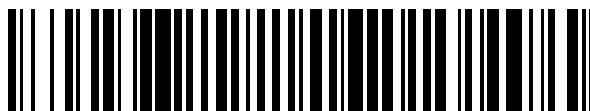


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 702 179**

51 Int. Cl.:

<b>C10G 35/00</b>	(2006.01)	<b>C10G 21/00</b>	(2006.01)
<b>C10G 45/00</b>	(2006.01)	<b>C10G 7/00</b>	(2006.01)
<b>C10G 47/00</b>	(2006.01)	<b>C10G 69/04</b>	(2006.01)
<b>C10G 49/00</b>	(2006.01)	<b>C10G 69/00</b>	(2006.01)
<b>C10G 59/00</b>	(2006.01)	<b>C10G 63/06</b>	(2006.01)
<b>C10G 61/00</b>	(2006.01)	<b>C10G 45/44</b>	(2006.01)
<b>C10G 63/00</b>	(2006.01)	<b>C10G 11/18</b>	(2006.01)
<b>C10G 69/06</b>	(2006.01)		
<b>C10G 9/36</b>	(2006.01)		
<b>C10G 11/00</b>	(2006.01)		

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **30.06.2014 PCT/EP2014/063858**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **08.01.2015 WO15000850**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **30.06.2014 E 14733662 (2)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **19.09.2018 EP 3017018**

54 Título: **Proceso e instalación para la conversión de crudo en productos petroquímicos que tienen un rendimiento de BTX mejorado**

30 Prioridad:

**02.07.2013 EP 13174763**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:  
**27.02.2019**

73 Titular/es:

**SABIC GLOBAL TECHNOLOGIES B.V. (50.0%)  
Plasticslaan 1  
4612 PX Bergen op Zoom, NL y  
SAUDI BASIC INDUSTRIES CORPORATION  
(50.0%)**

72 Inventor/es:

**WARD, ANDREW MARK;  
NARAYANASWAMY, RAVICHANDER;  
RAJAGOPALAN, VIJAYANAND;  
OPRINS, ARNO JOHANNES MARIA;  
SCHAERLAECKENS, EGIDIUS JACOBA MARIA y  
VELASCO PELAEZ, RAUL**

74 Agente/Representante:

**LEHMANN NOVO, María Isabel**

**ES 2 702 179 T3**

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

**DESCRIPCIÓN**

Proceso e instalación para la conversión de crudo en productos petroquímicos que tienen un rendimiento de BTX mejorado

5 La presente invención se refiere a un proceso integrado para convertir crudo en productos petroquímicos que comprenden destilación de crudo, reformado, desaromatización, craqueo catalítico fluido o pirólisis, y apertura de anillos aromáticos. Además, la presente invención se refiere a una instalación de proceso para convertir crudo en  
10 productos petroquímicos que comprenden una unidad de destilación de crudo, una unidad de reformado, una unidad de desaromatización, una unidad de craqueo catalítico fluido o un craqueador al vapor y una unidad de apertura de anillos aromáticos.

15 Se ha descrito previamente que una refinería de crudo puede integrarse con plantas químicas aguas abajo, tal como una unidad de craqueo al vapor de pirólisis con el fin de aumentar la producción de productos químicos de alto valor a costa de la producción de combustibles.

20 El documento US 3.702.292 describe una disposición de refinería de crudo integrada para producir combustible y productos químicos, que implica medios de destilación de crudo, medios de hidrocrqueo, medios de coquización retardada, medios de reformado, medios de producción de etileno y propileno que comprenden una unidad de craqueo al vapor de pirólisis y una unidad de separación de productos de pirólisis, medios de craqueo catalítico, medios de recuperación de productos aromáticos, medios de recuperación de butadieno y medios de alquilación en un sistema interrelacionado para producir una conversión de crudo en productos petroquímicos de aproximadamente el 50% y una conversión de crudo en combustibles de aproximadamente el 50%. El documento US2242504 da a  
25 conocer la conversión de destilado en gasolina de FCC a través de desaromatización, seguida de craqueo catalítico fluido de la fracción parafínica. El documento US2894896 da a conocer la conversión de queroseno en gasolina ARO a través de desaromatización, seguida de apertura de anillos aromáticos (hidrocrqueo) de la fracción aromática.

30 Un inconveniente importante de los medios y métodos convencionales para integrar operaciones de refinería de petróleo con plantas químicas aguas abajo para producir productos petroquímicos es que tales procesos integrados todavía producen cantidades significativas de combustible. Además, los medios y métodos convencionales para integrar operaciones de refinería de petróleo con plantas químicas aguas abajo tienen un rendimiento de BTX relativamente bajo en términos de % en peso de crudo.

35 Era un objeto de la presente invención proporcionar un medio y métodos para integrar operaciones de refinería de petróleo con plantas químicas aguas abajo que tuviesen una producción aumentada de productos petroquímicos a costa de la producción de combustibles. Era además un objeto de la presente invención proporcionar un medio y métodos para integrar operaciones de refinería de petróleo con plantas químicas aguas abajo que tuviesen un  
40 rendimiento de BTX mejorado.

La solución al problema anterior se consigue proporcionando las realizaciones tal como se describen a continuación en el presente documento y tal como se caracterizan en las reivindicaciones.

45 En un aspecto, la presente invención se refiere a un proceso integrado para convertir crudo en productos petroquímicos. Este proceso también se presenta en las figuras 1 y 2 que se describen adicionalmente a continuación en el presente documento.

Por consiguiente, la presente invención proporciona un proceso integrado para convertir crudo en productos petroquímicos que comprende

- 50
- (a) someter crudo a destilación de crudo para producir nafta y uno o más de queroseno y gasóleo;
  - (b) someter nafta a reformado para producir gasolina de reformador;
  - 55 (c) someter queroseno y/o gasóleo a desaromatización para producir una primera corriente enriquecida con alcanos y naftenos y una segunda corriente enriquecida con compuestos aromáticos;
  - (d) someter la corriente enriquecida con alcanos y naftenos a pirólisis para producir una gasolina de pirólisis o a craqueo catalítico fluido para producir una gasolina de FCC;
  - 60 (e) someter la corriente enriquecida con compuestos aromáticos a apertura de anillos aromáticos para producir gasolina ARO; y
  - (f) someter una o más de gasolina de reformador, gasolina de pirólisis, gasolina de FCC y gasolina ARO a  
65 tratamiento de gasolina para producir BTX.

En el contexto de la presente invención, se encontró que el rendimiento de BTX de un proceso integrado para convertir crudo en productos petroquímicos puede mejorarse sometiendo específicamente nafta a reformado catalítico para producir gasolina de reformador, sometiendo los naftenos y alcanos comprendidos en el queroseno y gasóleo a pirólisis o craqueo catalítico fluido para producir una gasolina de pirólisis o gasolina de FCC, sometiendo compuestos los hidrocarbonados aromáticos comprendidos en el queroseno y gasóleo a apertura de anillos aromáticos para producir gasolina ARO. Tal como se usa en el presente documento, el término "rendimiento de BTX" se refiere al % en peso de BTX producido de la masa total del crudo.

Preferiblemente, la nafta en la etapa (a) puede combinarse con destilado ligero derivado de unidad de refinería producido en el proceso. Además, la corriente enriquecida con compuestos aromáticos en la etapa (d) se combina preferiblemente con destilado medio derivado de unidad de refinería producido en el proceso.

La técnica anterior describe procesos para producir productos petroquímicos tales como BTX a partir de alimentaciones hidrocarbonadas específicas, tales como fracciones de crudo y/o destilados derivados de unidad de refinería específicos.

El documento US 4.181.599 describe un proceso para revalorizar un hidrocarburo de punto de ebullición en el intervalo de la nafta para dar combustible de gasolina y BTX que comprende separar dicha nafta en una fracción ligera que contiene compuestos alifáticos C6 e hidrocarburos de punto de ebullición inferior y una fracción de punto de ebullición superior, en el que la fracción de punto de ebullición superior se somete a reformado y en el que el reformado pesado así obtenido se somete a craqueo en presencia de un catalizador de ZSM-5. El documento US 4.181.599 no describe un proceso para convertir crudo en productos petroquímicos que comprenda desaromatización, craqueo catalítico fluido y apertura de anillos aromáticos. Además, el proceso del documento US 4.181.599 está optimizado hacia combustibles de gasolina de alto octanaje, en el que meramente el BTX puede separarse de la fracción C5+ producida en la zona de reacción de ZSM.

El término "crudo" tal como se usa en el presente documento se refiere al petróleo extraído de formaciones geológicas en su forma no refinada. Se entenderá que el término crudo también incluye aquel que se ha sometido a separaciones agua-petróleo y/o separación gas-petróleo y/o desalinización y/o estabilización. Cualquier crudo es adecuado como material de fuente para el proceso de esta invención, incluyendo crudos pesado arábigo, ligero arábigo, de otro golfo, crudos Brent, del mar del Norte, crudos del norte y del oeste de África, crudos indonesio, chino y mezclas de los mismos, pero también petróleo de esquisto, arenas bituminosas, condensados de gas y petróleos de base biológica. El crudo usado como alimentación para el proceso de la presente invención es preferiblemente petróleo convencional que tiene una gravedad API de más de 20° API medida mediante la norma ASTM D287. Más preferiblemente, el crudo usado en el proceso de la presente invención es un crudo ligero que tiene una gravedad API de más de 30° API. Lo más preferiblemente, el crudo usado en el proceso de la presente invención comprende crudo ligero arábigo. El crudo ligero arábigo tiene normalmente una gravedad API de entre 32-36° API y un contenido en azufre de entre el 1,5-4,5% en peso.

El término "petroquímicos" o "productos petroquímicos" tal como se usa en el presente documento se refiere a productos químicos derivados de crudo que no se usan como combustibles. Los productos petroquímicos incluyen olefinas y compuestos aromáticos que se usan como materia prima básica para producir productos químicos y polímeros. Los productos petroquímicos de alto valor incluyen olefinas y compuestos aromáticos. Las olefinas de alto valor típicas incluyen, pero no se limitan a, etileno, propileno, butadieno, butileno-1, isobutileno, isopreno, ciclopentadieno y estireno. Los compuestos aromáticos de alto valor típicos incluyen, pero no se limitan a, benceno, tolueno, xileno y etilbenceno.

El término "combustibles" tal como se usa en el presente documento se refiere a productos derivados de crudo usados como portador de energía. A diferencia de los productos petroquímicos, que son una colección de compuestos ampliamente definidos, los combustibles son normalmente mezclas complejas de diferentes compuestos hidrocarbonados. Los combustibles producidos comúnmente por refinerías de petróleo incluyen, pero no se limitan a, gasolina, combustible de avión, combustible diésel, fueloil pesado y coque de petróleo.

