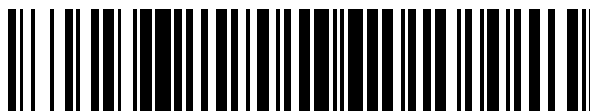


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 725 609**

51 Int. Cl.:

**C10G 67/04** (2006.01)  
**C10G 45/00** (2006.01)  
**C10G 45/58** (2006.01)  
**C10G 47/00** (2006.01)  
**C10G 69/06** (2006.01)  
**C10G 9/36** (2006.01)  
**C10G 21/00** (2006.01)  
**C10G 57/00** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **30.06.2014 PCT/EP2014/063857**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **08.01.2015 WO15000849**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **30.06.2014 E 14738444 (0)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **13.02.2019 EP 3017026**

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

30 Prioridad:

**02.07.2013 EP 13174762**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:  
**25.09.2019**

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

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

74 Agente/Representante:

**LEHMANN NOVO, María Isabel**

ES 2 725 609 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 etileno mejorado

5 La presente invención se refiere a un proceso integrado para convertir crudo en productos petroquímicos que comprende destilación de crudo, desaromatización, apertura de anillos y síntesis de olefinas. Además, la presente invención se refiere a una instalación de proceso para convertir crudo en productos petroquímicos que comprende una unidad de destilación de crudo, una unidad de desaromatización, una unidad de apertura de anillos y una unidad para la síntesis de olefinas.

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

15 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 hidrocraqueo, medios de coquización retardada, medios de reformado, medios de producción de etileno y propileno que comprenden una unidad de craqueo a 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%.

20 Un inconveniente importante de los medios y métodos convencional 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 etileno relativamente bajo.

25 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 tenga 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 tenga un rendimiento de etileno mejorado.

30 Esta solución a los problemas anteriores se alcanza proporcionando las realizaciones tal como se describen a continuación en el presente documento y tal como se caracterizan en las reivindicaciones.

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 1-5, que se describirán adicionalmente más adelante en el presente documento.

35 Por consiguiente, la presente invención proporciona un proceso integrado para convertir crudo en productos petroquímicos según la reivindicación 1.

40 Convencionalmente, los productos petroquímicos, tales como olefinas C2 y C3, se producen sometiendo crudo a destilación de crudo y sometiendo fracciones de crudo específicas así obtenidas a un proceso de refinería. En el contexto de la presente invención, se encontró que el rendimiento de etileno de un proceso para convertir crudo en productos petroquímicos puede mejorarse sometiendo selectivamente los productos aromáticos y naftenos a una apertura de anillos y sometiendo los alcanos producidos en el proceso, incluidas tanto las parafinas normales como las isoparafinas, a síntesis de olefinas, en comparación con someter las mismas fracciones de crudo directamente a craqueo a vapor. Tal como se usa en el presente documento, el término "rendimiento de etileno" se refiere al% en peso de etileno producido de la masa total del crudo.

45 La técnica anterior describe procesos útiles para la separación de n-parafinas a partir de isoparafinas, naftenos y productos aromáticos. El documento US 2005/0101814 A1, por ejemplo, describe un proceso para el craqueo de una corriente de alimentación de nafta con el fin de obtener olefinas ligeras que comprende convertir los productos aromáticos y naftenos en parafinas y separar las isoparafinas y las parafinas normales utilizando un reactor de apertura de anillos y una unidad de adsorción-separación. En el proceso según el documento US 2005/0101814 A1, las parafinas no normales, incluidas las isoparafinas, salen fuera de la unidad de adsorción como una corriente de refinado que se somete posteriormente a la reacción de apertura de anillos. El documento US 2005/0101814 A1 no describe ningún proceso que comprenda un paso de desaromatización en el que una corriente de hidrocarburo se separa en una primera corriente enriquecida en hidrocarburos aromáticos e hidrocarburos nafténicos y una segunda corriente enriquecida en alcanos, donde dichos alcanos están constituidos tanto por parafinas normales como por isoparafinas como en el proceso de la presente invención.

55 Por consiguiente, la presente invención proporciona un proceso integrado para convertir crudo en productos petroquímicos según la reivindicación 1.

Por consiguiente, el término “uno o más de nafta, queroseno y gasóleo producidos mediante destilación de crudo en el proceso” significa que dicho uno o más de nafta, queroseno y gasóleo se producen mediante la etapa de proceso de destilación de crudo comprendida en el proceso integrado de la presente invención. Además, el término “destilado ligero derivado de unidad de refinería y/o destilado central derivado de unidad de refinería producido en el proceso” significa que dicho destilado ligero derivado de unidad de refinería y/o destilado central derivado de unidad de refinería se producen mediante una etapa de proceso de unidad de refinería comprendida en el proceso integrado de la presente invención.

En la presente invención, por consiguiente, la alimentación de hidrocarburo sometida a desaromatización comprende:

uno o más de nafta, queroseno y gasóleo producidos mediante destilación de crudo en el proceso; y destilado ligero derivado de unidad de refinería y/o destilado central derivado de unidad de refinería producidos en el proceso.

Preferiblemente, la alimentación de hidrocarburo sometida a desaromatización en la presente invención comprende:

dos o más de nafta, queroseno y gasóleo producidos mediante destilación de crudo en el proceso; y destilado ligero derivado de unidad de refinería y/o destilado central derivado de unidad de refinería producidos en el proceso.

Más preferiblemente, la alimentación de hidrocarburo sometida a desaromatización en la presente invención comprende:

nafta, queroseno y gasóleo producidos mediante destilación de crudo en el proceso; y destilado ligero derivado de unidad de refinería y/o destilado central derivado de unidad de refinería producidos en el proceso.

Particularmente preferiblemente, la alimentación de hidrocarburo sometida a desaromatización en la presente invención comprende:

uno o más de nafta, queroseno y gasóleo producidos mediante destilación de crudo en el proceso; y destilado ligero derivado de unidad de refinería y destilado central derivado de unidad de refinería producidos en el proceso.

Más particularmente preferiblemente, la alimentación de hidrocarburo sometida a desaromatización en la presente invención comprende:

dos o más de nafta, queroseno y gasóleo producidos mediante destilación de crudo en el proceso; y destilado ligero derivado de unidad de refinería y destilado central derivado de unidad de refinería producidos en el proceso.

Lo más preferiblemente, la alimentación de hidrocarburo sometida a desaromatización en la presente invención comprende:

nafta, queroseno y gasóleo producidos mediante destilación de crudo en el proceso; y destilado ligero derivado de unidad de refinería y destilado central derivado de unidad de refinería producidos en el proceso.

