solicitud. El término "unidad de hidrocrqueo de gasolina" o "reactor de GHC" se comentará más adelante en el presente documento. El término "unidad de hidrocrqueo de alimentación" o "reactor de FHC" también se comentará más adelante.

35 Los presentes inventores optimizan cada etapa de la cascada de hidrocrqueo (por medio de las condiciones de funcionamiento elegidas, el tipo de catalizador y el diseño del reactor) de modo que se maximiza el rendimiento último de productos deseados (material hidrocarbonado con punto de ebullición mayor que el del metano y menor que el del naftaleno) y se minimizan los costes de capital y de funcionamiento asociados.

40 El término "cascada de unidades de hidrocrqueo" tal como se usa en el presente documento significa una serie de unidades de hidrocrqueo. Las unidades de hidrocrqueo se separan unas de otras mediante una unidad de separación, es decir una unidad en la que la materia prima craqueada se separa en una corriente superior que comprende una fracción de hidrocarburos de bajo punto de ebullición y una corriente inferior que comprende una fracción de hidrocarburos pesada. Y la corriente inferior que comprende una fracción de hidrocarburos pesada de una unidad de hidrocrqueo de este tipo es una materia prima para una unidad de hidrocrqueo posterior. Una construcción de este tipo es diferente de una construcción en la que varios lechos de catalizador se disponen verticalmente, introduciéndose por cascada el efluente de un lecho en otro lecho, concretamente desde el lecho superior hacia el lecho inferior, dado que una cascada de este tipo no aplica la etapa intermedia de retirada del efluente completo y la separación del mismo en una corriente superior que comprende una fracción de hidrocarburos de bajo punto de ebullición y una corriente inferior que comprende una fracción de hidrocarburos pesada, siendo la corriente inferior que comprende una fracción de hidrocarburos pesada una materia prima para una unidad de hidrocrqueo posterior. La unidad de separación en el presente documento puede comprender varias secciones de separación.

50 Según una realización preferida del presente proceso, los productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición de todas las unidades de hidrocrqueo son hidrocarburos que tienen un punto de ebullición mayor que el del metano y menor que el del naftaleno.

60 Según el presente proceso, cada unidad de hidrocrqueo en la cascada de unidades de hidrocrqueo se hace funcionar en condiciones de hidrocrqueo en fase líquida, y haciéndose funcionar la unidad de hidrocrqueo como dicha unidad de producción de BTX y LPG en condiciones de hidrocrqueo en fase gaseosa. De hecho, la cascada de unidades de hidrocrqueo que funciona en condiciones de hidrocrqueo en fase líquida se coloca en serie, mientras que la unidad de hidrocrqueo, es decir como la unidad de producción de BTX y LPG, que funciona en

condiciones de hidrocrqueo en fase gaseosa se coloca en paralelo con respecto a la cascada de unidades de hidrocrqueo que funcionan en condiciones de hidrocrqueo en fase líquida.

5 Se prefiere combinar las fracciones de hidrocarburos de menor punto de ebullición de todas las unidades de hidrocrqueo y procesar esta corriente combinada como materia prima para dicha unidad de producción de BTX y LPG, siendo dicha unidad preferiblemente una unidad de hidrocrqueo, siendo las condiciones de proceso que prevalecen en dicha unidad de producción de BTX y LPG, es decir condiciones de hidrocrqueo en fase gaseosa, diferentes de las condiciones de proceso que prevalecen en una cualquiera de la cascada de unidades de hidrocrqueo, es decir condiciones de hidrocrqueo en fase líquida.

10 En otra realización se prefiere enviar los productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición de todas las unidades de hidrocrqueo en primer lugar a una sección de separación, sección de separación en la que se separa una fracción que comprende material C5- de los productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición, y la parte restante de los productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición se procesa como materia prima para dicha unidad de producción de BTX y LPG. Además, se prefiere procesar adicionalmente dicho material C5- en unidades de deshidrogenación, preferiblemente separando previamente de manera adicional dicho material C5- en una corriente que comprende C3 y una corriente que comprende C4 y alimentar dichas corrientes a una unidad de deshidrogenación de propano y una unidad de deshidrogenación de butano, respectivamente.

20 Según una realización se prefiere separar la parte más ligera de esta corriente, es decir los productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición de todas las unidades de hidrocrqueo, y solo procesar la parte más pesada a través de GHC/FHC. Esto se debe a que se pretende que el GHC/FHC convierta las especies no aromáticas de ebullición conjunta BTX (por ejemplo, parafinas y olefinas) en especies de LPG, que pueden separarse y usarse como alimentación para otras plantas petroquímicas (por ejemplo, unidades de deshidrogenación), y compuestos aromáticos BTX puros. Si ya hay especies de LPG en los productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición de las unidades de hidrocrqueo no existe la necesidad de procesarlas a través de la unidad de GHC/FHC y tampoco otros motivos (por ejemplo, la necesidad de una unidad más grande).

30 El punto de corte exacto para la corriente para ir al GHC/FHC es algo flexible ya que esta unidad lidiar con los LPG en la alimentación y todavía puede ser útil incluir especies C5 en la alimentación para el GHC/FHC de modo que puedan convertirse en etano, propano y butano, que pueden usarse como alimentaciones para las unidades de deshidrogenación. Por este motivo se prefiere incluir un separador (que use tecnología convencional, tal como destilación) en la alimentación para el GHC/FHC.