El término "gases producidos mediante la unidad de destilación de crudo" o "fracción de gases" tal como se usa en el presente documento se refiere a la fracción obtenida en un proceso de destilación de crudo que es gaseosa a temperaturas ambientales. Por consiguiente, la "fracción de gases" derivada mediante destilación de crudo comprende principalmente hidrocarburos C1-C4 y puede comprender además impurezas tales como sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono. En esta memoria descriptiva, otras fracciones de petróleo obtenidas mediante destilación de crudo se denominan "nafta", "queroseno", "gasóleo" y "residuo". Los términos nafta, queroseno, gasóleo y residuo se usan en el presente documento teniendo su significado aceptado generalmente en el campo de los procesos de refinería de petróleo; véase Alfke *et al.* (2007) Oil Refining, Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry and Speight (2005) Petroleum Refinery Processes, Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology. A este respecto, debe indicarse que puede haber solapamiento entre las diferentes fracciones de destilación de crudo debido a la mezcla compleja de los compuestos hidrocarbonados comprendidos en el crudo y los límites técnicos al proceso de destilación de crudo. Preferiblemente, el término "nafta" tal como se usa en el presente documento se refiere a la fracción de petróleo obtenida mediante destilación de crudo que tiene un intervalo de punto de ebullición

de aproximadamente 20-200°C, más preferiblemente de aproximadamente 30-190°C. Preferiblemente, la nafta ligera es la fracción que tiene un intervalo de punto de ebullición de aproximadamente 20-100°C, más preferiblemente de aproximadamente 30-90°C. La nafta pesada tiene preferiblemente un intervalo de punto de ebullición de aproximadamente 80-200°C, más preferiblemente de aproximadamente 90-190°C. Preferiblemente, el término "queroseno" tal como se usa en el presente documento se refiere a la fracción de petróleo obtenida mediante destilación de crudo que tiene un intervalo de punto de ebullición de aproximadamente 180-270°C, más preferiblemente de aproximadamente 190-260°C. Preferiblemente, el término "gasóleo" tal como se usa en el presente documento se refiere a la fracción de petróleo obtenida mediante destilación de crudo que tiene un intervalo de punto de ebullición de aproximadamente 250-360°C, más preferiblemente de aproximadamente 260-350°C. Preferiblemente, el término "residuo" tal como se usa en el presente documento se refiere a la fracción de petróleo obtenida mediante destilación de crudo que tiene un punto de ebullición de más de aproximadamente 340°C, más preferiblemente de más de aproximadamente 350°C.

Tal como se usa en el presente documento, el término "unidad de refinería" se refiere a una sección de un complejo de planta petroquímica para la conversión química de crudo en productos petroquímicos y combustibles. A este respecto, debe indicarse que una unidad para síntesis de olefinas, tal como un craqueador al vapor, se considera que también representa una "unidad de refinería". En esta memoria descriptiva, las diferentes corrientes de hidrocarburo producidas mediante unidades de refinería o producidas en operaciones de unidad de refinería se denominan: gases derivados de unidad de refinería, destilado ligero derivado de unidad de refinería, destilado medio derivado de unidad de refinería y destilado pesado derivado de unidad de refinería. Por consiguiente, se obtiene un destilado derivado de unidad de refinería como resultado de una conversión química seguida de una separación, por ejemplo, mediante destilación o mediante extracción, que contrasta con una fracción de crudo. El término "gases derivados de unidad de refinería" se refiere a la fracción de los productos producidos en una unidad de refinería que es gaseosa a temperaturas ambientales. Por consiguiente, la corriente de gas derivada de unidad de refinería puede comprender compuestos gaseosos tales como LPG y metano. Otros componentes comprendidos en la corriente de gas derivada de unidad de refinería pueden ser hidrógeno y sulfuro de hidrógeno. Los términos destilado ligero, destilado medio y destilado pesado se usan en el presente documento teniendo su significado aceptado generalmente en el campo de los procesos de refinería de petróleo; véase Speight, J. G. (2005) loc.cit. A este respecto, debe indicarse que puede haber solapamiento entre diferentes fracciones de destilación debido a la mezcla compleja de los compuestos hidrocarbonados comprendidos en la corriente de producto producida mediante operaciones de unidad de refinería y los límites técnicos al proceso de destilación usado para separar las diferentes fracciones. Preferiblemente, el destilado ligero derivado de unidad de refinería es el destilado de hidrocarburo obtenido en un proceso de unidad de refinería que tiene un intervalo de punto de ebullición de aproximadamente 20-200°C, más preferiblemente de aproximadamente 30-190°C. El "destilado ligero" es a menudo relativamente rico en hidrocarburos aromáticos que tienen un anillo aromático. Preferiblemente, el destilado medio derivado de unidad de refinería es el destilado de hidrocarburo obtenido en un proceso de unidad de refinería que tiene un intervalo de punto de ebullición de aproximadamente 180-360°C, más preferiblemente de aproximadamente 190-350°C. El "destilado medio" es relativamente rico en hidrocarburos aromáticos que tienen dos anillos aromáticos. Preferiblemente, el destilado pesado derivado de unidad de refinería es el destilado de hidrocarburo obtenido en un proceso de unidad de refinería que tiene un punto de ebullición de más de aproximadamente 340°C, más preferiblemente de más de aproximadamente 350°C. El "destilado pesado" es relativamente rico en hidrocarburos que tienen anillos aromáticos condensados.

El término "alcano" o "alcanos" se usa en el presente documento teniendo su significado establecido y por consiguiente describe hidrocarburos no ramificados o ramificados acíclicos que tienen la fórmula general  $C_nH_{2n+2}$ , y que por tanto consisten en su totalidad en átomos de hidrógeno y átomos de carbono saturados; véase, por ejemplo, IUPAC. Compendium of Chemical Terminology, 2ª ed. (1997). Por consiguiente, el término "alcanos" describe alcanos no ramificados ("parafinas normales" o "n-parafinas" o "n-alcanos") y alcanos ramificados ("isoparafinas" o "isoalcanos") pero excluye naftenos (cicloalcanos).

El término "hidrocarburos aromáticos" o "compuestos aromáticos" se conoce muy ampliamente en la técnica. Por consiguiente, el término "hidrocarburo aromático" se refiere a un hidrocarburo conjugado cíclicamente con una estabilidad (debida a deslocalización) que es significativamente mayor que la de una estructura localizada hipotética (por ejemplo, estructura Kekulé). El método más común para determinar la aromaticidad de un hidrocarburo dado es la observación de la diatropicidad en el espectro de  $^1H$ -RMN, por ejemplo, la presencia de desplazamientos químicos en el intervalo de desde 7,2 hasta 7,3 ppm para protones de anillo de benceno.

Los términos "hidrocarburos nafténicos" o "naftenos" o "cicloalcanos" se usan en el presente documento teniendo su significado establecido y por consiguiente describen hidrocarburos cíclicos saturados.

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 C2-C4, es decir una mezcla de hidrocarburos C2, C3 y C4.

5 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, tal 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  
10 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.

15 Tal como se usa en el presente documento, el término "hidrocarburos C#", donde "#" es un número entero positivo, pretende describir todos los hidrocarburos que tienen # átomos de carbono. Además, el término "hidrocarburos 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 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.

20 El proceso de la presente invención implica destilación de crudo, que comprende separar diferentes fracciones de crudo basándose en una diferencia en el punto de ebullición. Tal como se usa en el presente documento, el término "unidad de destilación de crudo" se refiere a la columna de fraccionamiento que se usa para separar crudo en fracciones mediante destilación fraccionada; véase Alfke *et al.* (2007) loc.cit. Preferiblemente, el crudo se procesa en una unidad de destilación atmosférica para separar gasóleo y fracciones más ligeras de componentes de punto de ebullición superior (residuo atmosférico o "residuo"). En la presente invención, no se requiere pasar el residuo a una unidad de destilación de vacío para un fraccionamiento adicional del residuo, y es posible procesar el residuo como una única fracción. En el caso de alimentaciones de crudo relativamente pesado, sin embargo, puede ser ventajoso fraccionar adicionalmente el residuo usando una unidad de destilación de vacío para separar adicionalmente el  
25 residuo en una fracción de gasóleo de vacío y una fracción de residuo de vacío. En el caso de usar destilación a vacío, la fracción de gasóleo de vacío y la fracción de residuo de vacío pueden procesarse por separado en las posteriores unidades de refinería. Por ejemplo, la fracción de residuo de vacío puede someterse específicamente a desasfaltado con disolvente antes de un procesamiento adicional. Preferiblemente, el término "gasóleo de vacío" tal como se usa en el presente documento se refiere a la fracción de petróleo obtenida mediante destilación de crudo que tiene un intervalo de punto de ebullición de aproximadamente 340-560°C, más preferiblemente de aproximadamente 350-550°C. Preferiblemente, el término "residuo de vacío" tal como se usa en el presente documento se refiere a la fracción de petróleo obtenida mediante destilación de crudo que tiene un punto de ebullición de más de aproximadamente 540°C, más preferiblemente de más de aproximadamente 550°C.

40 Tal como se usa en el presente documento, el término "unidad de reformador catalítico" o "reformador" se refiere a una unidad de refinería en la que se hacen reaccionar moléculas de hidrocarburo en una corriente de alimentación de nafta y/o destilado ligero para convertir naftenos y parafinas en un destilado ligero que es rico en compuestos aromáticos ("gasolina de reformador"); véase Alfke (2007) loc. cit. En el proceso de reformado catalítico se deshidrogenan hidrocarburos para producir cantidades significativas de subproducto gas de hidrógeno. Otros subproductos son metano y LPG. Generalmente, el reformado catalítico se realiza usando un catalizador soportado que comprende un metal de hidrogenación, preferiblemente platino, y un halógeno, preferiblemente cloro, que cataliza reacciones de isomerización y craqueo. Las condiciones de proceso adecuadas para el reformado catalítico comprenden comúnmente una temperatura de proceso de 400-600°C y una presión de 0,3-5 MPa manométricos preferiblemente de 0,5-5 MPa manométricos.

50 Tal como se usa en el presente documento, el término "unidad de desaromatización" se refiere a una unidad de refinería para la separación de hidrocarburos aromáticos, tales como BTX, de una alimentación de hidrocarburos mixta. Tales procesos de desaromatización se describen en Folkins (2000) Bencene, Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. Por consiguiente, existen procesos para separar una corriente de hidrocarburo mixta en una primera corriente que está enriquecida en compuestos aromáticos y una segunda corriente que está enriquecida en parafinas y naftenos. Un método preferido para separar hidrocarburos aromáticos de una mezcla de hidrocarburos aromáticos y alifáticos es extracción por disolvente; véase, por ejemplo, el documento WO 2012135111 A2. Los disolventes preferidos usados en la extracción aromática por disolvente son sulfolano, tetraetilenglicol y N-metilpirrolidona, que son disolventes usados comúnmente en procesos de extracción de compuestos aromáticos comerciales. Estas especies se usan a menudo en combinación con otros disolventes u otros productos químicos (denominados en ocasiones codisolventes) tal como agua y/o alcoholes. Se prefieren particularmente disolventes que no contienen nitrógeno, tal como sulfolano. Los procesos de desaromatización aplicados comercialmente son menos preferidos para la desaromatización de mezclas de hidrocarburos que tienen un intervalo de punto de ebullición que supera los 250°C, preferiblemente 200°C, ya que es necesario que el punto de ebullición del disolvente usado en tal extracción por disolvente sea menor que el punto de ebullición de los compuestos aromáticos que deben extraerse. La extracción por disolvente de compuestos aromáticos pesados se describe en la  
65

técnica; véase, por ejemplo, el documento US 5.880.325. Alternativamente, otros métodos conocidos distintos de la extracción por disolvente, tal como separación por tamiz molecular o separación basada en el punto de ebullición, pueden aplicarse para la separación de compuestos aromáticos, particularmente de compuestos aromáticos pesados, en un proceso de desaromatización.