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 de agua-petróleo y/o separación de gas-petróleo y/o desalación 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 oeste de África, crudos indonesios, 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 normalmente son 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 de crudo para dar productos petroquímicos y combustibles. A este respecto, debe indicarse que una unidad para síntesis de olefinas, tal como un craqueador a vapor, se considera que también representa una “unidad de refinería”. En esta memoria descriptiva, diferentes corrientes de hidrocarburos producidas mediante unidades de refinería o producidas en operaciones de unidades de refinería se denominan: gases derivados de unidad de refinería, destilado ligero derivado de unidad de refinería, destilado central 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 central y destilado pesado se usan en el presente documento teniendo su significado aceptado generalmente en el campo de procesos de refinería de petróleo; véase Speight, J. G. (2005) loc.cit. A este respecto, debe indicarse que puede haber un 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 central 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 central” 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 con su significado establecido y, por consiguiente, describe hidrocarburos acíclicos ramificados o no ramificados que tienen la fórmula general  $C_nH_{2n+2}$  y, por consiguiente, están constituidos completamente por átomos de hidrógeno y átomos de carbono saturado; véase, por ejemplo, *IUPAC. Compendium of Chemical Terminology*, 2.<sup>a</sup> ed (1997). El término "alcanos", por consiguiente, describe alcanos no ramificados ("parafinas normales" o "n-parafinas" o "n-alcanos") y alcanos ramificados ("isoparafinas" o "isoalcanos") pero excluye los naftenos (cicloalcanos).

El término "hidrocarburos aromáticos" o "compuestos aromáticos" se conoce muy ampliamente en la técnica. Por consiguiente, el término "hidrocarburo aromático" se refiere un hidrocarburo conjugado cíclicamente con una estabilidad (debido 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 describe 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". LPG consiste generalmente en una mezcla de hidrocarburos C2 y C3 (es decir una mezcla de hidrocarburos C2 y C3).

Uno de los productos petroquímicos producido 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 además hidrocarburos aromáticos útiles tales como etilbenceno. Por consiguiente, la presente invención proporciona preferiblemente un proceso para producir una mezcla de benceno, tolueno, xilenos y etilbenceno ("BTXE"). El producto tal como se produce puede ser una mezcla física de los diferentes hidrocarburos aromáticos o puede someterse directamente a una separación adicional, por ejemplo, mediante destilación, para proporcionar diferentes corrientes de producto purificado. Tal corriente de producto purificado 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.

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.

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 el 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 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 puede 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.

Según 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, y naftenos de una alimentación de hidrocarburos mixta. Un proceso preferido para separar una corriente de hidrocarburos mixta en una corriente que comprende predominantemente parafinas y una segunda corriente que comprende predominantemente productos aromáticos y preferiblemente naftenos comprende procesar dicha corriente de hidrocarburos mixta en una unidad de extracción de disolventes que comprende tres columnas de procesamiento de hidrocarburos principales: columna de

extracción de disolventes, columna de separación y columna de extracto. Los disolventes convencionales selectivos para la extracción de productos aromáticos también son selectivos para disolver especies nafténicas ligeras y, en menor grado, especies parafínicas ligeras, por lo tanto, la corriente que sale de la base de la columna de extracción de disolventes comprende disolvente junto con especies aromáticas, nafténicas y parafínicas ligeras disueltas. La corriente que sale de la parte superior de la columna de extracción de disolventes (a menudo denominada corriente de refinado) comprende las especies parafínicas relativamente insolubles, con respecto al disolvente seleccionado. La corriente que sale de la base de la columna de extracción de disolventes se somete a continuación, en una columna de destilación, a una separación evaporativa en la cual se separan las especies basándose en su volatilidad relativa en presencia del disolvente. En presencia de un disolvente, las especies parafínicas ligeras tienen volatilidades relativas más elevadas que las especies nafténicas y especialmente las especies aromáticas con el mismo número de átomos de carbono, por lo tanto, la mayoría de las especies parafínicas ligeras se pueden concentrar en la corriente de la parte superior de la columna de separación evaporativa. Esta corriente se puede combinar con la corriente de refinado procedente de la columna de extracción de disolventes o se puede recoger como una corriente de hidrocarburos ligeros separada. Debido a su volatilidad relativamente baja, la mayoría de las especies nafténicas y especialmente aromáticas quedan retenidas en la corriente combinada de hidrocarburos disueltos y disolvente que sale de la base de esta columna. En la columna de procesamiento de hidrocarburos final de la unidad de extracción, el disolvente se separa de las especies disueltas de hidrocarburos mediante destilación. En esta etapa, el disolvente, el cual tiene un punto de ebullición relativamente elevado, se recupera como corriente de base de la columna, mientras que los hidrocarburos disueltos, que comprenden principalmente especies aromáticas y nafténicas, se recuperan como la corriente de vapor que sale de la parte superior de la columna. Esta última corriente se denomina a menudo extracto. Los disolventes que se pueden utilizar en el proceso de extracción de disolventes aromáticos de la presente invención incluyen aquellos disolventes que se utilizan habitualmente en procesos de extracción de productos aromáticos comerciales tales como sulfolano, tetraetilenglicol y N-metilpirolidona. Estas especies se pueden utilizar en combinación con otros disolventes u otros productos químicos (denominados en ocasiones codisolventes) tales como agua y/o alcoholes. Como alternativa, se pueden aplicar otros métodos conocidos que no sean la extracción de disolventes, tales como separación con tamices moleculares o separación basada en el punto de ebullición, para la separación de productos aromáticos y naftenos a partir de parafinas en un proceso de desaromatización. Por consiguiente, la etapa del proceso de desaromatización proporciona una corriente que comprende predominantemente parafinas ("corriente enriquecida en alcanos producida mediante desaromatización") y una segunda corriente que comprende predominantemente productos aromáticos y preferiblemente naftenos ("corriente enriquecida en productos aromáticos y naftenos producida mediante desaromatización"). Preferiblemente, la corriente enriquecida en alcanos producida mediante desaromatización comprende más de un 80% p de los alcanos y menos de un 60% p de los naftenos que estaban comprendidos en la corriente de hidrocarburos mixta, más preferiblemente más de un 85% p de los alcanos y menos de un 55% p de los naftenos que estaban comprendidos en la corriente de hidrocarburos mixta. Preferiblemente, la corriente enriquecida en productos aromáticos y naftenos producida mediante desaromatización comprende más de 90% p de los productos aromáticos y más de un 40% p de los naftenos que estaban comprendidos en la corriente de hidrocarburos mixta, más preferiblemente más del 95% p de los productos aromáticos y más de un 45% p de los naftenos que estaban comprendidos en la corriente de hidrocarburos mixta.