35 En una realización de este tipo existen tres puntos de corte alternativos sensibles para los productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición. La primera realización preferida es procesar la corriente completa por medio de GHC/FHC sin ninguna separación - sensible si solo existe ya una cantidad pequeña de LPG ya que esto reducirá el número de unidades de procesamiento (y por tanto los costes) sin aumentar enormemente el tamaño, etc. del GHC/FHC.

45 La segunda realización preferida se refiere a la separación de los productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición en una parte C5- y una parte C6+ y procesar la parte C6+ por medio de GHC/FHC para producir BTX puro y convertir cualquier compuesto no aromático C6+ en especies de LPG. En paralelo, procesar la parte C5- por medio de alguna otra unidad (no especificada) para la que esto sea una buena alimentación.

50 La tercera realización preferida se refiere a la separación de los productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición en una parte C4- (LPG) y una parte C5+ y procesar la parte C5+ por medio de GHC/FHC para producir BTX puro y convertir cualquier compuesto no aromático C5+ en especies de LPG. En paralelo, procesar la parte C4- (potencialmente en combinación con el producto de LPG del GHC/FHC) por medio de alguna otra unidad, potencialmente tras una separación adicional en especies C2, C3 y C4, tal como craqueadores al vapor de etano y unidades de deshidrogenación de propano-butanos.

55 El presente proceso comprende además separar hidrógeno de los productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición y alimentar el hidrógeno así separado a una unidad de hidrocrqueo en la cascada de unidades de hidrocrqueo, alimentándose el hidrógeno así separado preferiblemente a una unidad de hidrocrqueador anterior en la cascada de unidades de hidrocrqueo.

60 En otra realización también se prefiere alimentar el hidrógeno así separado a la unidad de producción de BTX y LPG.

65 La materia prima hidrocarbonada puede ser un corte de una unidad de destilación atmosférica (ADU) de crudo, tal como una corriente inferior o gasóleos atmosféricos, productos de procesos de refinería, tales como aceite de ciclo ligero de una unidad de FCC o naftas craqueadas pesadas.

El presente proceso comprende además procesar adicionalmente una fracción que comprende LPG tal como se produce en dicha unidad de producción de LPG como materia prima para una o más unidades de proceso elegidas del grupo de unidad de craqueo al vapor, unidad de aromatización, unidad de deshidrogenación de propano, unidad de deshidrogenación de butano y unidad de deshidrogenación de propano-butano mixta.

5 En realizaciones específicas pueden mencionarse también procesos de alquilación, craqueo catalítico de alta intensidad (incluyendo FCC de alta intensidad), aromatización de nafta ligera (LNA), reformado e hidro craqueo suave. La elección de los procesos petroquímicos mencionados anteriormente depende, entre otros, de la
10 composición de las fracciones de hidrocarburos de bajo punto de ebullición. Si, por ejemplo, se obtiene una corriente que comprende principalmente C5, se preferirá la unidad de deshidrogenación de pentano. Además, una corriente de este tipo que comprende principalmente C5 puede enviarse a craqueo catalítico de alta intensidad (incluyendo FCC de alta intensidad) para producir también propileno y etileno. Si, por ejemplo, se obtiene una corriente que comprende principalmente C6, se preferirá un proceso tal como aromatización de nafta ligera (LNA), reformado e hidro craqueo suave.

15 La presente cascada de unidades de hidro craqueo comprende al menos dos unidades de hidro craqueo, estando dichas unidades de hidro craqueo preferiblemente precedidas por una unidad de hidrotratamiento, usándose la corriente inferior de dicha unidad de hidrotratamiento como materia prima para dicha primera unidad de hidro craqueo, especialmente aquella en la que la temperatura que prevalece en dicha unidad de hidrotratamiento es
20 mayor que en dicha primera unidad de hidro craqueo.

La temperatura en la primera unidad de hidro craqueo es menor que la temperatura en la segunda unidad de hidro craqueo.

25 Además, también se prefiere que el tamaño de partícula del catalizador presente en la cascada de unidades de hidro craqueo disminuya desde la primera unidad de hidro craqueo hasta las unidades de hidro craqueo posteriores.

Según la invención, la temperatura en la cascada de unidades de hidro craqueo aumenta, siendo la temperatura que prevalece en dicha segunda unidad de hidro craqueo mayor que en dicha unidad de hidrotratamiento.

30 El diseño de tipo de reactor de las presentes unidades de hidro craqueo se elige del grupo del tipo de lecho fijo, el tipo de reactor de lecho ebullente y el tipo de fase de suspensión. Esto puede implicar una serie de procesos diferentes tales como en primer lugar un hidrotratador de lecho fijo, seguido de un hidro craqueador de lecho fijo, seguido de un hidro craqueador de lecho ebullente, seguido opcionalmente de un hidro craqueador en suspensión.
35 Por tanto, el diseño de tipo de reactor de dicha unidad de hidrotratamiento es del tipo de lecho fijo, el diseño de tipo de reactor de dicha primera unidad de hidro craqueo puede ser el tipo de reactor de lecho fijo o de lecho ebullente y el diseño de tipo de reactor de dicha segunda unidad de hidro craqueo puede ser el reactor de lecho ebullente o el tipo de fase de suspensión.