5 Tal como se usa en el presente documento, el término “unidad de craqueador catalítico fluido” o “unidad de FCC” se refiere a una unidad de refinería para convertir fracciones de hidrocarburos de alto peso molecular, de alto punto de ebullición, de crudos de petróleo en fracciones de hidrocarburos de menor punto de ebullición y gases olefínicos. En una unidad de FCC, el craqueo tiene lugar usando generalmente un catalizador a base de zeolita muy activo en una tubería de pendiente hacia arriba o vertical con un tiempo de contacto breve denominada “tubería ascendente”. La alimentación precalentada se pulveriza en la base de la tubería ascendente por medio de boquillas de alimentación, donde entra en contacto con catalizador fluidizado extremadamente caliente. Las condiciones de proceso preferidas usadas para el craqueo catalítico fluido incluyen generalmente una temperatura de 425-700°C y una presión de 10-800 kPa manométricos. El catalizador caliente vaporiza la alimentación y cataliza las reacciones de craqueo que rompen los hidrocarburos de alto peso molecular en componentes más ligeros que incluyen LPG, destilado ligero y destilado medio. La mezcla de catalizador/hidrocarburos fluye hacia arriba a través de la tubería ascendente durante unos pocos segundos, y entonces se separa la mezcla por medio de ciclones. Los hidrocarburos libres de catalizador se dirigen a un fraccionador principal (un componente de la unidad de FCC para la separación en gas combustible, LPG, destilado ligero, destilado medio y destilado pesado). El catalizador “gastado” se desprende de los vapores de hidrocarburos sometidos a craqueo y se envía a un separador, en el que se pone en contacto con vapor para eliminar los hidrocarburos que quedan en los poros del catalizador. El catalizador “gastado” fluye entonces a un regenerador de lecho fluidizado, en el que se usa aire (o en algunos casos aire más oxígeno) para quemar el coque para restaurar la actividad del catalizador y también proporcionar el calor necesario para el siguiente ciclo de reacción, siendo el craqueo una reacción endotérmica. El catalizador “regenerado” fluye entonces a la base de la tubería ascendente, repitiendo el ciclo. El proceso de la presente invención puede comprender varias unidades de FCC que se hacen funcionar a diferentes condiciones de proceso, dependiendo de la alimentación de hidrocarburos y el programa de producto deseado. Tal como se usa en el presente documento, el término “FCC de baja intensidad” o “FCC de refinería” se refiere a un proceso de FCC que está optimizado hacia la producción de destilado ligero que es relativamente rico en compuestos aromáticos (“gasolina de FCC”). Como la mayoría de las refinerías convencionales están optimizadas hacia la producción de gasolina, puede considerarse que las condiciones de funcionamiento de proceso de FCC convencionales representan el FCC de baja intensidad. Las condiciones de proceso preferidas usadas para FCC de refinería incluyen generalmente una temperatura de 425-570°C y una presión de 10-800 kPa manométricos. Tal como se usa en el presente documento, el término “FCC de alta intensidad” o “FCC de productos petroquímicos” se refiere a un proceso de FCC que está optimizado hacia la producción de olefinas. Los procesos de FCC de alta intensidad se conocen de la técnica anterior y se describen, entre otros, en los documentos EP 0 909 804 A2, EP 0 909 582 A1 y US 5.846.402. Las condiciones de proceso preferidas usadas para el FCC de alta intensidad incluyen generalmente una temperatura de 540-700°C y una presión de 10-800 kPa manométricos.

40 La “unidad de apertura de anillos aromáticos” se refiere a una unidad de refinería, en la que se lleva a cabo el proceso de apertura de anillos aromáticos. La apertura de anillos aromáticos es un proceso de hidrocrqueo específico que es particularmente adecuado para convertir una alimentación que es relativamente rica en hidrocarburo aromático que tiene un punto de ebullición en el intervalo de punto de ebullición del queroseno y el gasóleo, y opcionalmente el intervalo de punto de ebullición del gasóleo de vacío, para producir LPG y, dependiendo del proceso y/o las condiciones de proceso específicas, un destilado ligero (gasolina derivada de ARO). Un proceso de apertura de anillos aromáticos de este tipo (proceso ARO) se describe, por ejemplo, en los documentos US3256176 y US4789457. Tales procesos pueden comprender o bien un único reactor catalítico de lecho fijo o bien dos de tales reactores en serie junto con una o más unidades de fraccionamiento para separar los productos deseados de material sin convertir y también puede incorporar la capacidad de recircular material sin convertir a uno o ambos de los reactores. Los reactores pueden hacerse funcionar a una temperatura de 200-600°C, preferiblemente 300-400°C, una presión de 3-35 MPa, preferiblemente de 5 a 20 MPa junto con el 5-20% en peso de hidrógeno (en relación con la materia prima hidrocarbonada), pudiendo fluir dicho hidrógeno en corriente paralela con la materia prima hidrocarbonada o a contracorriente a la dirección de flujo de la materia prima hidrocarbonada, en presencia de un catalizador funcional dual activo tanto para hidrogenación-deshidrogenación como para escisión de anillo, pudiendo realizarse dicha saturación de anillo aromático y escisión de anillo. Los catalizadores usados en tales procesos comprenden uno o más elementos seleccionados del grupo que consiste en Pd, Rh, Ru, Ir, Os, Cu, Co, Ni, Pt, Fe, Zn, Ga, In, Mo, W y V en forma de sulfuro metálico o de metal soportada en un sólido ácido tal como alúmina, sílice, alúmina-sílice y zeolitas. A este respecto, debe indicarse que el término “soportada en” tal como se usa en el presente documento incluye cualquier manera convencional para proporcionar un catalizador que combine uno o más elementos con un soporte catalítico. Adaptando o bien individualmente o bien en combinación la composición de catalizador, la temperatura de funcionamiento, la velocidad espacial de funcionamiento y/o la presión parcial de hidrógeno, el proceso puede dirigirse hacia la saturación completa y la posterior escisión de todos los anillos o hacia mantener un anillo aromático insaturado y la posterior escisión de todos los anillos excepto uno. En el último caso, el proceso ARO produce un destilado ligero (“gasolina ARO”) que es relativamente rica en compuestos hidrocarbonados que tienen un anillo aromático y/o nafténico. En el contexto de la presente invención, se prefiere usar un proceso de apertura de anillos aromáticos que esté optimizado para mantener un anillo aromático

o nafténico intacto y por tanto para producir un destilado ligero que es relativamente rico en compuestos hidrocarbonados que tienen un anillo aromático o nafténico. Un proceso de apertura de anillos aromáticos adicional (proceso ARO) se describe en el documento US 7.513.988. Por consiguiente, el proceso ARO puede comprender saturación de anillo aromático a una temperatura de 100-500°C, más preferiblemente 300-500°C, preferiblemente 200-500°C, una presión de 2-10 MPa junto con el 5-30% en peso, preferiblemente el 10-30% en peso de hidrógeno (en relación con la materia prima hidrocarbonada) en presencia de un catalizador de hidrogenación aromático y escisión de anillo a una temperatura de 200-600°C, preferiblemente 300-400°C, una presión de 1-12 MPa junto con el 5-20% en peso de hidrógeno (en relación con la materia prima hidrocarbonada) en presencia de un catalizador de escisión de anillo, pudiendo realizarse dicha saturación de anillo aromático y escisión de anillo en un reactor o en dos reactores consecutivos. El catalizador de hidrogenación aromático puede ser un catalizador de hidrogenación/hidrotratamiento convencional, tal como un catalizador que comprende una mezcla de Ni, W y Mo en un soporte refractario, normalmente alúmina. El catalizador de escisión de anillo comprende un componente de sulfuro de metal de transición o de metal y un soporte. Preferiblemente, el catalizador comprende uno o más elementos seleccionados del grupo que consiste en Pd, Rh, Ru, Ir, Os, Cu, Co, Ni, Pt, Fe, Zn, Ga, In, Mo, W y V en forma de sulfuro metálico o de metal soportada en un sólido ácido tal como alúmina, sílice, alúmina-sílice y zeolitas. Adaptando o bien individualmente o bien en combinación la composición de catalizador, la temperatura de funcionamiento, la velocidad espacial de funcionamiento y/o la presión parcial de hidrógeno, el proceso puede dirigirse hacia la saturación completa y la posterior escisión de todos los anillos o hacia mantener un anillo aromático insaturado y la posterior escisión de todos los anillos excepto uno. En el último caso, el proceso ARO produce un destilado ligero ("gasolina ARO") que es relativamente rico en compuestos hidrocarbonados que tienen un anillo aromático. En el contexto de la presente invención, se prefiere usar un proceso de apertura de anillos aromáticos que está optimizado para mantener un anillo aromático intacto y por tanto para producir un destilado ligero que es relativamente rico en compuestos hidrocarbonados que tienen un anillo aromático.

Tal como se usa en el presente documento, el término "unidad de tratamiento de gasolina" o "unidad de hidrotratamiento de gasolina" o "GTU" se refiere a un proceso en el que una corriente de alimentación hidrocarbonada rica en compuestos aromáticos e insaturada, tal como una corriente de alimentación que comprende una o más de gasolina de FCC, gasolina derivada de ARO y gasolina de reformador, se someten selectivamente a hidrotratamiento de modo que los dobles enlaces carbono-carbono de las olefinas y diolefinas comprendidas en dicha corriente de alimentación se hidrogenan; véase también el documento US 3.556.983. Convencionalmente, una unidad de tratamiento de gasolina incluye un proceso de primera fase para mejorar la estabilidad de la corriente de hidrocarburo rica en compuestos aromáticos hidrogenando selectivamente diolefinas y compuestos de alqueno, haciéndola por tanto adecuada para un procesamiento adicional en una segunda fase. La reacción de hidrogenación de primera fase se lleva a cabo usando un catalizador de hidrogenación que comprende comúnmente Ni y/o Pd, con o sin promotores, soportado en alúmina en un reactor de lecho fijo. La hidrogenación de primera fase se realiza comúnmente en fase líquida comprendiendo una temperatura de entrada de proceso de 200°C o menos, preferiblemente de 30-100°C. En una segunda fase, la corriente de hidrocarburo rica en compuestos aromáticos hidrotratada en la primera fase se procesa adicionalmente para preparar una materia prima adecuada para la recuperación de compuestos aromáticos hidrogenando selectivamente las olefinas y eliminando el azufre por medio de hidrodesulfuración. En la hidrogenación de segunda fase se usa comúnmente un catalizador de hidrogenación que comprende elementos seleccionados del grupo que consiste en Ni, Mo, Co, W y Pt, con o sin promotores, soportado en alúmina en un reactor de lecho fijo, estando el catalizador en forma de sulfuro. Las condiciones de proceso comprenden generalmente una temperatura de proceso de 200-400°C, preferiblemente de 250-350°C y una presión de 1-3,5 MPa, preferiblemente 2-3,5 MPa manométricos. El producto rico en compuestos aromáticos producidos mediante la GTU se somete entonces adicionalmente a recuperación de BTX usando una extracción por disolvente convencional. En el caso de que la mezcla de hidrocarburos ricos en compuestos aromáticos que debe someterse al tratamiento de gasolina tenga un contenido bajo en diolefinas y compuestos de alqueno, tal como gasolina de reformador, la corriente de hidrocarburo rica en compuestos aromáticos puede someterse directamente a la hidrogenación de segunda fase o incluso someterse directamente a extracción de compuestos aromáticos. Preferiblemente, la unidad de tratamiento de gasolina es una unidad de hidrocrackeo de gasolina tal como se describe en el presente documento para convertir una corriente de alimentación que es rica en hidrocarburos aromáticos que tienen un anillo aromático en BTX purificado.