La "unidad de apertura de anillos" se refiere a una unidad de refinería, en la que se realiza el proceso de apertura de anillos aromáticos y nafténicos. La apertura de anillos es un proceso de hidrocraqueo específico que es particularmente adecuado para convertir una alimentación que es relativamente rica en hidrocarburos aromáticos e hidrocarburos nafténicos que tienen un punto de ebullición en el intervalo de punto de ebullición del queroseno y el gasóleo, y opcionalmente el intervalo de punto de ebullición de gasóleo de vacío, para producir LPG y, dependiendo del proceso y/o las condiciones de proceso específicas, un destilado ligero. Un proceso de apertura de anillos de este tipo (proceso RO) 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 del material sin convertir y también pueden 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 20MPa 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 de proporcionar un catalizador que combina 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 escisión posterior 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 RO") que es relativamente rico en compuestos hidrocarbonados que tienen un anillo aromático y nafténico. En el contexto de la presente invención, se prefiere usar un proceso de

5 apertura de anillos aromáticos que esté optimizado para mantener intacto un anillo aromático o nafténico 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 (proceso RO) adicional se describe en el documento US 7.513.988. Por consiguiente, el proceso RO puede comprender saturación de anillos aromáticos a una temperatura de 100-500°C, preferiblemente 200-500°C, más preferiblemente 300-500°C, una presión de 2-10 MPa junto con el 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 anillos aromáticos 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 sobre 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 sobre 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 RO produce un destilado ligero ("gasolina RO") 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 que esté optimizado para abrir todos los anillos aromáticos y nafténicos y por tanto para producir alcanos a costa de un destilado ligero que es relativamente rico en compuestos hidrocarbonados que tienen un anillo aromático. Aun así, también en un modo en el que todos los anillos aromáticos están abiertos, el proceso RO todavía puede producir pequeñas cantidades de destilados, que se recirculan preferiblemente a unidades de refinería que pueden procesar y revalorizar dichos destilados para dar productos petroquímicos o para dar productos intermedios que pueden revalorizarse adicionalmente para dar productos petroquímicos. Otros ejemplos de procesos de apertura de anillos para producir LPG se describen en los documentos US 7.067.448 y US 2005/0101814.

30 La alimentación de hidrocarburo usada en el proceso de la presente invención comprende nafta, queroseno y gasóleo producidos mediante destilación de crudo en el proceso y destilado ligero derivado de unidad de refinería y destilado central derivado de unidad de refinería producido en el proceso.

35 El LPG producido en el proceso que se somete a síntesis de olefinas comprende preferiblemente LPG comprendido en la fracción de gases derivada mediante destilación de crudo y LPG comprendido en los gases derivados de unidad de refinería.

Preferiblemente, el proceso de la presente invención comprende además someter alcanos derivados de unidad de refinería producidos en el proceso a isomerización inversa para producir n-alcanos que se someten a síntesis de olefinas.

40 Al convertir los isoalcanos en alcanos normales antes de someter dichos alcanos a síntesis de olefinas, se puede mejorar el rendimiento de etileno en dicha síntesis de olefinas.

Preferiblemente, los alcanos C4-C8 se someten a isomerización inversa para convertir los isoalcanos C4-C8 ramificados en alcanos C4-C8 normales no ramificados, los cuales se someten posteriormente a síntesis de olefinas.

45 Tal como se usa en el presente documento, el término "unidad de isomerización inversa" se refiere a una unidad de refinería que se opera para convertir isoalcanos, tales como el isobutano y los isoalcanos comprendidos en una nafta y/o un destilado ligero derivado de unidad de refinería, en alcanos normales. Un proceso de isomerización inversa de este tipo está estrechamente relacionado con el proceso de isomerización más convencional para incrementar el octanaje de los combustibles de gasolina y se describe, entre otros, en el documento EP 2 243 814 A1. La corriente de alimentación que se dirige hacia una unidad de isomerización inversa preferiblemente es relativamente rica en parafinas, preferiblemente isoparafinas, por ejemplo, eliminando los productos aromáticos y naftenos mediante desaromatización y/o convirtiendo los productos aromáticos y naftenos en parafinas utilizando un proceso de apertura de anillos. El efecto de tratar nafta altamente parafínica en una unidad de isomerización inversa consiste en que, al convertir isoparafinas en parafinas normales, el rendimiento de etileno en un proceso de craqueo a vapor se incrementa a la vez que se reducen los rendimientos de metano, hidrocarburos C4 y gasolina de pirólisis. Las condiciones del proceso para la isomerización inversa incluyen preferiblemente una temperatura de 50-350 °C, preferiblemente de 150-250 °C, una presión de 0,1-10 MPa manométricos, preferiblemente de 0,5-4 MPa manométricos y una velocidad espacial por hora de líquido de 0,2-15 volúmenes de alimentación de hidrocarburo isomerizable de forma inversa por hora por volumen de catalizador, preferiblemente de 0,5-5 h<sup>-1</sup>. Se puede usar cualquier catalizador conocido en la técnica por ser adecuado para la isomerización de corrientes de hidrocarburos ricas en parafina como catalizador de isomerización inversa. Preferiblemente, el catalizador de isomerización inversa comprende un elemento del Grupo 10 soportado en una zeolita y/o un soporte refractor, tal como alúmina.

El proceso de apertura de anillos tal como se usa en el presente documento produce una primera corriente que comprende LPG y una segunda corriente que comprende alcanos C4+ y en la que dicha corriente que comprende alcanos C4+ se combina con los alcanos producidos mediante desaromatización.

5 Al separar el LPG producido en el proceso de la presente invención de los alcanos C4+, dicho LPG y dichos alcanos C4+ se pueden someter a procesos específicos de síntesis de olefinas, los cuales están optimizados según la naturaleza de la alimentación de hidrocarburo.

10 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 de la nafta, del queroseno y el gasóleo combinados producidos mediante la destilación de crudo en el proceso se somete a hidrocrqueo. Por consiguiente, 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.

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

20 Preferiblemente, la síntesis de olefinas usada en el proceso de la presente invención es pirólisis. Al seleccionar la pirólisis como el método de síntesis de olefinas, se mejora el rendimiento de etileno.