40 En el presente proceso se prefiere recircular la corriente inferior de la unidad de hidro craqueo final a la entrada de dicha unidad de hidro craqueo final.

Las condiciones de proceso que prevalecen en la unidad de producción de BTX y LPG son diferentes de las condiciones de proceso que prevalecen en una cualquiera de la cascada de unidades de hidro craqueo.

45 El uso de hidrocarburos que tienen un punto de ebullición menor que el del naftaleno y producidos en una cascada de unidades de hidro craqueo como materia prima para una unidad de producción de BTX y LPG comprende especialmente la recuperación de hidrógeno del/de los efluente(s) de dicha unidad de producción de BTX y LPG y recircular dicho hidrógeno así recuperado a la entrada de dicha unidad de producción de BTX y LPG.
50

Por tanto, el presente proceso comprende preferiblemente alimentar la corriente que comprende C5+ a una segunda unidad de hidro craqueo. Una ventaja adicional es la posibilidad de integrar el calentamiento previo de la alimentación C5+ para la segunda unidad de hidro craqueo que procede de la primera unidad de hidro craqueo con el efluente caliente.

55 Tal como se usa en el presente documento, el término “unidad de hidro craqueo de gasolina” o “GHC” se refiere a una unidad para realizar un proceso de hidro craqueo adecuado para convertir una alimentación hidrocarbonada compleja que es relativamente rica en compuestos hidrocarbonados aromáticos - tal como destilado ligero derivado de una unidad de refinería que incluye, pero no se limita a, gasolina de reformador, gasolina de FCC y gasolina de pirólisis – en LPG y BTX, estando el proceso optimizado para mantener un anillo aromático intacto de los compuestos aromáticos comprendidos en la corriente de alimentación de GHC, pero eliminar la mayoría de las cadenas laterales del anillo aromático. Por consiguiente, el producto principal producido mediante hidro craqueo de gasolina es BTX y el proceso puede optimizarse para proporcionar BTX de calidad como producto químico. Preferiblemente, la alimentación hidrocarbonada que se somete a hidro craqueo de gasolina comprende destilado
60 ligero derivado de una unidad de refinería. Más preferiblemente, la alimentación hidrocarbonada que se somete a hidro craqueo de gasolina preferiblemente no comprende más del 1% en peso de hidrocarburos que tienen más de
65

un anillo aromático. Preferiblemente, las condiciones de hidrocrqueo de gasolina incluyen una temperatura de 300-580°C, más preferiblemente de 450-580°C e incluso más preferiblemente de 470-550°C. Tienen que evitarse temperaturas menores, dado que la hidrogenación del anillo aromático se vuelve favorable. Sin embargo, en el caso de que el catalizador comprenda un elemento adicional que reduzca la actividad de hidrogenación del catalizador, tal como estaño, plomo o bismuto, pueden seleccionarse temperaturas menores para el hidrocrqueo de gasolina; véanse, por ejemplo, los documentos WO 02/44306 A1 y WO 2007/055488. En el caso de que la temperatura de reacción sea demasiado alta, el rendimiento de los LPG (especialmente propano y butanos) disminuye y el rendimiento de metano aumenta. Como la actividad del catalizador puede disminuir a lo largo de la vida útil del catalizador, resulta ventajoso aumentar la temperatura del reactor gradualmente a lo largo de la vida útil del catalizador para mantener la tasa de conversión de hidrocrqueo. Esto significa que la temperatura óptima al inicio de un ciclo de funcionamiento está preferiblemente en el extremo inferior del intervalo de temperatura de hidrocrqueo. La temperatura de reactor óptima aumentará a medida que se desactiva el catalizador, de modo que al final de un ciclo (poco antes de que el catalizador se reemplace o se regenere), la temperatura se selecciona preferiblemente en el extremo superior del intervalo de temperatura de hidrocrqueo.

Preferiblemente, el hidrocrqueo de gasolina de una corriente de alimentación hidrocarbonada se realiza a 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. Aumentando la presión de reactor, puede aumentarse la conversión de compuestos no aromáticos C5+, pero esto también aumenta el rendimiento de metano y la hidrogenación de anillos aromáticos para dar especies de ciclohexano que pueden craquearse para dar especies de LPG. Esto da como resultado una reducción del rendimiento aromático a medida que se aumenta la presión y, como parte del ciclohexano y su isómero metilciclopentano, no están completamente hidrocrqueados, hay un óptimo en la pureza del benceno resultante a una presión de 1,2-1,6 MPa.

Preferiblemente, el hidrocrqueo de gasolina de una corriente de alimentación hidrocarbonada se realiza a una velocidad espacial horaria en peso (WHSV, *Weight Hourly Space Velocity*) de 0,1-20 h⁻¹, más preferiblemente a una velocidad espacial horaria en peso de 0,2-10 h⁻¹ y lo más preferiblemente a una velocidad espacial horaria en peso de 0,4-5 h⁻¹. Cuando la velocidad espacial es demasiado alta, no todos los componentes de parafina que experimentan ebullición con BTX se hidrocrquean, de modo que no será posible conseguir la especificación de BTX mediante destilación simple del producto de reactor. A una velocidad espacial demasiado baja, el rendimiento de metano aumenta a costa de propano y butano. Seleccionando la velocidad espacial horaria en peso óptima, se encontró sorprendentemente que se consigue una reacción suficientemente completa de los compuestos de ebullición conjunta para producir BTX en especificación sin la necesidad de una recirculación de líquido.