Preferiblemente al menos el 50% en peso, más preferiblemente al menos el 60% en peso, incluso más preferiblemente al menos el 70% en peso, de manera particularmente preferible al menos el 80% en peso, de manera más particularmente preferible al menos el 90% en peso y lo más preferiblemente al menos el 95% en peso del queroseno y el gasóleo combinados producidos mediante la destilación de crudo en el proceso se somete a desaromatización. Preferiblemente menos del 50% en peso, más preferiblemente menos del 40% en peso, incluso más preferiblemente menos del 30% en peso, de manera particularmente preferible menos del 20% en peso, de manera más particularmente preferible menos del 10% en peso y lo más preferiblemente menos del 5% en peso del crudo se convierte en combustibles en el proceso de la presente invención.

Preferiblemente, el proceso de la presente invención comprende además someter el residuo producido mediante destilación de crudo a revalorización de residuo para producir LPG y un efluente líquido de revalorización de residuo.

65

Sometiendo específicamente el residuo a revalorización de residuo para producir LPG, destilado ligero y destilado medio y sometiendo el destilado ligero y el destilado medio a hidrocrqueo para producir en última instancia LPG y BTX, puede mejorarse enormemente el rendimiento de BTX y la eficiencia de carbono del proceso de la presente invención.

5 Tal como se usa en el presente documento, el término “unidad de revalorización de residuo” se refiere a una unidad de refinería adecuada para el proceso de revalorización de residuo, que es un proceso para romper los hidrocarburos comprendidos en el residuo y/o el destilado pesado derivado de unidad de refinería en hidrocarburos de menor punto de ebullición; véase Alfke *et al.* (2007) loc.cit. Las tecnologías disponibles comercialmente incluyen  
10 un coquizador retardado, un coquizador de fluido, un FCC de residuo, un coquizador flexible, un reductor de viscosidad o un hidrorreductor de viscosidad catalítico. Preferiblemente, la unidad de revalorización de residuo puede ser una unidad de coquización o un hidrocrqueador de residuo. Una “unidad de coquización” es una unidad de procesamiento de refinería de petróleo que convierte residuo en LPG, destilado ligero, destilado medio, destilado pesado y coque de petróleo. El proceso quiebra térmicamente las moléculas de hidrocarburo de cadena larga en la  
15 alimentación de petróleo residual para dar moléculas de cadena más corta.

La alimentación para la revalorización de residuo comprende preferiblemente residuo y destilado pesado producidos en el proceso. Tal destilado pesado puede comprender el destilado pesado producido mediante un craqueador al vapor, tal como aceite negro de carbono y/o destilado craqueado, pero también puede comprender el destilado  
20 pesado producido mediante revalorización de residuo, que puede recircularse hasta la extinción. Aun así, puede purgarse una corriente de brea relativamente pequeña del proceso.

Preferiblemente, la revalorización de residuo usada en la presente invención es hidrocrqueo de residuo.

25 Seleccionando hidrocrqueo de residuo frente a otros medios para la revalorización de residuo, pueden mejorarse adicionalmente el rendimiento de BTX y la eficiencia de carbono del proceso de la presente invención.

Un “hidrocrqueador de residuo” es una unidad de procesamiento de refinería de petróleo que es adecuada para el proceso de hidrocrqueo de residuo, que es un proceso para convertir residuo en LPG, destilado ligero, destilado  
30 medio y destilado pesado. Los procesos de hidrocrqueo de residuo se conocen ampliamente en la técnica; véase por ejemplo, Alfke *et al.* (2007) loc.cit. Por consiguiente, se emplean 3 tipos de reactor básicos en el hidrocrqueo comercial que son un tipo de reactor de lecho fijo (lecho percolador), un tipo de reactor de lecho ebullente y un tipo de reactor de suspensión espesa (flujo arrastrado). Los procesos de hidrocrqueo de residuo de lecho fijo están ampliamente establecidos y pueden procesar corrientes contaminadas, tales como residuos atmosféricos y residuos  
35 de vacío para producir destilado ligero y medio, que pueden procesarse adicionalmente para producir olefinas y compuestos aromáticos. Los catalizadores usados en los procesos de hidrocrqueo de residuo de lecho fijo comprenden comúnmente uno o más elementos seleccionados del grupo que consiste en Co, Mo y Ni en un soporte refractario, normalmente alúmina. En el caso de alimentaciones altamente contaminadas, el catalizador en los procesos de hidrocrqueo de residuo de lecho fijo también puede reponerse hasta cierta medida (lecho móvil). Las condiciones de proceso comprenden comúnmente una temperatura de 350-450°C y una presión de 2-20 MPa manométricos. Los procesos de hidrocrqueo de residuo de lecho ebullente también están ampliamente establecidos y se caracterizan, entre otros, porque el catalizador se reemplaza continuamente, permitiendo el procesamiento de alimentaciones altamente contaminadas. Los catalizadores usados en los procesos de hidrocrqueo de residuo de lecho ebullente comprenden comúnmente uno o más elementos seleccionados del  
45 grupo que consiste en Co, Mo y Ni en un soporte refractario, normalmente alúmina. El tamaño de partícula pequeño de los catalizadores empleados aumenta de manera efectiva su actividad (véanse formulaciones similares en formas adecuadas para aplicaciones de lecho fijo). Estos dos factores permiten que procesos de hidrocrqueo de lecho ebullente alcancen rendimientos significativamente superiores de productos ligeros y niveles superiores de adición de hidrógeno en comparación con unidades de hidrocrqueo de lecho fijo. Las condiciones de proceso comprenden  
50 comúnmente una temperatura de 350-450°C y una presión de 5-25 MPa manométricos. Los procesos de hidrocrqueo de residuo de suspensión espesa representan una combinación de craqueo térmico e hidrogenación catalítica para alcanzar altos rendimientos de productos destilables a partir de alimentaciones de residuo altamente contaminadas. En la primera fase líquida, se producen simultáneamente reacciones de craqueo térmico y de hidrocrqueo en el lecho fluidizado en condiciones de proceso que incluyen una temperatura de 400-500°C y una  
55 presión de 15-25 MPa manométricos. El residuo, el hidrógeno y el catalizador se introducen en la parte inferior del reactor y se forma un lecho fluidizado, cuya altura depende del caudal y la conversión deseada. En estos procesos, el catalizador se reemplaza continuamente para alcanzar niveles de conversión consistentes a lo largo de un ciclo de funcionamiento. El catalizador puede ser un sulfuro de metal no soportado que se genera *in situ* dentro del reactor. En la práctica, los costes adicionales asociados con los reactores de lecho ebullente y de fase de suspensión  
60 espesa solo están justificados cuando se requiere una alta conversión de corrientes pesadas altamente contaminadas, tales como gasóleos de vacío. En estas circunstancias, la conversión limitada de moléculas muy grandes y las dificultades asociadas con la desactivación de catalizador hacen que los procesos de lecho fijo sean relativamente poco atractivos en el proceso de la presente invención. Por consiguiente, se prefieren los tipos de reactor de lecho ebullente y de suspensión espesa debido a su rendimiento mejorado de destilado ligero y medio en  
65 comparación con el hidrocrqueo de lecho fijo. Tal como se usa en el presente documento, el término “efluente líquido de revalorización de residuo” se refiere al producto producido mediante la revalorización de residuo



excluyendo los productos gaseosos, tales como metano y LPG y el destilado pesado producido revalorizando el residuo. El destilado pesado producido revalorizando el residuo se recircula preferiblemente a la unidad de revalorización de residuo hasta la extinción. Sin embargo, puede ser necesario purgar una corriente de breña relativamente pequeña. Desde el punto de vista de la eficiencia de carbono, se prefiere un hidrocrackeador de residuo con respecto a una unidad de coquización, ya que la última produce cantidades considerables de coque de petróleo que no pueden revalorizarse para dar productos petroquímicos de alto valor. Desde el punto de vista del equilibrio de hidrógeno del proceso integrado, puede preferirse seleccionar una unidad de coquización con respecto a un hidrocrackeador de residuo, ya que el último consume cantidades considerables de hidrógeno. También en vista de gasto de capital y/o los costes operativos puede ser ventajoso seleccionar una unidad de coquización con respecto a un hidrocrackeador de residuo.

En el caso de que el residuo se fraccione adicionalmente usando una unidad de destilación de vacío para separar el residuo en una fracción de gasóleo de vacío y una fracción de residuo de vacío, se prefiere someter el gasóleo de vacío a hidrocrackeo de gasóleo de vacío y el residuo de vacío a hidrocrackeo de residuo de vacío, sometiéndose posteriormente el destilado pesado producido mediante hidrocrackeo de residuo de vacío a hidrocrackeo de gasóleo de vacío. En el caso de que la presente invención implique destilación a vacío, el gasóleo de vacío así obtenido se alimenta preferiblemente a la unidad de apertura de anillos aromáticos junto con una o más de otras corrientes de hidrocarburo que son relativamente ricas en hidrocarburos aromáticos y que tienen un punto de ebullición en el intervalo del punto de ebullición del queroseno y el gasóleo. Tales corrientes de hidrocarburo que son relativamente ricas en hidrocarburos aromáticos y que tienen un punto de ebullición en el intervalo de punto de ebullición del queroseno y el gasóleo pueden seleccionarse del grupo que consiste en queroseno, gasóleo y destilado medio. El hidrocrackeo de residuo de vacío es preferiblemente hidrocrackeo de residuo de suspensión espesa tal como se definió anteriormente en el presente documento.

Preferiblemente, el proceso de la presente invención comprende además someter el destilado pesado comprendido en el efluente de revalorización de residuo líquido a craqueo catalítico fluido para producir una corriente de gasolina de FCC que se somete a un tratamiento de gasolina.

Sometiendo el efluente de revalorización de residuo líquido a craqueo catalítico fluido, puede reducirse el consumo de hidrógeno del proceso de la presente invención en comparación con un proceso en el que el destilado pesado producido revalorizando el residuo se recircula a dicha revalorización de residuo hasta la extinción. Además, seleccionando un proceso que comprende craqueo catalítico fluido, el destilado ligero producido mediante apertura de anillos aromáticos puede revalorizarse de manera más eficiente para dar productos petroquímicos.

Preferiblemente, el destilado medio producido mediante pirólisis o craqueo catalítico fluido se somete a apertura de anillos aromáticos. Por ejemplo, en el caso de que los alcanos y naftenos producidos mediante desaromatización se sometan a pirólisis, el destilado craqueado y el aceite negro de carbono se somete preferiblemente a apertura de anillos aromáticos para producir gasolina ARO. En el caso de que los alcanos y naftenos producidos mediante desaromatización se sometan a craqueo catalítico fluido, el aceite de ciclo se somete preferiblemente a apertura de anillos aromáticos para producir gasolina ARO. El efecto de usar esta recirculación a la apertura de anillos aromáticos es que se mejoran adicionalmente el rendimiento de BTX y la eficiencia de carbono del proceso de la presente invención.

Preferiblemente, el LPG producido mediante las unidades de refinería se somete a síntesis de olefinas para producir olefinas. El método de síntesis de olefinas preferido usado en el proceso de la presente invención comprende pirólisis. Seleccionando específicamente pirólisis como método de síntesis de olefinas, se produce gasolina de pirólisis que produce benceno adicional.