25 Un proceso muy común para la conversión de alcanos en olefinas implica "craqueo a vapor" o "pirólisis". Tal como se usa en el presente documento, el término "craqueo a vapor" se refiere a un proceso petroquímico en el que los hidrocarburos saturados se rompen en hidrocarburos más pequeños, a menudo insaturados, tales como etileno y propileno. En alimentaciones hidrocarbonadas gaseosas de craqueo a vapor como etano, propano y butanos, o mezclas de los mismos, (craqueo de gas) o alimentaciones hidrocarbonadas líquidas como nafta o gasóleo (craqueo de líquido) se diluye con vapor y se calienta brevemente en un horno sin la presencia de oxígeno. Normalmente, la temperatura de reacción es 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 de hasta 175 kPa manométricos. Los compuestos hidrocarbonados etano, propano y butanos se craquean por separado en hornos especializados correspondientemente para garantizar el craqueo en condiciones óptimas. Tras alcanzar la temperatura de craqueo, el gas se extingue rápidamente para detener la reacción en un intercambiador de calor con línea de transferencia o dentro de un colector de extinción usando aceite para templar. El craqueo a vapor da como resultado la lenta deposición de coque, una forma de carbono, sobre las paredes del reactor. La descoquización requiere que el horno se aisle del proceso y entonces se hace pasar un flujo de vapor o una mezcla de vapor/aire a través de las bobinas del horno. Esto convierte la capa de carbono sólida dura en monóxido de carbono y dióxido de carbono. Una vez que se ha completado esta reacción, el horno se vuelve a poner en servicio. Los productos producidos mediante craqueo a vapor dependen de la composición de la alimentación, la relación de hidrocarburo con respecto a vapor y de la temperatura de craqueo y el tiempo de residencia en el horno. Las alimentaciones de hidrocarburos ligeros tales como etano, propano, butano o nafta ligera proporcionan corrientes de producto ricas en las olefinas de calidad para polímero más ligeras, incluyendo etileno, propileno y butadieno. El hidrocarburo más pesado (rango completo y fracciones de gasóleo y nafta pesada) también proporciona productos ricos en hidrocarburos aromáticos.

35 40 45 50 55 60 Para separar los diferentes compuestos hidrocarbonados producidos mediante craqueo a vapor, el gas de craqueo se somete a una unidad de fraccionamiento. Tales unidades de fraccionamiento se conocen ampliamente en la técnica y pueden comprender un denominado fraccionador de gasolina, en el que el destilado pesado ("aceite negro de carbono") y el destilado central ("destilado craqueado") se separan del destilado ligero y los gases. En la torre de extinción opcional posterior, la mayor parte del destilado ligero producido mediante craqueo a vapor ("gasolina de pirólisis") puede separarse de los gases condensando el destilado ligero. Posteriormente, los gases pueden someterse a 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 (CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S) entre las fases de compresión. En una etapa siguiente, los gases producidos por pirólisis pueden condensarse parcialmente por fases de un sistema de refrigeración en cascada hasta aproximadamente cuando solo quede el hidrógeno en la fase gaseosa. Los diferentes compuestos hidrocarbonados pueden separarse posteriormente mediante destilación simple, siendo el etileno, propileno y las olefinas C4 los productos químicos de alto valor más importantes producidos mediante craqueo a vapor. El metano producido mediante craqueo a vapor se usa generalmente como gas combustible, el hidrógeno puede separarse y recircularse a procesos que consumen hidrógeno, tal como procesos de hidrocrqueo. El acetileno producido mediante craqueo a vapor se hidrogena selectivamente de manera preferible para dar etileno. Los alcanos comprendidos en el gas craqueado pueden recircularse al proceso para la síntesis de olefinas.



Preferiblemente, el LPG producido en el proceso integrado se somete a craqueo de gas y donde los alcanos C4+ se someten a craqueo de líquido. Los alcanos C2 y C3 se craquean por separado en sus condiciones óptimas. Preferiblemente, los C4 y C5+ se craquean por separado en sus condiciones óptimas. Preferiblemente, el destilado craqueado y el aceite negro de carbono producidos en el proceso de la presente invención se reciclan en la alimentación de hidrocarburo que se somete a desaromatización.

Preferiblemente, el proceso de la presente invención comprende, además:

- (a) someter crudo a destilación de crudo para producir una o más de fracción de gases, nafta, queroseno, gasóleo y residuo; y
- (b) someter el residuo a revalorización de residuo para producir LPG y destilado ligero y central.

Sometiendo específicamente el residuo a revalorización de residuo para producir LPG y un efluente de revalorización de residuo líquido y sometiendo dicho efluente de revalorización de residuo líquido a apertura de anillos, puede mejorarse adicionalmente el rendimiento de etileno o el proceso de la presente invención. Además, el crudo puede revalorizarse para dar productos petroquímicos, particularmente etileno, en una medida mucho mayor.

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 un coquizador retardado, un coquizador de fluido, un FCC de residuo, un coquizador flexible, un reductor de viscosidad o un hidrorreductor de la viscosidad catalítico. Preferiblemente, la unidad de revalorización de residuo puede ser una unidad de coquización o un hidrocraqueador de residuo. Una "unidad de coquización" es una unidad de procesamiento de refinería de petróleo que convierte el residuo en LPG, destilado ligero, destilado central, destilado pesado y coque de petróleo. El proceso quiebra térmicamente las moléculas de hidrocarburo de cadena larga en la 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 a vapor, tal como aceite negro de carbono y/o destilado craqueado, pero también puede comprender el destilado pesado producido mediante revalorización de residuo, que puede recircularse hasta la extinción. Aun así, puede purgarse una corriente de brea relativamente pequeña del proceso.

La revalorización de residuo que se usa preferiblemente en el proceso de la presente invención es hidrocrqueo de residuo.