Por consiguiente, las condiciones de hidrocrqueo de gasolina preferidas incluyen por tanto una temperatura de 450-580°C, una presión de 0,3-5 MPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,1-20 h⁻¹. Condiciones de hidrocrqueo de gasolina más preferidas incluyen una temperatura de 470-550°C, una presión de 0,6-3 MPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,2-10 h⁻¹. Las condiciones de hidrocrqueo de gasolina particularmente preferidas incluyen una temperatura de 470-550°C, una presión de 1-2 MPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,4-5 h⁻¹.

Tal como se usa en el presente documento, el término "unidad de hidrocrqueo de alimentación" o "FHC" se refiere a una unidad para realizar un proceso de hidrocrqueo adecuado para convertir una alimentación hidrocarbonada compleja que es relativamente rica en compuestos hidrocarbonados nafténicos y parafínicos - tal como cortes de primera destilación que incluyen, pero no se limitan a, nafta - en LPG y alcanos. Preferiblemente, la alimentación hidrocarbonada que se somete a hidrocrqueo de alimentación comprende nafta. Por consiguiente, el producto principal producido mediante hidrocrqueo de alimentación es LPG que debe convertirse en olefinas (es decir que debe usarse como alimentación para la conversión de alcanos en olefinas). El proceso de FHC puede optimizarse para mantener un anillo aromático intacto de los compuestos aromáticos comprendidos en la corriente de alimentación de FHC, pero eliminar la mayoría de las cadenas laterales del anillo aromático. En tal caso, las condiciones de proceso que deben emplearse para FHC son comparables con las condiciones de proceso que deben usarse en el proceso de GHC tal como se describió anteriormente en el presente documento. Alternativamente, el proceso de FHC puede optimizarse para abrir el anillo aromático de los hidrocarburos aromáticos comprendidos en la corriente de alimentación de FHC. Esto puede conseguirse modificando el proceso de GHC tal como se describe en el presente documento aumentando la actividad de hidrogenación del catalizador, opcionalmente en combinación con la selección de una temperatura de proceso menor, opcionalmente en combinación con una velocidad espacial reducida. En tal caso, las condiciones de hidrocrqueo de alimentación preferidas incluyen por tanto una temperatura de 300-550°C, una presión de 300-5000 kPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,1-20 h⁻¹. Condiciones de hidrocrqueo de alimentación 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 anillo 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 0,2-5 h⁻¹.

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+" o "C5+" pretende describir una mezcla de hidrocarburos 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 tienen # o menos átomos de carbono y que incluyen hidrógeno. Por ejemplo, el término "C2-" o "C2 menos" se refiere a una mezcla de etano, etileno, acetileno, metano e hidrógeno. 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.

La invención se describirá a continuación más detalladamente y junto con los dibujos adjuntos, en los que los mismos elementos o elementos similares se designan con el mismo número.

La Figura 1 es una ilustración esquemática de una realización del proceso de la invención.

La Figura 2 es una ilustración esquemática de otra realización del proceso de la invención.

Haciendo referencia ahora al proceso y al aparato 1 representados esquemáticamente en la figura 1, se muestra una alimentación de crudo 1, una unidad de destilación atmosférica 2 para separar el crudo en la corriente 29, que comprende hidrocarburos que tienen un punto de ebullición menor que el del naftaleno. La corriente inferior 3 que abandona la unidad de destilación 2 se alimenta a una unidad de hidroprocesamiento 4, por ejemplo, una unidad de hidrot ratamiento, en la que los hidrocarburos 5 así tratados se envían a una unidad de separación 6 produciendo una corriente gaseosa 7 y una corriente inferior 13 que comprende hidrocarburos que tienen un punto de ebullición de naftaleno y superior. La corriente 7 se separa adicionalmente en la unidad de separación 8 en una corriente 9 que comprende hidrógeno y una corriente inferior 12 que comprende hidrocarburos que tienen un punto de ebullición menor que el del naftaleno. La corriente 13 se alimenta a una unidad de hidro craqueo 15 y su efluente 16 se envía a una unidad de separación 17 que produce una corriente gaseosa 18 y una corriente inferior 20 que comprende hidrocarburos que tienen un punto de ebullición de naftaleno y superior. La corriente 18 se separa adicionalmente en una unidad de separación 19 en una corriente 14, que comprende hidrógeno, y una corriente 21, que comprende hidrocarburos que tienen un punto de ebullición menor que el del naftaleno. La acumulación de hidrógeno se indica con el número de referencia 10. El efluente 20 de la unidad de separación 17 se envía a una unidad de hidro craqueo adicional 22 y su efluente 23 se envía a una unidad de separación 24 que produce una corriente superior 44 y una corriente inferior 27. La corriente superior 44 se separa adicionalmente en una unidad de separación 38 en una corriente 26 que comprende hidrógeno y una corriente inferior 28 que comprende hidrocarburos que tienen un punto de ebullición menor que el del naftaleno. La corriente que contiene hidrógeno que abandona la unidad de separación 38 se envía a un compresor 11 y se devuelve a la entrada de la unidad de hidro craqueo 22. La misma recirculación es aplicable para las corrientes 9, 14. La corriente superior que procede de la unidad de destilación 2 y las corrientes 12, 21 y 28 se combinan como una corriente 29, corriente 29 que se envía directamente a un hidro craqueador 30. El procesamiento de la corriente completa 29 por medio de la unidad 30 sin ninguna separación es sensible si solo existe ya una cantidad pequeña de LPG en la corriente 29, ya que esto reducirá el número de unidades de procesamiento (y por tanto los costes) sin aumentar enormemente el tamaño, etc. de la unidad de hidro craqueador 30.