Tal como se usa en el presente documento, el término "unidad para síntesis de olefinas" se refiere a una unidad en la que se realiza un proceso para síntesis de olefinas. Este término incluye cualquier proceso para la conversión de hidrocarburos en olefinas incluyendo, pero sin limitarse a, procesos no catalíticos tales como pirólisis o craqueo al vapor, procesos catalíticos tales como deshidrogenación de propano o deshidrogenación de butano, y combinaciones de los dos, tal como craqueo al vapor catalítico.

Tal como se usa en el presente documento, el término "pirólisis" o "craqueo al vapor" de una corriente de hidrocarburo se refiere a un proceso petroquímico en el que se rompen hidrocarburos saturados en hidrocarburos más pequeños, a menudo insaturados, tales como etileno y propileno. En el craqueo al vapor, alimentaciones hidrocarbonadas gaseosas, 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 diluyen con vapor y se calientan brevemente en un horno sin la presencia de oxígeno. Normalmente, la temperatura de reacción es de 750-900°C, pero solo se permite que la reacción tenga lugar muy brevemente, habitualmente con tiempos de residencia de 50-1000 milisegundos. Preferiblemente, debe seleccionarse una presión de proceso relativamente baja de atmosférica hasta 175 kPa manométricos. 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 al 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 al 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, butano o nafta ligera proporcionan corrientes de producto ricas en las olefinas de calidad para polímero más ligeras, incluyendo etileno, propileno y butadieno. Las alimentaciones de hidrocarburo más pesadas (rango completo y fracciones de gasóleo y nafta pesada) también proporcionan productos ricos en hidrocarburos aromáticos.

Para separar los diferentes compuestos hidrocarbonados producidos mediante craqueo al vapor, el gas craqueado 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 medio ("destilado craqueado") se separan del destilado ligero y los gases. En la posterior torre de extinción opcional, la mayor parte del destilado ligero producido mediante craqueo al vapor ("gasolina de pirólisis") puede separarse de los gases condensando el destilado ligero. Posteriormente, los gases pueden someterse a 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 ( $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ ) entre las fases de compresión. En una etapa siguiente, los gases producidos mediante pirólisis pueden condensarse parcialmente a través de un sistema de refrigeración en cascada hasta que aproximadamente solo permanezca el hidrógeno en fase gaseosa. Los diferentes compuestos hidrocarbonados pueden separarse posteriormente mediante destilación simple, en la que el etileno, el propileno y las olefinas C4 son los productos químicos de alto valor más importantes producidos mediante craqueo al vapor. El metano producido mediante craqueo al vapor se usa generalmente como gas combustible, el hidrógeno puede separarse y recircularse a procesos que consumen hidrógeno, tal como procesos de hidrocrqueo. El acetileno producido mediante craqueo al vapor preferiblemente se hidrogena selectivamente para dar etileno. Los alcanos comprendidos en el gas craqueado pueden recircularse al proceso para síntesis de olefinas.

Preferiblemente, la unidad de tratamiento de gasolina es una unidad de hidrocrqueo de gasolina tal como se describe en el presente documento para convertir una corriente de alimentación que es rica en hidrocarburos aromáticos que tienen un anillo aromático en BTX purificado. Por consiguiente, el tratamiento de gasolina comprende preferiblemente poner en contacto una o más de gasolina de reformador, gasolina de pirólisis, gasolina de FCC y gasolina ARO en presencia de hidrógeno con un catalizador de hidrocrqueo en proceso en condiciones de hidrocrqueo.

Tal como se usa en el presente documento, el término "unidad de hidrocrqueador" o "hidrocrqueador" se refiere a una unidad de refinería en la se realiza un proceso de hidrocrqueo, es decir un proceso de craqueo catalítico asistido por la presencia de una presión parcial elevada de hidrógeno; véase, por ejemplo, Alfke *et al.* (2007) loc.cit. Los productos de este proceso son hidrocarburos saturados, hidrocarburos nafténicos (cicloalcano) y, dependiendo de las condiciones de reacción tales como temperatura, presión y velocidad espacial y actividad del catalizador, hidrocarburos aromáticos incluyendo BTX. Las condiciones de proceso usadas para el hidrocrqueo incluyen generalmente una temperatura de proceso de 200-600°C, presiones elevadas de 0,2-20 MPa, velocidades espaciales de entre 0,1-10  $\text{h}^{-1}$ . Las reacciones de hidrocrqueo avanzan a través de un mecanismo bifuncional que requiere una función ácido, que proporciona el craqueo y la isomerización y que proporciona la rotura y/o la transposición de los enlaces carbono-carbono comprendidos en los compuestos hidrocarbonados comprendidos en la alimentación, y una función de hidrogenación. Muchos catalizadores usados para el proceso de hidrocrqueo se forman combinando diversos metales de transición, o sulfuros de metal con el soporte sólido tal como alúmina, sílice, alúmina-sílice, magnesia y zeolitas.

Incluso más preferiblemente, una corriente de alimentación hidrocarbonada rica en compuestos aromáticos e insaturada se somete en primer lugar a una hidrogenación de primera fase tal como se describió anteriormente en el presente documento y la corriente hidrocarbonada rica en compuestos aromáticos hidrotratada en primera fase se somete posteriormente a hidrocrqueo de gasolina. Seleccionar una unidad de hidrocrqueo de gasolina como unidad de tratamiento de gasolina tiene las ventajas de una menor recirculación de destilado medio y/o destilado pesado a unidades de refinería en el proceso que pueden procesar tales destilados. Además, puede separarse BTX de calidad para productos químicos mediante destilación simple sin la necesidad de métodos de extracción por disolvente. Una ventaja adicional de seleccionar hidrocrqueo de gasolina para producir BTX es que se produce menos etilbenceno.

Tal como se usa en el presente documento, el término "unidad de hidrocrqueo de gasolina" o "GHC" se refiere a una unidad de refinería para realizar un proceso de hidrocrqueo adecuado para convertir una alimentación de hidrocarburos compleja que es relativamente rica en compuestos hidrocarbonados aromáticos - tal como destilado ligero derivado de unidad de refinería incluyendo, pero sin limitarse a, gasolina de reformador, gasolina de FCC y gasolina de pirólisis - en LPG y BTX, estando optimizado dicho proceso para mantener un anillo aromático intacto de los compuestos aromáticos comprendidos en la corriente de alimentación de GHC, pero para eliminar la mayor parte

de las cadenas laterales de dicho anillo aromático. Por consiguiente, el producto principal producido mediante hidrocrackeo de gasolina es BTX y el proceso puede optimizarse para proporcionar BTX de calidad para productos químicos. Preferiblemente, la alimentación de hidrocarburos que se somete a hidrocrackeo de gasolina comprende destilado ligero derivado de unidad de refinería. Más preferiblemente, la alimentación de hidrocarburos que se somete a hidrocrackeo de gasolina preferiblemente no comprende más del 1% en peso de hidrocarburos que tienen más de un anillo aromático. Preferiblemente, las condiciones de hidrocrackeo 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 inferiores dado que se vuelve favorable la hidrogenación del anillo aromático. Sin embargo, en el caso de que el catalizador comprenda un elemento adicional que reduce la actividad de hidrogenación del catalizador, tal como estaño, plomo o bismuto, pueden seleccionarse temperaturas inferiores para el hidrocrackeo 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. Ya que 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 hidrocrackeo. Esto significa que la temperatura óptima al inicio de un ciclo de funcionamiento está preferiblemente en el extremo inferior del intervalo de temperatura de hidrocrackeo. 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 se reemplace o se regenere el catalizador) la temperatura se selecciona preferiblemente en el extremo superior del intervalo de temperatura de hidrocrackeo.

Preferiblemente, el hidrocrackeo de gasolina de una corriente de hidrocarburo de alimentación 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 del 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 en el rendimiento aromático a medida que se aumenta la presión y, como parte del ciclohexano y su isómero metiliciclopentano, no están completamente hidrocrackeados, hay un óptimo en la pureza del benceno resultante a una presión de 1,2-1,6 MPa.

Preferiblemente, el hidrocrackeo de gasolina de una corriente de hidrocarburo de alimentación se realiza a una velocidad espacial horaria en peso (WHSV, *Weight Hourly Space Velocity*) de 0,1-10 h<sup>-1</sup>, más preferiblemente a una velocidad espacial horaria en peso de 0,2-6 h<sup>-1</sup> y lo más preferiblemente a una velocidad espacial horaria en peso de 0,4-2 h<sup>-1</sup>. Cuando la velocidad espacial es demasiado alta, no todos los componentes de parafina que experimentan ebullición con BTX se hidrocrackean, 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 hidrocrackeo 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 0,1-10 h<sup>-1</sup>. Condiciones de hidrocrackeo 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 0,2-6 h<sup>-1</sup>. Las condiciones de hidrocrackeo 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 0,4-2 h<sup>-1</sup>.

El proceso de la presente invención puede requerir la eliminación de azufre de ciertas fracciones de crudo para impedir la desactivación del catalizador en procesos de refinería aguas abajo, tales como reformado catalítico o craqueo catalítico fluido. Un proceso de hidrosulfuración de este tipo se realiza en una "unidad de HDS" o "hidrotratador"; véase Alfke (2007) loc. cit. Generalmente, la reacción de hidrosulfuración tiene lugar en un reactor de lecho fijo a temperaturas elevadas de 200-425°C, preferiblemente de 300-400°C y presiones elevadas de 1-20 MPa manométricos, preferiblemente 1-13 MPa manométricos en presencia de un catalizador que comprende elementos seleccionados del grupo que consiste en Ni, Mo, Co, W y Pt, con o sin promotores, soportado en alúmina, estando el catalizador en forma de sulfuro.

En una realización adicional, el proceso de la presente invención comprende además una etapa de hidrosulfuración, en la que el BTX (o solo la fracción de tolueno y xilenos de dicho BTX producido) se pone en contacto con hidrógeno en condiciones adecuadas para producir una corriente de producto de hidrosulfuración que comprende benceno y gas combustible.

La etapa de proceso para producir benceno a partir de BTX puede incluir una etapa en la que el benceno comprendido en la corriente de producto de hidrocrackeo se separa del tolueno y los xilenos antes de la hidrosulfuración. La ventaja de esta etapa de separación es que se aumenta la capacidad del reactor de hidrosulfuración. El benceno puede separarse de la corriente de BTX mediante destilación convencional.

Los procesos para la hidrodesalquilación de mezclas de hidrocarburos que comprenden hidrocarburos aromáticos C6-C9 se conocen ampliamente en la técnica e incluyen hidrodesalquilación térmica y hidrodesalquilación catalítica; véase, por ejemplo, el documento WO 2010/102712 A2. En el contexto de la presente invención se prefiere la hidrodesalquilación catalítica ya que este proceso de hidrodesalquilación tiene generalmente una mayor selectividad  
 5 hacia el benceno que la hidrodesalquilación térmica. Preferiblemente se emplea hidrodesalquilación catalítica, seleccionándose el catalizador de hidrodesalquilación del grupo que consiste en catalizador de óxido de cromo soportado, catalizador de óxido de molibdeno soportado, platino sobre sílice o alúmina y óxido de platino sobre sílice o alúmina.