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

Un "hidrocraqueador 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 central 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 reactores básicos en el hidrocrqueo comercial, que son un tipo de reactor de lecho fijo (lecho percolador), un tipo de reactor de lecho llevado a ebullición 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 de vacío para producir destilado ligero y central que pueden procesarse adicionalmente para producir olefinas y compuestos aromáticos. Los catalizadores usados en procesos de hidrocrqueo de residuo de lecho fijo comprenden comúnmente uno o más elementos seleccionados del grupo que consiste en Co, Mo y Ni sobre un soporte refractario, normalmente alúmina. En el caso de alimentaciones altamente contaminadas, el catalizador en 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 llevado a ebullición 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 procesos de hidrocrqueo de residuo de lecho llevado a ebullición comprenden comúnmente uno o más elementos seleccionados del grupo que consiste en Co, Mo y Ni sobre 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 con ebullición 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 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

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 de la conversión deseada. En estos procesos, el catalizador se reemplaza continuamente para alcanzar niveles de conversión consistentes a lo largo de un ciclo operativo. 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 fase de suspensión espesa y de lecho llevado a ebullición 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 suspensión espesa y de lecho que se lleva a ebullición debido a su rendimiento mejorado de destilado ligero y central en comparación con el hidrocrqueo de lecho fijo. Tal como se usa en el presente documento, el término "revalorización del efluente líquido de residuo" se refiere al producto producido revalorizando el residuo excluyendo los productos gaseosos, tales como metano y LPG y el destilado pesado producido revalorizando el residuo. El destilado pesado producido mediante la revalorización de residuo se recircula preferiblemente a la unidad de revalorización de residuo hasta la extinción. Sin embargo, puede ser necesario purgar una corriente de brea relativamente pequeña. Desde el punto de vista de la eficiencia de carbono, se prefiere un hidrocrqueador 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 hidrocrqueador de residuo, ya que el último consume cantidades considerables de hidrógeno. También en vista del gasto de capital y/o los costes operativos puede ser ventajoso seleccionar una unidad de coquización con respecto a un hidrocrqueador de residuo.

En el caso de que el residuo se fraccione adicionalmente usando una unidad de destilación de vacío para separar el residuo para dar una fracción de gasóleo de vacío y una fracción de residuo de vacío, se prefiere someter el gasóleo de vacío a hidrocrqueo de gasóleo de vacío y el residuo de vacío a hidrocrqueo de residuo de vacío, sometiéndose posteriormente el destilado pesado producido mediante hidrocrqueo de residuo de vacío a hidrocrqueo 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 de 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 central. El hidrocrqueo de residuo de vacío es preferiblemente hidrocrqueo de residuo de suspensión espesa tal como se definió anteriormente en el presente documento.

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, tal como reformado catalítico o craqueo catalítico de fluido. Un proceso de hidrosulfurización de este tipo se realiza en una "unidad HDS" o "hidrotratador"; véase Alfke (2007) loc. cit. Generalmente, la reacción de hidrosulfurización 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 sobre alúmina, en el que el catalizador está en forma de sulfuro.

En un aspecto adicional, la invención se refiere también a una instalación de proceso adecuada para realizar el proceso de la invención. Esta instalación de proceso y el proceso realizado en dicha instalación de proceso se presentan en las figuras 1-5 (Figs. 1-5).

Por consiguiente, la presente invención proporciona además una instalación de proceso para convertir crudo en productos petroquímicos según la reivindicación 7.

Un aspecto de la presente divulgación se presenta en la figura 1 (Fig. 1).

La unidad de destilación de crudo (10) preferiblemente comprende además una salida para la fracción de gases (230). Los alcanos producidos mediante apertura de anillos (214), la corriente enriquecida en alcanos (313) y el LPG producido en el proceso integrado (220) se pueden combinar para formar la entrada para alcanos (215). Además, uno o más de nafta, queroseno y gasóleo producidos mediante la unidad de destilación de crudo (310) se pueden combinar con destilado ligero derivado de unidad de refinería y/o destilado central derivado de unidad de refinería producidos en la instalación de proceso petroquímico integrada (320) para formar una alimentación de hidrocarburos para la desaromatización (303).

Tal como se usa en el presente documento, el término "una entrada para X" o "una salida de X", en donde "X" es una fracción de hidrocarburo dada o similar, se refiere a una entrada o una salida para la 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 los compuestos no deseados comprendidos en dicha corriente y similares.

5 Si, en el contexto de la presente invención, se alimenta una unidad de refinería 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 separadas a la unidad de refinería.

La instalación de proceso de la presente invención puede comprender además una unidad de isomerización inversa (80) que comprende una entrada para alcanos (215) y una salida para n-alcanos (216), donde dichos n-alcanos producidos mediante dicha unidad de isomerización inversa (80) se alimentan en una unidad para síntesis de olefinas (30). Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 2 (Fig. 2).

10 La unidad de apertura de anillos (26) según está comprendida en la instalación de proceso de la presente invención comprende una salida para el LPG producido mediante apertura de anillos (222) y una salida para alcanos C4+ (315) que se combina con alcanos producidos mediante desaromatización (313). Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 3 (Fig. 3).

15 En una realización de este tipo, el LPG producido mediante apertura de anillos (222) y el LPG producido en el proceso integrado (220) se pueden combinar para formar el LPG producido mediante la instalación de proceso petroquímico integrada (200). Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 3 (Fig. 3).

20 En el caso de que la unidad de apertura de anillos (26) tenga una salida para el LPG producido mediante apertura de anillos (222) y una salida para alcanos C4+ (315), la instalación de proceso puede comprender además un craqueador de gas (35) que comprende una entrada para el LPG producido en el proceso integrado (200) y una salida para olefinas (501); y un craqueador de líquido (36) que comprende una entrada para alcanos (215), preferiblemente n-alcanos (216), una salida para olefinas (502) y una salida para BTX (600).

25 La instalación de proceso de la presente invención puede comprender además una unidad de revalorización de residuo (40) que comprende una entrada para el residuo producido mediante destilación de crudo (400) y destilado pesado derivado de unidad de refinería (401) y una salida para el LPG producido mediante revalorización de residuo (223) y una salida para el destilado ligero y/o destilado central producidos mediante revalorización de residuo (329). La entrada para el residuo producido mediante destilación de crudo (400) y el destilado pesado derivado de unidad de refinería (401) se pueden combinar para formar una única entrada en la unidad de revalorización de residuo (40) o pueden formar dos entradas separadas en la unidad de revalorización de residuo (40). Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 4 (Fig. 4). La unidad de revalorización de residuo (40) puede comprender además  
30 una salida para destilado pesado producido mediante revalorización de residuo (420), que se puede reciclar en la unidad de revalorización de residuo (40) para revalorizar adicionalmente dicho destilado pesado. Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 5 (Fig. 5).

La instalación de proceso de la presente invención comprende, además:

35 una unidad de separación de gases (50) que comprende una entrada para los gases producidos en el proceso integrado (200), una salida para etano (240), una salida para propano (250) y una salida para butano (260); un craqueador de etano (31) que comprende una entrada para etano (240); un craqueador de propano (37) que comprende una entrada para propano (250); un craqueador de butano (34) que comprende una entrada para butano (260); y  
40 un craqueador de líquido (36) que comprende una entrada para alcanos C4+ (216). Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 5 (Fig. 5).