Según una realización preferida, también es posible separar la corriente 29 en una unidad de separación 60 en una parte C5- (corriente 61) y una parte C6+ (corriente 62), y procesar la parte C6+ por medio de una unidad 30 para

ES 2 701 819 T3

producir BTX puro y convertir cualquier compuesto no aromático C6+ en especies de LPG. En paralelo, procesar la parte C5- por medio de alguna otra unidad (no especificada) para la que esto sea una buena alimentación.

5 Según otra realización preferida, también es posible separar la corriente 29 en una parte C4- (LPG) (corriente 61), y una parte C5+ (corriente 62), y procesar la parte C5+ (corriente 62), por medio de una unidad 30 para preparar BTX puro y convertir cualquier compuesto no aromático C5+ en especies de LPG. En paralelo, procesar la parte C4- (corriente 61, potencialmente en combinación con el producto de LPG de la unidad 30, es decir corriente 36, por medio de alguna otra unidad, por ejemplo, unidades de deshidrogenación de propano/butano.

10 El efluente 31 de la unidad de hidrocrqueo 30 se envía a una unidad de separación 32 que produce una corriente superior 33 y una corriente inferior 35, que comprende principalmente BTX. La corriente superior 33 se separa adicionalmente en una unidad de separación 34 en una corriente 36, que comprende LPG, y una corriente superior 37, que comprende hidrógeno. La corriente 37 se recicla a la entrada de unidad de hidrocrqueo 30.

15 Según la figura 2, el proceso y el aparato se identifican con el número de referencia 2, en el que crudo 1 se envía a una unidad de destilación 2 y se separa en una corriente superior 29 y una corriente inferior 3. La corriente inferior 3 se envía a una unidad de hidrocrqueo 4, especialmente una unidad de hidrotatamiento, que produce un efluente 5. El efluente 5 se envía a una unidad de separación 6 que produce una corriente superior 7 y una corriente inferior 13, que comprende hidrocarburos que tienen un punto de ebullición de naftaleno y superior. La corriente superior 7 se separa adicionalmente en unidad de separación 8 en una corriente superior 40, que comprende principalmente hidrógeno, y una corriente inferior 12, que comprende hidrocarburos que tienen un punto de ebullición menor que el del naftaleno. La corriente 13 se envía a una primera unidad de hidrocrqueo 15 que produce una corriente de efluente 16. La corriente de efluente 16 se envía a una unidad de separación 17 que produce una corriente superior 18 y una corriente inferior 20. La corriente 18 se separa adicionalmente en una unidad de separación 19 que produce una corriente 43, que comprende hidrógeno. La corriente 43 se recicla en la figura 2 a la entrada de la unidad de hidrocrqueo 4. La corriente inferior 21 de la unidad de separación 19 se combina con la corriente superior 29 de la unidad 2 y se envía a la unidad de hidrocrqueo 30.

30 El procesamiento de la corriente completa 29 por medio de la unidad 30 sin ninguna separación es sensible si solo existe ya una cantidad pequeña de LPG en la corriente 29, ya que esto reducirá el número de unidades de procesamiento (y por tanto los costes) sin aumentar enormemente el tamaño, etc. de la unidad de hidrocrqueador 30.

35 Según una realización preferida, también es posible separar la corriente 29, antes de entrar en la unidad 30, en una parte C5- (corriente 61), y una parte C6+ (corriente 62), y procesar la parte C6+ (corriente 62), por medio de la unidad 30 para producir BTX puro y convertir cualquier compuesto no aromático C6+ en especies de LPG. En paralelo, procesar la parte C5- (corriente 61) por medio de alguna otra unidad (no especificada) para la que esto sea una buena alimentación.

40 Según otra realización preferida, también es posible separar la corriente 29, antes de entrar en la unidad 30, en una parte C4- (corriente 61) (LPG) y una parte C5+ (corriente 62) y procesar la parte C5+ (corriente 62) por medio de la unidad 30 para producir BTX puro y convertir cualquier compuesto no aromático C5+ en especies de LPG. En paralelo, procesar la parte C4- (corriente 62, potencialmente en combinación con el producto de LPG de la unidad 30, es decir la corriente 36) por medio de alguna otra unidad, por ejemplo (unidades de deshidrogenación de propano/butano).