10 Las condiciones de proceso útiles para la hidrodesalquilación, también descritas en el presente documento como "condiciones de hidrodesalquilación", pueden determinarse fácilmente por parte del experto en la técnica. Las condiciones de proceso usada para la hidrodesalquilación térmica se describen, por ejemplo, en el documento DE 1668719 A1 e incluyen una temperatura de 600-800°C, una presión de 3-10 MPa manométricos y un tiempo de reacción de 15-45 segundos. Las condiciones de proceso usadas para la hidrodesalquilación catalítica preferida se describen en el documento WO 2010/102712 A2 e incluyen preferiblemente una temperatura de 500-650°C, una  
 15 presión de 3,5-8 MPa manométricos, preferiblemente de 3,5-7 MPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,5-2 h<sup>-1</sup>. LA corriente de producto de hidrodesalquilación se separa normalmente en una corriente de líquido (que contiene benceno y otras especies aromáticas) y una corriente de gas (que contiene hidrógeno, H<sub>2</sub>S, metano y otros hidrocarburos de bajo punto de ebullición) mediante una combinación de enfriamiento y destilación.  
 20 La corriente de líquido puede separarse adicionalmente, mediante destilación, en una corriente de benceno, una corriente de compuestos aromáticos C7 a C9 y opcionalmente una corriente de destilado medio que es relativamente rica en compuestos aromáticos. La corriente aromática C7 a C9 puede alimentarse de vuelta a la sección de reactor como recirculación para aumentar la conversión global y el rendimiento de benceno. La corriente aromática que contiene especies poliaromáticas, tal como bifenilo, preferiblemente no se recircula al reactor, sino  
 25 que puede exportarse como corriente de producto independiente y recircularse al proceso integrado como destilado medio ("destilado medio producido mediante hidrodesalquilación"). La corriente de gas que contiene cantidades significativas de hidrógeno puede recircularse de vuelta a la unidad de hidrodesalquilación por medio de un compresor de gas de recirculación o a cualquier otra unidad de refinería comprendida en el proceso de la presente invención que use hidrógeno como alimentación. Puede usarse una purga de gas de recirculación para controlar las  
 30 concentraciones de metano y H<sub>2</sub>S en la alimentación de reactor.

En un aspecto adicional, la presente invención también se refiere a una instalación de proceso adecuada para realizar el proceso de la invención. Esta instalación de proceso y el proceso tal como se realiza en dicha instalación de proceso se presentan en las figuras 1 y 2 (Fig. 1-2).  
 35

Por consiguiente, la presente invención proporciona además una instalación de proceso para convertir crudo en productos petroquímicos que comprende

40 una unidad de destilación de crudo (10) que comprende una entrada para crudo (100), una salida para nafta (311) y al menos una salida para queroseno y/o gasóleo (330);

una unidad de reformador (90) que comprende una entrada para nafta y una salida para gasolina de reformador (312);

45 una unidad de desaromatización (70) que comprende una entrada para queroseno y/o gasóleo, una salida para una corriente enriquecida con alcanos y naftenos (316) y una salida para una corriente enriquecida con compuestos aromáticos (317);

50 un craqueador al vapor o un craqueador catalítico fluido (60) que comprende una entrada para alcanos y naftenos producidos mediante desaromatización (316) y una salida para gasolina de pirólisis o gasolina de FCC (318);

una unidad de apertura de anillos aromáticos (22) que comprende una entrada para una corriente enriquecida con compuestos aromáticos producidos mediante desaromatización (317) y una salida para gasolina ARO (322); y

55 una unidad de tratamiento de gasolina (27) que comprende una entrada (304) para una o más de gasolina de reformador, gasolina de pirólisis, gasolina de FCC y gasolina ARO y una salida para BTX (600). Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 1 (Fig. 1).

60 La unidad de destilación de crudo (10) comprende preferiblemente además una salida para una fracción de gases (230). Preferiblemente, la nafta (311) que se alimenta a la unidad de reformador (90) se combina con destilado ligero derivado de unidad de refinería producido en el proceso (321). Además, la corriente enriquecida con compuestos aromáticos (317) que se alimenta a la unidad de apertura de anillos aromáticos se combina preferiblemente con destilado medio derivado de unidad de refinería producido en el proceso (331). En el caso de que los alcanos y naftenos producidos mediante desaromatización (316) se alimenten a un craqueador al vapor (60), el destilado  
 65 craqueado y el aceite negro de carbono se someten preferiblemente a apertura de anillos aromáticos por medio de la conexión (332); véase la Fig. 2. En el caso de que los alcanos y naftenos producidos mediante desaromatización

(316) se alimenten a un craqueador catalítico fluido (60), el aceite de ciclo se somete preferiblemente a apertura de anillos aromáticos por medio de la conexión (332).

5 La unidad de reformador (90) tiene preferiblemente una salida para hidrógeno (805); véase la Fig. 2. El hidrógeno producido mediante el proceso de reformado catalítico se recoge preferiblemente con el otro hidrógeno producido en el proceso integrado. Preferiblemente, el hidrógeno producido mediante la unidad de reformador (90) se somete a separación de gas en la unidad de separación de gas (50) para proporcionar una corriente de hidrógeno purificada (801).

10 Tal como se usa en el presente documento, el término “una entrada para X” o “una salida de X”, en los que “X” es una fracción de hidrocarburo dada o similar, se refiere a una entrada o salida para una corriente que comprende dicha fracción de hidrocarburo o similar. En el caso de que una salida para X esté conectada directamente a una unidad de refinería aguas abajo que comprende una entrada para X, dicha conexión directa puede comprender unidades adicionales, tales como intercambiadores de calor, unidades de separación y/o purificación para eliminar compuestos no deseados comprendidos en dicha corriente y similares.

15 Si, en el contexto de la presente invención, una unidad de refinería se alimenta con más de una corriente de alimentación, dichas corrientes de alimentación pueden combinarse para formar una única entrada a la unidad de refinería o pueden formar entradas independientes a la unidad de refinería.

20 Preferiblemente, la instalación de proceso de la presente invención comprende además una unidad de revalorización de residuo (40) que comprende una entrada para residuo producido mediante destilación de crudo (400) y destilado pesado derivado de unidad de refinería y una salida para LPG producido revalorizando el residuo (223) y una salida para efluente líquido de revalorización de residuo (326). Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 2 (Fig. 2).

25 En esta realización, la unidad de destilación de crudo (10) comprende preferiblemente además una salida para residuo (400). El residuo producido mediante la unidad de destilación de crudo (400) y opcionalmente destilado pesado derivado de unidad de refinería producido en la instalación de proceso petroquímico integrada, tal como destilado pesado producido revalorizando el residuo, pueden combinarse para formar una única entrada a la unidad de revalorización de residuo (40) o pueden formar dos entradas independientes a la unidad de revalorización de residuo (40). La unidad de revalorización de residuo (40) puede comprender además una salida para destilado medio (335) que se alimenta preferiblemente a la unidad de apertura de anillos aromáticos (22).

30 Preferiblemente, la instalación de proceso de la presente invención comprende además: un craqueador catalítico fluido (61) que comprende una entrada para destilado pesado producido revalorizando el residuo (326) y una salida para gasolina de FCC (319) que se alimenta opcionalmente a la unidad de tratamiento de gasolina (27). Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 2 (Fig. 2).

35 La unidad de craqueo catalítico fluido (61) puede comprender además una salida para un destilado medio (332) que puede recircularse a la unidad de apertura de anillos aromáticos (22). La unidad de craqueo catalítico fluido (61) puede comprender además una salida para destilado pesado (410) que puede recircularse a la unidad de revalorización de residuo (40). La unidad de craqueo catalítico fluido (61) puede comprender además una salida para LPG (224) y una salida para olefinas (540).

40 Los gases producidos en el proceso de la presente invención, tal como metano, LPG e hidrógeno, pueden recogerse y alimentarse a una unidad de separación de gas (50) para separar los diferentes componentes, tales como LPG producido mediante la instalación (200), hidrógeno (801) y metano (701). Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 2 (Fig. 2).

45 Tal como se usa en el presente documento, el término “unidad de separación de gas” se refiere a la unidad de refinería que separa los diferentes compuestos comprendidos en los gases producidos mediante la unidad de destilación de crudo y/o gases derivados de unidad de refinería. Los compuestos que pueden separarse para separar corrientes en la unidad de separación de gas comprenden etano, propano, butanos, hidrógeno y gas combustible que comprende principalmente metano. Cualquier método convencional adecuado para la separación de dichos gases puede emplearse en el contexto de la presente invención. Por consiguiente, los gases pueden someterse a múltiples fases de compresión, en las que pueden eliminarse gases ácidos tales como CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S entre las fases de compresión. En una etapa siguiente, los gases producidos pueden condensarse parcialmente a lo largo de las fases de un sistema de refrigeración en cascada hasta que aproximadamente solo quede el hidrógeno en fase gaseosa. Los diferentes compuestos hidrocarbonados pueden separarse posteriormente mediante destilación.

50 Preferiblemente, la instalación de proceso de la presente invención comprende además un craqueador de gas (35) que comprende una entrada para LPG producido mediante la instalación (200) y una salida para olefinas (501). Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 2 (Fig. 2).

55

60

65

El craqueador de gas (35) puede comprender además una salida para hidrógeno (802) y una salida para metano (702).

5 La presente invención proporciona además el uso de la instalación de proceso según la presente invención para convertir crudo en productos petroquímicos que comprenden olefinas y BTX.

10 Una característica preferida adicional de la presente invención es que todos los productos no deseados, tales como productos petroquímicos no de alto valor, pueden recircularse a la unidad apropiada para convertir un producto no deseada de este tipo en o bien un producto deseado (por ejemplo, un petroquímico de alto valor) o bien en un producto que es adecuado como alimentación para una unidad diferente.

15 En el proceso y la instalación de proceso de la presente invención, todo el metano producido se recoge y se somete preferiblemente a un proceso de separación para proporcionar gas combustible. Dicho gas combustible se usa preferiblemente para proporcionar el calor de proceso en forma de gases de combustión calientes producidos quemando el gas combustible o formando vapor. Alternativamente, el metano puede someterse a reformado de vapor para producir hidrógeno. También los subproductos no deseados producidos mediante, por ejemplo, craqueo al vapor pueden recircularse. Por ejemplo, el aceite negro de carbono y el destilado craqueado producido mediante craqueo al vapor pueden recircularse a la apertura de anillos aromáticos.

20 Las diferentes unidades que se hacen funcionar en el proceso o la instalación de proceso de la presente invención están además integradas mediante la alimentación del hidrógeno producido en ciertos procesos, tal como en la síntesis de olefinas, como corriente de alimentación para procesos que necesitan hidrógeno como alimentación, tal como en el hidrocrqueo. En el caso de que el proceso y la instalación de proceso sea un consumidor neto de hidrógeno (es decir durante el arranque del proceso o la instalación de proceso o porque todos los procesos que consumen hidrógeno consumen más hidrógeno que el producido por todos los procesos que producen hidrógeno),  
25 puede requerirse el reformado de metano o gas combustible adicional además del gas combustible producido mediante el proceso o la instalación de proceso de la presente invención.