45 La unidad de separación de gases (50) puede comprender además una salida para metano (701). Preferiblemente, el producto craqueado producido mediante los craqueadores se somete a una unidad de separación (38) en la que se separan los diferentes componentes comprendidos en el producto craqueado. Por consiguiente, la unidad de separación (38) puede tener una o más salidas seleccionadas del grupo que consiste en: una salida para metano (704), una salida para hidrógeno (804), una salida para etileno (504), una salida para propileno (505), una salida para butilenos (506) y una salida para BTX (600). Además de todo ello, la unidad de separación (38) puede tener una salida para alcanos C4-C8 (217) que se puede reciclar en la unidad de isomerización inversa (80). Además, la unidad de separación (38) puede tener una salida para destilado craqueado y/o aceite negro de carbono (334) que se puede reciclar en la alimentación hacia la unidad de desaromatización (303).

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

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

En el proceso y la instalación de proceso de la presente divulgación, todo el metano producido se recoge y preferiblemente se somete 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.

Las diferentes unidades que se hacen funcionar en el proceso o la instalación de proceso de la presente divulgación están además integradas mediante la alimentación del hidrógeno producido en ciertos procesos, tal como en la síntesis de olefinas, como corriente de alimentación a los procesos que necesitan hidrógeno como alimentación, tal como en el hidro craqueo. 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), 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.

Se usan las siguientes referencias numéricas en las Figuras 1-5:

- 15 10 unidad de destilación de crudo
- 26 unidad de apertura de anillos
- 30 unidad para la síntesis de olefinas
- 31 craqueador de etano
- 34 craqueador de butano
- 20 35 craqueador de gas
- 36 craqueador de líquido
- 37 craqueador de propano
- 38 unidad de separación
- 40 unidad de revalorización de residuo, preferiblemente un hidro craqueador de residuo
- 25 50 unidad de separación de gases
- 70 unidad de desaromatización
- 80 unidad de isomerización inversa
- 100 crudo
- 200 LPG producido en el proceso integrado
- 30 214 alcanos producidos mediante unidad de apertura de anillos
- 215 alcanos
- 216 n-alcanos
- 217 alcanos C4-C8
- 220 gases ligeros y LPG derivado de unidad de refinería producido en el proceso integrado
- 35 222 LPG producido mediante apertura de anillos
- 223 LPG producido mediante revalorización de residuo
- 230 fracción de gases
- 240 etano
- 250 propano
- 40 260 butanos
- 303 alimentación de hidrocarburo para la desaromatización
- 310 uno o más de nafta, queroseno y gasóleo
- 313 corriente enriquecida en alcanos producida mediante desaromatización
- 314 corriente enriquecida en productos aromáticos y naftenos producida mediante desaromatización
- 45 315 alcanos C4+ producidos mediante apertura de anillos
- 320 destilado ligero derivado de unidad de refinería y/o destilado central derivado de unidad de refinería producidos en la instalación de proceso petroquímico integrada
- 329 para destilado ligero y/o destilado central producidos mediante revalorización de residuo
- 334 destilado craqueado y/o aceite negro de carbono
- 50 400 residuo
- 401 destilado pesado derivado de unidad de refinería
- 420 destilado pesado producido mediante revalorización de residuo
- 500 olefinas
- 501 olefinas producidas mediante craqueo de gas
- 55 502 olefinas producidas mediante craqueo de líquido
- 504 etileno
- 505 propileno
- 506 butilenos
- 600 BTX
- 60 701 metano producido mediante separación de gases
- 704 metano
- 804 hidrógeno

Cabe destacar adicionalmente que la invención se refiere a todas las combinaciones posibles de las características que están presentes en las reivindicaciones.

- 5 Debe observarse 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.

#### **Ejemplo comparativo 1**

- 10 Los datos experimentales proporcionados en el presente documento se obtuvieron mediante modelado en diagrama de flujo en Aspen Plus. La cinética de craqueo a vapor se tuvo en cuenta rigurosamente (software para cálculos de programa de producto de craqueador a vapor). Se aplicaron las siguientes condiciones de horno de craqueador a 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
- 15 desaromatización se modeló como un separador en 2 corrientes, una corriente que contenía todos los componentes aromáticos y nafténicos, y la otra corriente que contenía todos los componentes isoparafínicos y parafínicos normales.

Para la apertura de anillos se ha usado un esquema de reacción, en el que todos los compuestos aromáticos, nafténicos y parafínicos se convirtieron en LPG.

- 20 Se modeló una unidad de isomerización inversa mediante un esquema de reacción en el que todos los componentes isoparafínicos se convertían en su componente homólogo parafínico normal.

La unidad de hidrocraqueador de residuo se modeló basándose en los datos de la bibliografía.

- 25 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 a vapor. Las fracciones enviadas al craqueador a 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 a vapor asciende al 52% en peso del crudo. En el craqueador a 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.

- 30 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:

(Peso de carbono total en los productos petroquímicos) / (Peso de carbono total en el crudo).

- 35 Para el ejemplo comparativo, el rendimiento de etileno es el 15% en peso del crudo total.

#### **Ejemplo 1**

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

- 40 Las fracciones de nafta, queroseno y 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 y nafténicos, y una que contiene todos los isoalcanos y alcanos normales. La corriente de componentes aromáticos y nafténicos se somete a una apertura de anillos que se opera en unas condiciones de proceso para abrir todos los anillos aromáticos y convertir los alcanos y naftenos restantes en LPG (intermedios). Este LPG se separa en fracciones de etano, propano y butano que se craquean a vapor. La corriente de alcanos procedente de la unidad de desaromatización también se craquea a vapor.

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

Para el ejemplo 1, el rendimiento de etileno es del 25% en peso del crudo total.

#### **Ejemplo 2**

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

En primer lugar, el residuo se revaloriza en un hidrocraqueador de residuo para producir gases, destilado ligero y destilado central. La conversión final en el hidrocraqueador de residuo está próximo a la totalidad (la brea del hidrocraqueador de residuo es del 2% en peso del crudo). Los gases producidos mediante hidrocraqueo de residuo se someten a craqueo a vapor.