50 La corriente inferior 20 de la unidad de separación 17 se envía a una segunda unidad de hidrocrqueo 22 que produce un efluente 23. El efluente 23 se separa adicionalmente en una columna de separación 24 en una corriente superior 45 y una corriente inferior 27, calificada como brea pesada. Una parte de la corriente 27 se recicla como corriente 25 a la entrada de la segunda unidad de hidrocrqueo 22. En la columna de separación 38, la corriente superior 45 se separa adicionalmente en una corriente superior 42, que comprende principalmente hidrógeno, y una corriente inferior 28, que comprende principalmente hidrocarburos que tienen un punto de ebullición menor que el punto de ebullición de naftaleno. La corriente que contiene hidrógeno 42 se recicla a la entrada de la unidad de hidrocrqueo 15. La corriente superior 40 que abandona la columna de separación 8 se combina con la acumulación de hidrógeno 10 y forma una corriente 41 como corriente de entrada para la unidad de hidrocrqueo 30. El efluente 31 que procede de la unidad de hidrocrqueo 30 se separa adicionalmente en una unidad de separación 32 en una corriente superior 33 y una corriente inferior 35, que comprende BTX. La corriente superior 33 se separa adicionalmente en una columna de separación 34 en una corriente 36, que comprende principalmente LPG.

60 Según otra realización, se prefiere rediseñar las unidades 30, 32 y 33 para convertir las especies aromáticas y nafténicas en la corriente 29 (que incluye el material de las corrientes 12, 21 y 28) en LPG. Esta realización puede identificarse como ruta "indirecta" ya que cada unidad de hidrocrqueador en la cascada produce algo de material de LPG, pero también otras especies que se convierten en LPG en un segundo hidrocrqueador. Esto significará un funcionamiento de la unidad de hidrocrqueo 30 a una temperatura menor y una presión parcial de hidrógeno mayor.

65 Hay un cambio en la sección de destilación de esta instalación, ya que se puede o bien eliminar la columna 32 (ya que no hay corriente de producto de BTX 35) o bien usar la columna 32 como manera de reciclar material más

pesado que el LPG (corriente 35) de vuelta al reactor (unidad 30). En esta manera de funcionamiento puede continuarse haciendo funcionar los reactores y los sistemas de separación para los otros hidrocraqueadores tal como se describió anteriormente.

5

REIVINDICACIONES

- 1.- Un proceso para convertir una materia prima hidrocarbonada de alto punto de ebullición en productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición, siendo dichos productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición adecuados como materia prima para procesos petroquímicos, comprendiendo dicho proceso de conversión las siguientes etapas de:
- 5 alimentar una materia primera hidrocarbonada pesada a una cascada de unidades de hidro craqueo, comprendiendo la cascada de unidades de hidro craqueo al menos dos unidades de hidro craqueo,
- 10 craquear dicha materia prima en una unidad de hidro craqueo,
- separar dicha materia prima craqueada en una corriente superior que comprende una fracción de hidrocarburos de bajo punto de ebullición y una corriente inferior que comprende una fracción de hidrocarburos pesada
- 15 alimentar dicha corriente inferior de una unidad de hidro craqueo de este tipo como materia prima para una unidad de hidro craqueo posterior en dicha cascada de unidades de hidro craqueo, siendo las condiciones de proceso en cada una de las unidades de hidro craqueo diferentes entre sí, en las que la temperatura desde la primera a las unidades de hidro craqueo posteriores aumenta, y
- 20 procesar las fracciones de hidrocarburos de menor punto de ebullición de cada una de las unidades de hidro craqueo como materia prima para una unidad de producción de BTX y LPG, siendo dicha unidad de producción de BTX y LPG una unidad de hidro craqueo, siendo las condiciones de proceso que prevalecen en dicha unidad de hidro craqueo diferentes de las condiciones de proceso que prevalecen en una cualquiera de las unidades de hidro craqueo en la cascada de unidades de hidro craqueo, haciéndose funcionar cada unidad de hidro craqueo en dicha cascada de unidades de hidro craqueo en condiciones de hidro craqueo en fase líquida, y haciéndose funcionar dicha unidad de hidro craqueo como dicha unidad de producción de BTX y LPG en condiciones de hidro craqueo en fase gaseosa.
- 25
- 2.- El proceso según la reivindicación 1, en el que las fracciones de hidrocarburos de menor punto de ebullición de todas las unidades de hidro craqueo en dicha cascada de unidades de hidro craqueo son hidrocarburos que tienen un punto de ebullición menor que el del naftaleno.
- 30 unidades
- 3.- El proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones 1-2, en el que las fracciones de hidrocarburos de menor punto de ebullición de dichas unidades de hidro craqueo se envían a una sección de separación, sección en la que una fracción que comprende material C5- se separa de dichas fracciones de hidrocarburos de menor punto de ebullición, y la parte restante de dichas fracciones de hidrocarburos de menor punto de ebullición se procesa como materia prima para dicha unidad de producción de BTX y LPG.
- 35
- 4.- El proceso según la reivindicación 3, que comprende además procesar dicho material C5- en unidades de deshidrogenación, preferiblemente separando previamente de manera adicional dicho material C5- en una corriente que comprende C3 y una corriente que comprende C4 y alimentar dichas corrientes a una unidad de deshidrogenación de propano y una unidad de deshidrogenación de butano, respectivamente.
- 40
- 45
- 5.- El proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores,
- que comprende además separar el hidrógeno de dichas fracciones de hidrocarburos de menor punto de ebullición y alimentar dicho hidrógeno así separado a una unidad de hidro craqueo en dicha cascada de unidades de hidro craqueo, especialmente
- 50
- que comprende además alimentar dicho hidrógeno así separado a una unidad de hidro craqueador anterior en dicha cascada de unidades de hidro craqueo, especialmente
- 55
- que comprende además alimentar dicho hidrógeno así separado a dicha unidad de producción de BTX y LPG.
- 6.- El proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, en el que dicha materia primera hidrocarbonada pesada se elige del grupo de unidad de destilación atmosférica (ADU) de crudo, tal como corriente inferior, gasóleos atmosféricos y productos de procesos de refinería, tales como aceite de ciclo ligero de una unidad de FCC o naftas craqueadas pesadas.
- 60
- 7.- El proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, que comprende además procesar una fracción que comprende LPG tal como se produce en dicha unidad de producción de LPG como materia prima para una o más unidades de proceso elegidas del grupo de unidad de craqueo al vapor, unidad de aromatización, unidad de deshidrogenación de propano, unidad de deshidrogenación de butano y unidad de deshidrogenación de propano-butano mixta.
- 65