30 Las siguientes referencias numéricas se usan en las Figuras 1-4:

- 10 unidad de destilación de crudo
- 22 unidad de apertura de anillos aromáticos
- 27 unidad de tratamiento de gasolina
- 35 35 craqueador de gas
- 40 unidad de revalorización de residuo
- 50 unidad de separación de gas
- 60 craqueador catalítico fluido
- 61 segundo craqueador catalítico fluido
- 70 unidad de desaromatización
- 40 90 unidad de reformador
- 100 crudo
- 200 LPG producido mediante la instalación de proceso
- 223 LPG producido revalorizando el residuo
- 224 LPG producido mediante craqueo catalítico fluido
- 45 230 fracción de gases
- 304 una o más de gasolina de reformador, gasolina de pirólisis, gasolina de FCC y gasolina ARO
- 311 nafta
- 312 gasolina de reformador
- 316 alcanos y naftenos producidos mediante desaromatización
- 50 317 corriente enriquecida con compuestos aromáticos
- 318 gasolina de pirólisis o gasolina de FCC
- 319 gasolina de FCC
- 321 destilado ligero derivado de unidad de refinería producido en el proceso
- 322 gasolina ARO
- 55 323 destilado ligero derivado de revalorización de residuo
- 326 efluente líquido derivado de revalorización de residuo
- 330 queroseno y/o gasóleo
- 331 destilado medio derivado de unidad de refinería producido en el proceso
- 332 destilado craqueado y aceite negro de carbono
- 60 335 destilado medio
- 400 residuo
- 410 destilado pesado producido mediante craqueo catalítico fluido
- 501 olefinas producidas mediante craqueador de gas
- 540 olefinas producidas mediante FCC
- 65 600 BTX
- 701 metano producido mediante separación de gas

702 metano producido mediante craqueador de gas  
 801 hidrógeno producido mediante separación de gas  
 802 hidrógeno producido mediante craqueador de gas  
 805 hidrógeno producido mediante reformador

5 Aunque la invención se ha descrito en detalle con el propósito de ilustración, se entiende que tal detalle es únicamente para ese propósito y que pueden hacerse variaciones a la misma por parte de los expertos en la técnica sin apartarse del alcance de la invención tal como se define en las reivindicaciones.

10 Se indica adicionalmente que la invención se refiere a aquellas combinaciones de características que están presentes en las reivindicaciones.

Se indica que el término "que comprende" no excluye la presencia de otros elementos. Sin embargo, también debe entenderse que una descripción sobre un producto que comprende ciertos componentes también da a conocer un producto que consiste en estos componentes. De manera similar, también debe entenderse que una descripción sobre un proceso que comprende ciertas etapas también da a conocer un proceso que consiste en estas etapas.

Ahora se describirá la presente invención de manera más completa mediante los siguientes ejemplos no limitativos.

## 20 **Ejemplo comparativo 1**

Los datos experimentales proporcionados en el presente documento se obtuvieron mediante modelado en diagrama de flujo en Aspen Plus. La cinética de craqueo al vapor se tuvo en cuenta rigurosamente (software para cálculos de programa de producto de craqueador al vapor). Se aplicaron las siguientes condiciones de horno de craqueador al vapor: hornos de etano y propano: temperatura de salida de bobina (COT) = 845°C y relación de vapor-petróleo = 0,37, hornos C4 y hornos de líquido: COT = 820°C y relación de vapor-petróleo = 0,37. La unidad de desaromatización se modeló como separador en 2 corrientes, una corriente que contiene todos los componentes aromáticos y la otra corriente que contiene todos los componentes nafténicos, parafínicos normales e isoparafínicos. La unidad de reformador catalítico se modeló basándose en datos de la bibliografía.

30 Para el hidrocrqueo de gasolina, se ha usado un esquema de reacción que se basa en datos experimentales.

Para la apertura de anillos aromáticos se ha usado un esquema de reacción en el que todos los compuestos aromáticos se convirtieron en BTX y LPG y todos los compuestos nafténicos y parafínicos se convirtieron en LPG. La unidad de hidrocrqueo de residuo y la unidad de FCC se modelaron basándose en data de la bibliografía.

En el ejemplo comparativo 1, se destila crudo ligero arábigo en una unidad de destilación atmosférica. Todas las fracciones excepto el residuo se someten a craqueo al vapor. Las fracciones enviadas al craqueador al vapor comprenden fracciones de LPG, nafta, queroseno y gasóleo. El punto de corte para el residuo es 350°C. La fracción total del crudo que se envía al craqueador al vapor asciende al 50% en peso del crudo. En el craqueador al vapor, las fracciones de crudo mencionadas anteriormente se someten a craqueo en los hornos. Los resultados se proporcionan en la tabla 1 proporcionada a continuación en el presente documento.

Los productos que se derivan del crudo se dividen en productos petroquímicos (olefinas y BTXE, que es un acrónimo de BTX + etilbenceno) y otros productos (hidrógeno, metano y fracciones pesadas que comprenden alimentación de resina C9, destilado craqueado, aceite negro de carbono y residuo). La cantidad total asciende al 100% del crudo total, dado que también se tiene en cuenta el residuo. A partir del programa de producto del crudo se determina la eficiencia de carbono como:

50  $(\text{Peso de carbono total en los productos petroquímicos})/(\text{Peso de carbono total en el crudo})$ .

Para el ejemplo comparativo, el rendimiento de BTXE es del 8% en peso del crudo total.

## 55 **Ejemplo 1**

El ejemplo 1 es idéntico al ejemplo comparativo excepto por lo siguiente:

En primer lugar, la nafta de la destilación de crudo se trata en una unidad de reformador catalítico. Las partes ligeras del reformador, que contienen hidrógeno, metano y LPG, se envían al craqueador al vapor, el LPG se somete a craqueo al vapor. El reformado de nafta se envía a la unidad de tratamiento de gasolina del craqueador al vapor.

Además, las fracciones de queroseno y de gasóleo (punto de corte 350°C) de la destilación de crudo se redistribuyen en una unidad de desaromatización en 2 corrientes, una corriente que contiene todos los componentes aromáticos, la otra corriente que contiene todos los naftenos, isoparafinas y parafinas normales. La corriente de componentes aromáticos se somete a apertura de anillos aromáticos que se hace funcionar en condiciones de proceso para mantener 1 anillo aromático (BTX), mientras que las fracciones nafténica y parafínica en la

alimentación se convierten en LPG (producto intermedio). Este LPG se separa en fracciones de etano, propano y butano, que se someten a craqueo al vapor. La corriente de la unidad de desaromatización que contiene todos los naftenos, isoparafinas y parafinas normales se somete a craqueo al vapor.

5 Además, la parte pesada del efluente de craqueador (alimentación de resina C9, destilado craqueado y aceite negro de carbono) se recircular a la unidad de apertura de anillos aromáticos.

10 La tabla 1 proporcionada a continuación en el presente documento presenta el programa de producto total del craqueador al vapor, en % en peso del crudo total. La tabla también contiene la fracción de residuo atmosférico restante.

Para el ejemplo 1, el rendimiento de BTXE es del 20% en peso del crudo total.

### 15 Ejemplo 2

El ejemplo 2 es idéntico al ejemplo 1 excepto por lo siguiente:

20 En primer lugar, el residuo se revaloriza en un hidrocraqueador de residuo para producir gases, destilado ligero, destilado medio, destilado pesado y colas. Los gases producidos mediante hidrocraqueo de residuo se someten a craqueo al vapor.

25 El destilado ligero y el destilado medio producidos mediante hidrocraqueo de residuo se redistribuyen en la unidad de desaromatización en 2 corrientes, una corriente que contiene todos los componentes aromáticos, la otra corriente que contiene todos los naftenos, isoparafinas y parafinas normales. La corriente de componentes aromáticos se somete a apertura de anillos aromáticos que se hace funcionar en condiciones de proceso para mantener 1 anillo aromático (BTX), mientras que las fracciones nafténica y parafínica en la alimentación se convierten en LPG (producto intermedio). Este LPG se separa en fracciones de etano, propano y butano, que se someten a craqueo al vapor. La corriente de la unidad de desaromatización que contiene todos los naftenos, isoparafinas y parafinas normales se somete a craqueo al vapor.

30 El destilado pesado y las colas del hidrocraqueador se envían a la unidad de FCC, para producir partes ligeras y nafta de FCC. Las partes ligeras se envían al craqueador al vapor, en el que las olefinas en las partes ligeras se separan del LPG. Este LPG se separa en fracciones de etano, propano y butano, que se someten a craqueo al vapor. La nafta de FCC se envía a la unidad de tratamiento de gasolina del craqueador al vapor. El LCO (aceite cíclico ligero) de la unidad de FCC se recircula a la unidad de apertura de anillos aromáticos.

35 La tabla 1 proporcionada a continuación en el presente documento presenta el programa de producto total en % en peso del crudo total. El programa de producto también contiene la brea del hidrocraqueador de residuo y el coque de la unidad de FCC (4% en peso del crudo).

40 Para el ejemplo 2, el rendimiento de BTXE es del 33% en peso del crudo total.

### Ejemplo 3

45 El ejemplo 3 es idéntico al ejemplo 2 excepto por lo siguiente:

50 El reformado de nafta se somete a hidrocraqueo de gasolina en lugar de enviarse a la unidad de tratamiento de gasolina del craqueador al vapor. Además, la nafta de FCC se somete a hidrocraqueo de gasolina en lugar de someterse a craqueo al vapor. La unidad de GHC produce BTX y LPG. Este LPG se separa en fracciones de etano, propano y butano que se someten a craqueo al vapor.

55 La tabla 1 proporcionada a continuación en el presente documento presenta el programa de producto total en % en peso del crudo total. El programa de producto también contiene la brea del hidrocraqueador de residuo y el coque de la unidad de FCC (4% en peso del crudo).

Para el ejemplo 3, el rendimiento de BTXE es del 32% en peso del crudo total.

**Tabla 1**

	Ejemplo comparativo	Ejemplo 1	Ejemplo 2	Ejemplo 3
<b>Productos petroquímicos (% en peso de crudo)</b>				
Etileno	15%	14%	24%	26%
Propileno	8%	7%	17%	16%
Butadieno	2%	2%	3%	3%



ES 2 702 179 T3

	Ejemplo comparativo	Ejemplo 1	Ejemplo 2	Ejemplo 3
<b>Productos petroquímicos (% en peso de crudo)</b>				
1-Buteno	1%	1%	3%	3%
Isobuteno	1%	1%	2%	2%
Isopreno	0%	0%	0%	0%
Ciclopentadieno	1%	1%	1%	1%
<b>Benceno</b>	<b>4%</b>	<b>6%</b>	<b>10%</b>	<b>11%</b>
<b>Tolueno</b>	<b>2%</b>	<b>8%</b>	<b>13%</b>	<b>13%</b>
<b>Xileno</b>	<b>1%</b>	<b>5%</b>	<b>8%</b>	<b>8%</b>
<b>Etilbenceno</b>	<b>1%</b>	<b>1%</b>	<b>2%</b>	<b>0%</b>
<b>Otros componentes (% en peso de crudo)</b>				
Hidrógeno	1%	1%	2%	2%
Metano	7%	6%	11%	11%
Componentes pesados	56%	48%	0%	0%
Brea de RHC y coque de FCC	0%	0%	4%	4%
Eficiencia de carbono	38,0%	47,2%	86,1%	85,7%

**REIVINDICACIONES**

- 1.- Proceso integrado para convertir crudo en productos petroquímicos que comprenden destilación de crudo, reformado, desaromatización, craqueo catalítico fluido o pirólisis, y apertura de anillos aromáticos, proceso que comprende:
- 5 (a) someter crudo a destilación de crudo para producir nafta y uno o más de queroseno y gasóleo;
- 10 (b) someter nafta a reformado para producir gasolina de reformador;
- (c) someter queroseno y/o gasóleo a desaromatización para producir una primera corriente enriquecida con alcanos y naftenos y una segunda corriente enriquecida con compuestos aromáticos;
- 15 (d) someter la corriente enriquecida con alcanos y naftenos a pirólisis para producir una gasolina de pirólisis o a craqueo catalítico fluido para producir una gasolina de FCC;
- (e) someter la corriente enriquecida con compuestos aromáticos a apertura de anillos aromáticos para producir gasolina ARO; y
- 20 (f) someter una o más de gasolina de reformador, gasolina de pirólisis, gasolina de FCC y gasolina ARO a tratamiento de gasolina para producir BTX.
- 2.- El proceso según la reivindicación 1, en el que al menos el 50% en peso del queroseno y el gasóleo combinados producidos mediante la destilación de crudo en el proceso se somete a desaromatización.
- 25 3.- El proceso según la reivindicación 1 o 2, proceso que comprende además someter el residuo producido mediante destilación de crudo a revalorización de residuo para producir LPG y un efluente líquido de revalorización de residuo.
- 30 4.- El proceso según la reivindicación 3, en el que la revalorización de residuo es hidro craqueo de residuo.
- 5.- El proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 3-4, que comprende además someter el destilado pesado comprendido en el efluente de revalorización de residuo líquido a craqueo catalítico fluido para producir una corriente de gasolina de FCC que se somete a tratamiento de gasolina.
- 35 6.- El proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1-5, en el que el destilado medio producido mediante pirólisis o craqueo catalítico fluido se somete a apertura de anillos aromáticos.
- 7.- El proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1-6, en el que el LPG producido mediante las unidades de refinería se somete a síntesis de olefinas para producir olefinas.
- 40 8.- El proceso según la reivindicación 7, en el que la síntesis de olefinas comprende pirólisis.
- 9.- El proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1-8, en el que el tratamiento de gasolina es hidro craqueo de gasolina que comprende poner en contacto una o más de gasolina de reformador, gasolina de pirólisis, gasolina de FCC y gasolina ARO en presencia de hidrógeno con un catalizador de hidro craqueo en proceso en condiciones de hidro craqueo.
- 45 10.- Instalación de proceso para convertir crudo en productos petroquímicos que comprende
- 50 una unidad de destilación de crudo (10) que comprende una entrada para crudo (100), una salida para nafta (311) y al menos una salida para queroseno y/o gasóleo (330);
- una unidad de reformador (90) que comprende una entrada para nafta y una salida para gasolina de reformador (312);
- 55 una unidad de desaromatización (70) que comprende una entrada para queroseno y/o gasóleo, una salida para una corriente enriquecida con alcanos y naftenos (316) y una salida para una corriente enriquecida con compuestos aromáticos (317);
- 60 un craqueador al vapor o un craqueador catalítico fluido (60) que comprende una entrada para alcanos y naftenos producidos mediante desaromatización (316) y una salida para gasolina de pirólisis o gasolina de FCC (318), respectivamente;
- 65 una unidad de apertura de anillos aromáticos (22) que comprende una entrada para una corriente enriquecida con compuestos aromáticos producidos mediante desaromatización (317) y una salida para gasolina ARO (322); y

## ES 2 702 179 T3

una unidad de tratamiento de gasolina (27) que comprende una entrada (304) para una o más de gasolina de reformador, gasolina de pirólisis, gasolina de FCC y gasolina ARO y una salida para BTX (600).

5 11.- La instalación de proceso según la reivindicación 10, que comprende además: una unidad de revalorización de residuo (40) que comprende una entrada para residuo producido mediante destilación de crudo (400) y destilado pesado derivado de unidad de refinería y una salida para LPG producido revalorizando el residuo (223) y una salida para efluente líquido de revalorización de residuo (326).

10 12.- La instalación de proceso según la reivindicación 11 que comprende además:  
un craqueador catalítico fluido (61) que comprende una entrada para destilado pesado producido revalorizando el residuo (326) y una salida para gasolina de FCC (319) que se alimenta opcionalmente a la unidad de tratamiento de gasolina (27).

15 13.- La instalación de proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 10-12, que comprende además:  
un craqueador de gas (35) que comprende una entrada para LPG producido mediante la instalación (200) y una salida para olefinas (501).

20 14.- Uso de la instalación de proceso petroquímico integrada según una cualquiera de las reivindicaciones 10-13 para convertir crudo en productos petroquímicos que comprenden BTX.

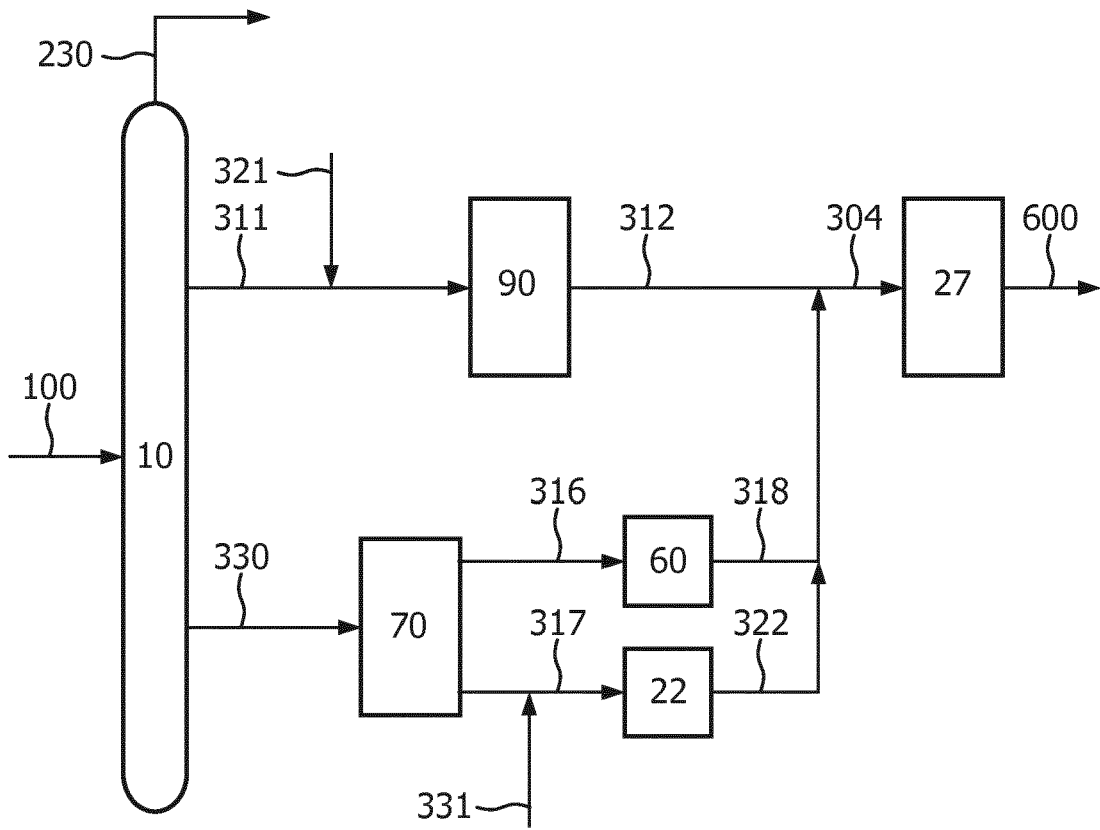


FIG. 1

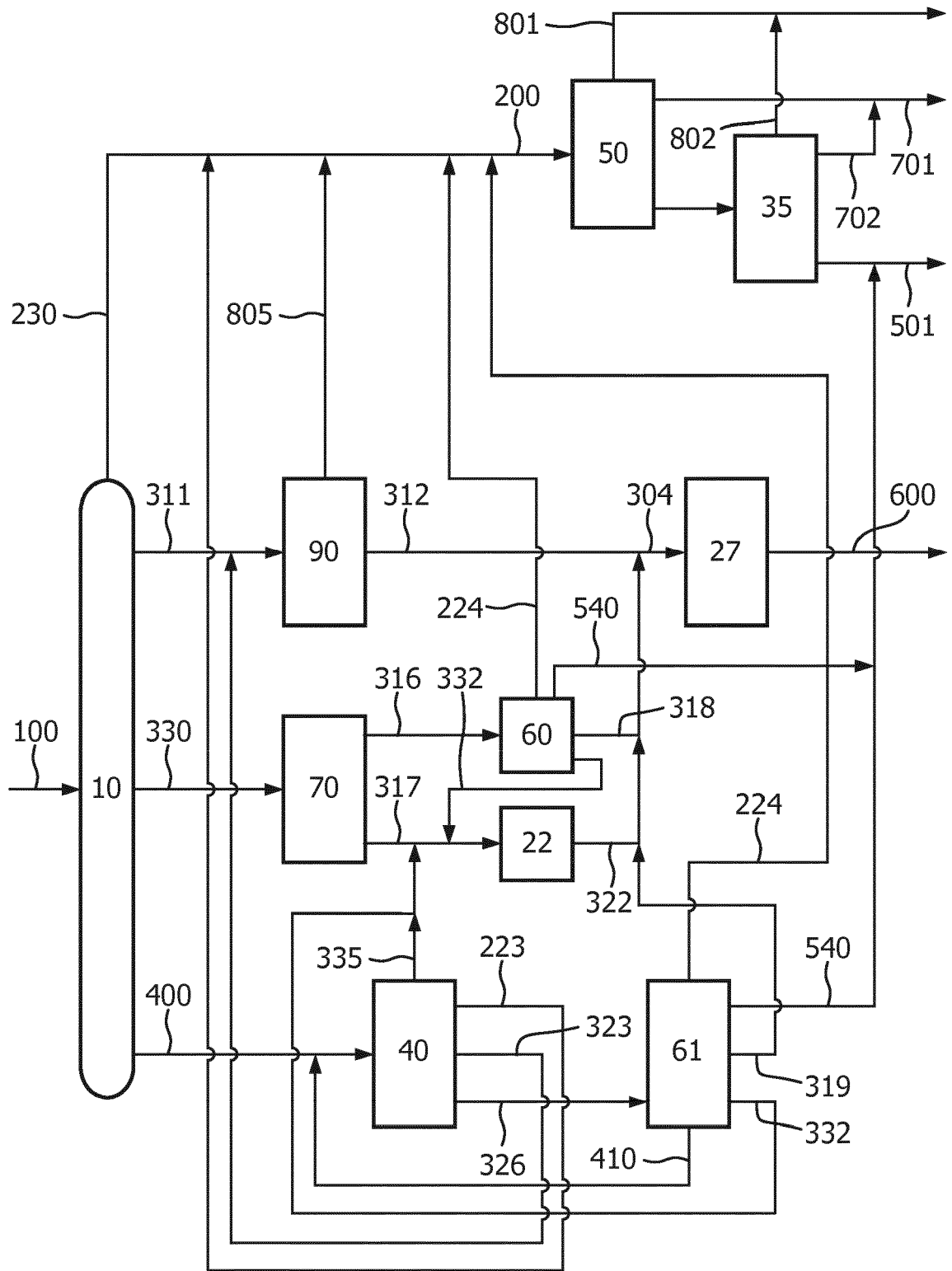


FIG. 2