- 5 8.- El proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, en el que dichas unidades de hidro craqueo van precedidas preferiblemente de una unidad de hidrotratamiento, en el que la corriente inferior de dicha unidad de hidrotratamiento se usa como materia prima para dicha primera unidad de hidro craqueo, especialmente que la temperatura que prevalece en dicha unidad de hidrotratamiento es mayor que en dicha primera unidad de hidro craqueo.
- 10 9.- El proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1-8, en el que la temperatura en la primera unidad de hidro craqueo es menor que la temperatura en la segunda unidad de hidro craqueo, especialmente en el que el tamaño de partícula del catalizador presente en la cascada de unidades de hidro craqueo disminuye desde la primera unidad de hidro craqueo a las unidades de hidro craqueo posteriores.
- 15 10.- El proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 8-9, en el que la temperatura en la cascada de unidades de hidro craqueo aumenta, en el que la temperatura que prevalece en dicha segunda unidad de hidro craqueo es mayor que en dicha unidad de hidrotratamiento.
- 20 11.- El proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, en el que el diseño de tipo de reactor de las unidades de hidro craqueo se elige del grupo del tipo de lecho fijo, el tipo de reactor de lecho ebullente y el tipo de fase de suspensión, siendo el diseño de tipo de reactor de dicha unidad de hidrotratamiento preferiblemente del tipo de lecho fijo, siendo el diseño de tipo de reactor de dicha primera unidad de hidro craqueo preferiblemente del tipo de reactor de lecho ebullente, siendo el diseño de tipo de reactor de dicha segunda unidad de hidro craqueo preferiblemente del tipo de fase de suspensión.
- 25 12.- El proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, en el que la corriente inferior de la unidad de hidro craqueo final se recircula a la entrada de dicha unidad de hidro craqueo final.

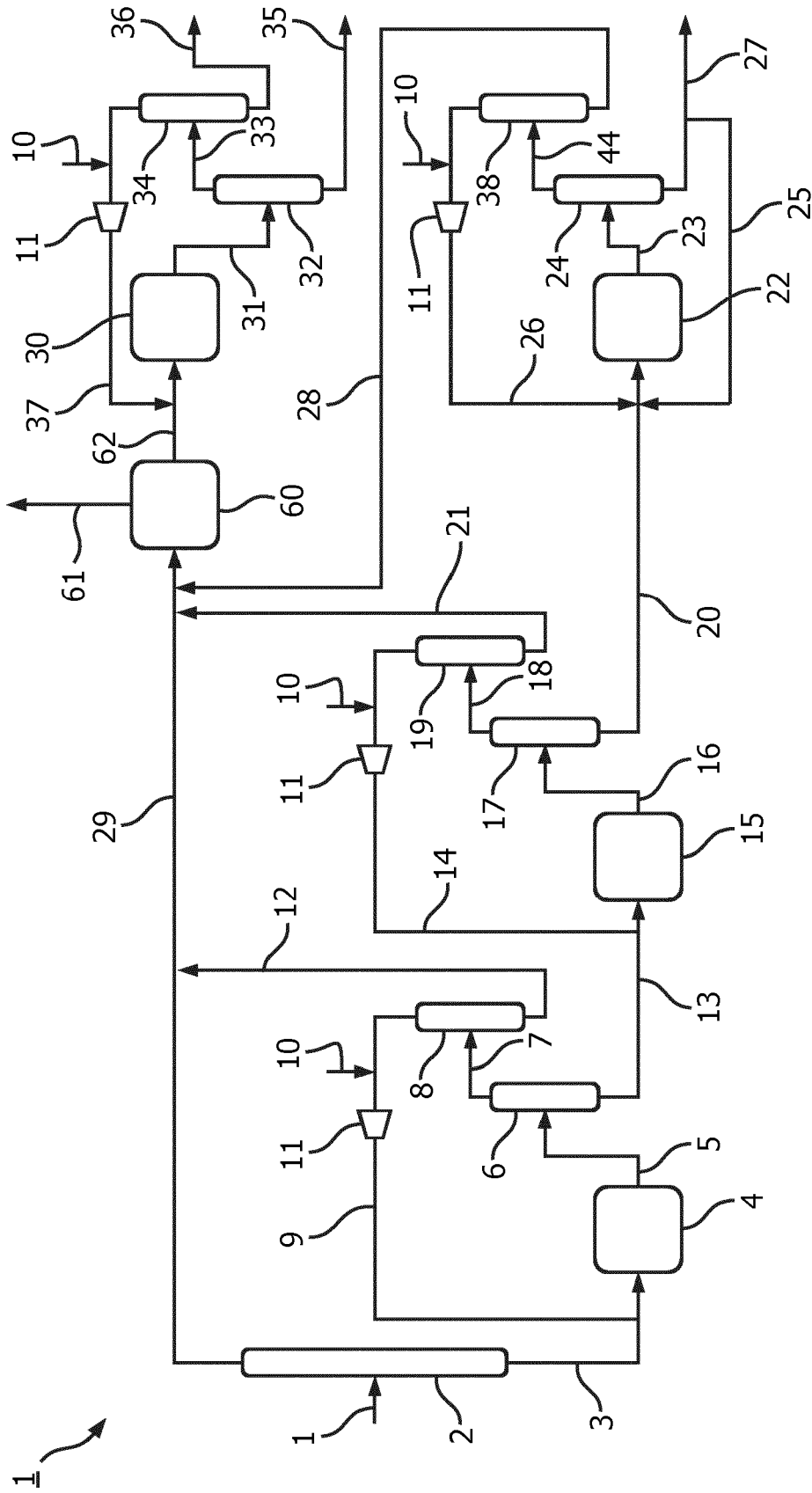


FIG. 1

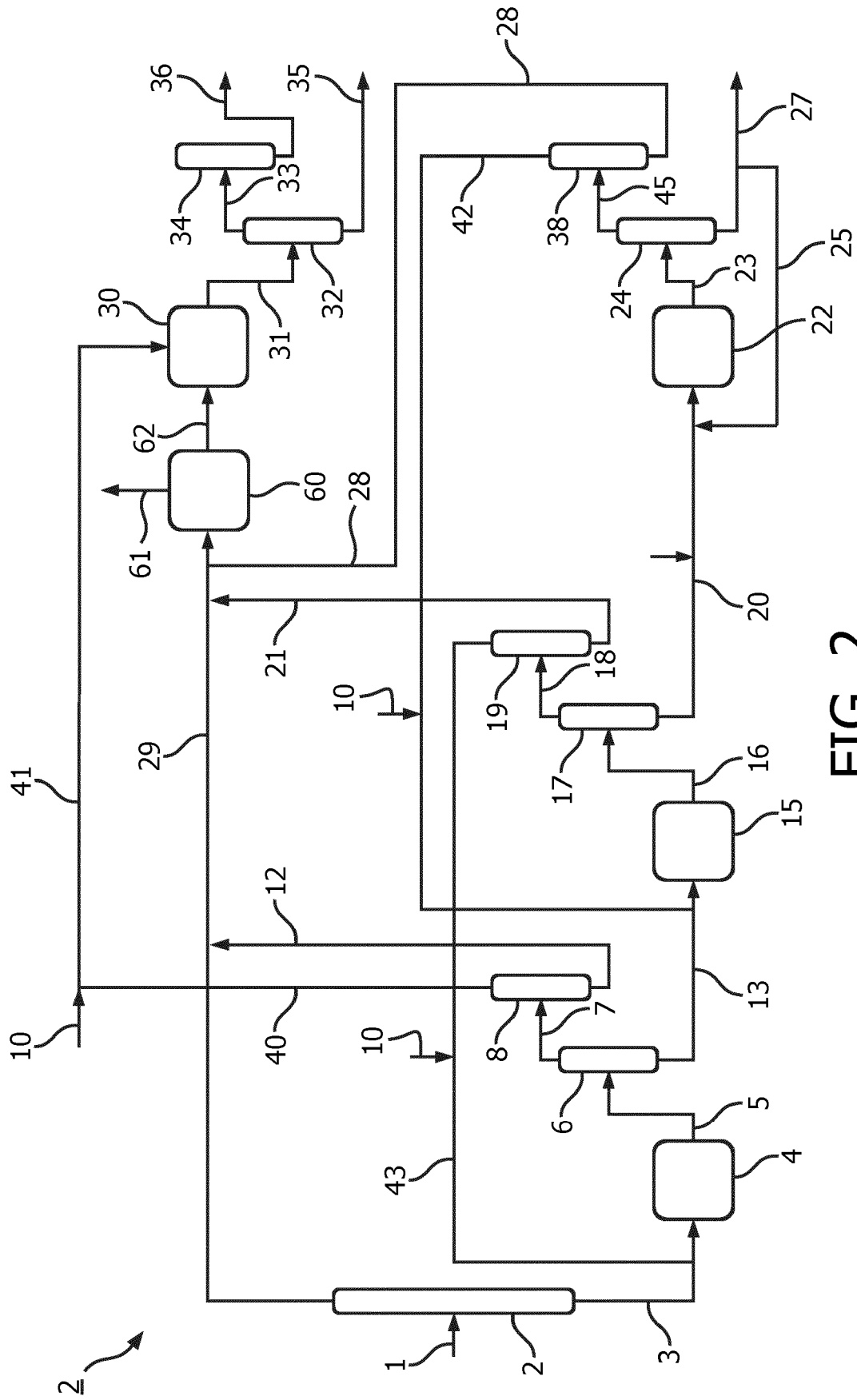


FIG. 2