- 5 El destilado ligero y el destilado central producidos mediante hidrocraqueo de residuo se redistribuyen en una unidad de desaromatización en 2 corrientes, una corriente que contiene todos los componentes aromáticos y nafténicos, y una que contiene todos los isoalcanos y alcanos normales. La corriente de componentes aromáticos y nafténicos se somete a una apertura de anillos que se opera en unas condiciones de proceso para abrir todos los anillos aromáticos y convertir los alcanos y naftenos restantes en LPG (intermedios). Este LPG se separa en fracciones de etano, propano y butano que se craquean a vapor. La corriente parafínica procedente de la unidad de desaromatización también se craquea a vapor.

Además, la parte pesada del efluente de craqueador (alimentación de resina C9, destilado craqueado y aceite negro de carbono) se recircula a la unidad de desaromatización.

- 15 La tabla 1 proporcionada a continuación en el presente documento presenta el programa de producto total del craqueador a vapor en % en peso del crudo total. El programa de producto también contiene el peso del hidrocraqueador (el 2% en peso del crudo).

Para el ejemplo 2 el rendimiento de etileno es del 46% en peso del crudo total.

### Ejemplo 3

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

- 20 La corriente parafínica procedente de la unidad de desaromatización y la fracción de C4 procedente de la unidad de apertura de anillos se someten a isomerización inversa, antes del craqueo a vapor. En la unidad de isomerización inversa todos los isoalcanos se convierten en alcanos normales.

- 25 La tabla 1 proporcionada a continuación en el presente documento presenta el programa de producto total del craqueador a vapor en % en peso del crudo total. El programa de producto también contiene la brea del hidrocraqueador (el 2% en peso del crudo).

Para el ejemplo 3 el rendimiento de etileno es del 49% 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%	25%	46%	49%
Propileno	8%	9%	18%	17%
Butadieno	2%	2%	4%	4%
1-Buteno	1%	1%	1%	2%
Isobuteno	1%	1%	1%	0%
Isopreno	0%	0%	0%	0%
Ciclopentadieno	1%	1%	1%	1%
Benceno	4%	2%	4%	4%
Tolueno	2%	1%	1%	1%
Xileno	1%	0%	0%	0%
Etilbenceno	1%	0%	0%	0%
<b>Otros componentes (% en peso de crudo)</b>				
Hidrógeno	1%	1%	2%	2%
Metano	7%	10%	18%	17%
Componentes pesados	56%	48%	0%	0%
Brea de RHC y coque de FCC	0%	0%	2%	2%
Eficiencia de carbono	38,0%	42,4%	81,6	82,4

**Ejemplo 4**

Este ejemplo describe más específicamente la desaromatización para producir una primera corriente enriquecida en hidrocarburos aromáticos e hidrocarburos nafténicos y una segunda corriente enriquecida en alcanos. La alimentación de hidrocarburos en la desaromatización de este ejemplo es nafta de salida directa que tiene la siguiente composición: 69,16% en peso de parafinas (parafinas normales e isoparafinas), 23,73% en peso de naftenos y 7,11% en peso de productos aromáticos. La alimentación de hidrocarburos en la desaromatización se procesa en una unidad de extracción de disolventes que comprende tres columnas procesadoras de hidrocarburos principales: columna de extracción de disolventes, columna de separación y columna de extracto. En este ejemplo, se usa el disolvente convencional N-metilpirolidona (NMP) con un 2% en peso de agua. La NMP, que es selectiva para la extracción de productos aromáticos, también es selectiva para disolver especies nafténicas ligeras y, en menor grado, especies parafínicas ligeras, por lo tanto, la corriente que sale de la base de la columna de extracción de disolventes comprende el disolvente junto con especies aromáticas, nafténicas y parafínicas ligeras disueltas. La corriente que sale de la parte superior de la columna de extracción de disolventes (corriente de refinado) comprende las especies parafínicas relativamente insolubles. La corriente que sale de la base de la columna de extracción de disolventes se somete a continuación, en una columna de destilación, a una separación evaporativa en la cual se separan las especies basándose en su volatilidad relativa en presencia del disolvente. En presencia de un disolvente, las especies parafínicas ligeras tienen volatilidades relativas más elevadas que las especies nafténicas y especialmente las especies aromáticas con el mismo número de átomos de carbono, por lo tanto, la mayoría de las especies parafínicas ligeras se concentran en la corriente de la parte superior de la columna de separación evaporativa. Esta corriente se puede combinar con la corriente de refinado procedente de la columna de extracción de disolventes o se puede recoger como una corriente de hidrocarburos ligeros separada. Debido a su volatilidad relativamente baja, la mayoría de las especies nafténicas y especialmente aromáticas quedan retenidas en la corriente combinada de hidrocarburos disueltos y disolvente que sale de la base de esta columna. En la columna de procesamiento de hidrocarburos final de la unidad de extracción, el disolvente se separa de las especies disueltas de hidrocarburos mediante destilación. En esta etapa, el disolvente, el cual tiene un punto de ebullición relativamente elevado, se recupera como corriente de base de la columna, mientras que los hidrocarburos disueltos, que comprenden principalmente especies aromáticas y nafténicas, se recuperan como la corriente de vapor que sale de la parte superior de la columna. Esta última corriente se denomina extracto.

En este ejemplo, se usaron las siguientes condiciones para la columna del extractor:

- 30 Disolvente: NMP con un 2% en peso de agua
- Relación de disolvente:alimentación de 5:1 (masa) en la columna de extracción: Presión en la parte superior: 5,5 BarG
- Presión en la base de la columna: 6,5 BarG
- Temperatura de alimentación: 50°C
- 35 Temperatura del disolvente: 60°C
- Temperatura en la parte superior: 60°C
- Temperatura en la base: 50°C

La corriente de la parte superior de la columna del extractor puede tener la siguiente composición:

Tipos de componente	% p	Fracción del tipo de componente
Parafinas (normales e iso-)	81%	68%
Naftenos	19%	48%
Productos aromáticos	> 1%	> 1%

40 La corriente de la parte inferior de la columna del extractor puede tener la siguiente composición: (exenta de disolventes):

Tipos de componente	% p	Fracción del tipo de componente
Parafinas (normales e iso-)	53%	32%
Naftenos	30%	52%
Productos aromáticos	17%	100%

Nota: la base de la columna del extractor es la alimentación para la columna de separación

En este ejemplo, se usaron las siguientes condiciones para la columna de separación:

- Presión en la parte superior: 1,52 BarG
- Presión en la base de la columna: 1,77 BarG
- 45 Temperatura en la parte superior: 94,11 °C

## ES 2 725 609 T3

Temperatura en la base de la columna: 175°C

La corriente de la parte superior de la columna de separación puede tener la siguiente composición:

Tipos de componente	% p	Fracción del tipo de componente
Parafinas (normales e iso-)	91%	21%
Naftenos	8%	6%
Productos aromáticos	> 1%	< 1%

La corriente de la parte inferior de la columna de separación puede tener la siguiente composición (exenta de disolventes):

Tipos de componente	% p en el extracto	Fracción de componente en el extracto
Parafinas (normales e iso-)	29%	11%
Naftenos	43%	47%
Productos aromáticos	28%	> 99%

### 5 Extracto:

La corriente de la parte superior de la columna de extracto/corriente de extracto puede tener la siguiente composición (exenta de disolventes):

Tipos de componente	% p en el extracto	Fracción de componente en el extracto
Parafinas (normales e iso-)	29%	11%
Naftenos	43%	47%
Productos aromáticos	28%	> 99%

Nota: la composición de la parte superior de la columna de extracto es la misma que la composición exenta de disolventes de la corriente de la parte inferior de la columna de separación.

### 10 La corriente de refinado combinada (combinación de la parte superior de la columna del extractor y la parte superior de la columna de separación) pueden tener la siguiente composición (exenta de disolventes):

Tipos de componente	% p en el extracto	Fracción de componente en el extracto
Parafinas (normales e iso-)	83%	89%
Naftenos	17%	53%
Productos aromáticos	< 1%	< 1%

15 En resumen, utilizando NMP+ 2% en peso de agua como disolvente en una unidad de extracción de disolventes que comprende tres columnas de procesamiento de hidrocarburos principales (columna de extracción de disolventes, columna de separación y columna de extracto), es posible separar una corriente de hidrocarburos (en este caso, nafta de salida directa) en una corriente de refinado que, en comparación con la alimentación, es rica en parafinas, tiene un contenido comparativamente bajo de naftenos y está esencialmente exenta de productos aromáticos, y una corriente de extracto separada que tiene un contenido bajo de parafinas (en comparación con la alimentación) y es comparativamente rica en naftenos y productos aromáticos.



## REIVINDICACIONES

1. Proceso integrado para convertir crudo en productos petroquímicos que comprende destilación de crudo, desaromatización, apertura de anillos y síntesis de olefinas, proceso que comprende:
- 5 (a) someter una alimentación de hidrocarburo a desaromatización para producir una primera corriente enriquecida en hidrocarburos aromáticos e hidrocarburos nafténicos y una segunda corriente enriquecida en alcanos;
- (b) someter la corriente enriquecida en hidrocarburos aromáticos e hidrocarburos nafténicos a apertura de anillos para producir una primera corriente que comprende LPG y una segunda corriente que comprende alcanos C4+ y donde dicha corriente que comprende alcanos C4+ se combina con alcanos producidos mediante desaromatización; y
- 10 (c) someter los alcanos producidos en el proceso a síntesis de olefinas,
- (d) someter la primera corriente que comprende LPG a separación de gases y someter los gases individuales etano, propano y butano producidos en la separación de gases por separado a pirólisis; donde dicha alimentación de hidrocarburo comprende:
- 15 uno o más de nafta, queroseno y gasóleo producidos mediante la destilación de crudo en el proceso; y destilado ligero derivado de unidad de refinería y/o destilado central derivado de unidad de refinería producidos en el proceso.
2. El proceso según la reivindicación 1, que comprende además someter los alcanos derivados de unidad de refinería producidos en el proceso a isomerización inversa para producir n-alcanos que se someten a síntesis de olefinas.
- 20 3. El proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1-2, en el que al menos el 50% en peso de la nafta, del queroseno y el gasóleo combinados producidos mediante la destilación de crudo en el proceso se somete a desaromatización.
4. El proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1-3, en el que los n-alcanos producidos mediante isomerización inversa se someten a síntesis de olefinas.
- 25 5. El proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1-4, proceso que comprende además:
- (a) someter crudo a destilación de crudo para producir una o más de fracción de gases, nafta, queroseno, gasóleo y residuo; y
- (b) someter el residuo a revalorización de residuo para producir LPG y destilado ligero y central.
- 30 6. El proceso según la reivindicación 5, en el que la revalorización de residuo es hidrocrackeo de residuo.
7. Instalación de proceso para convertir crudo en productos petroquímicos que comprende una unidad de destilación de crudo (10) que comprende una entrada para el crudo (100) y al menos una salida para uno o más de nafta, queroseno y gasóleo (310);
- 35 una unidad de desaromatización (70) que comprende una entrada para una alimentación de hidrocarburo para la desaromatización (303), una salida para una corriente enriquecida en hidrocarburos aromáticos e hidrocarburos nafténicos (314) y una segunda corriente enriquecida en alcanos (313);
- una unidad de apertura de anillos (26) que comprende una entrada para productos aromáticos y naftenos producidos mediante desaromatización (314) y una salida para LPG producido mediante apertura de anillos (222) y una salida para alcanos C4+ (315) que se combina con alcanos producidos mediante desaromatización (313); y
- 40 una unidad de separación de gases (50) que comprende una entrada para los gases producidos en el proceso integrado (200), una salida para etano (240), una salida para propano (250) y una salida para butano (260);
- un craqueador de etano (31) que comprende una entrada para etano (240);
- un craqueador de propano (37) que comprende una entrada para propano (250);
- un craqueador de butano (34) que comprende una entrada para butano (260);
- 45 y un craqueador de líquido (36) que comprende una entrada para alcanos (216);
- en el que dicha alimentación de hidrocarburo para la desaromatización comprende: uno o más de nafta, queroseno y gasóleo producidos mediante la unidad de destilación de crudo (10); y destilado ligero derivado de unidad de refinería y/o destilado central derivado de unidad de refinería producidos en la instalación de proceso petroquímico integrada.
- 50 8. La instalación de proceso según la reivindicación 7, que comprende, además una unidad de isomerización inversa (80) que comprende una entrada para alcanos (315) y una salida para n-alcanos (216), donde dichos n-alcanos producidos mediante dicha unidad de isomerización inversa (80) se alimentan en una unidad para síntesis de olefinas (36).
9. La instalación de proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 7-8, que comprende, además

## ES 2 725 609 T3

una unidad de revalorización de residuo (40) que comprende una entrada para el residuo producido mediante destilación de crudo (400) y destilado pesado derivado de unidad de refinería y una salida para el LPG producido mediante revalorización de residuo (323) y una salida para el destilado ligero y/o destilado central producidos mediante revalorización de residuo (329).

5

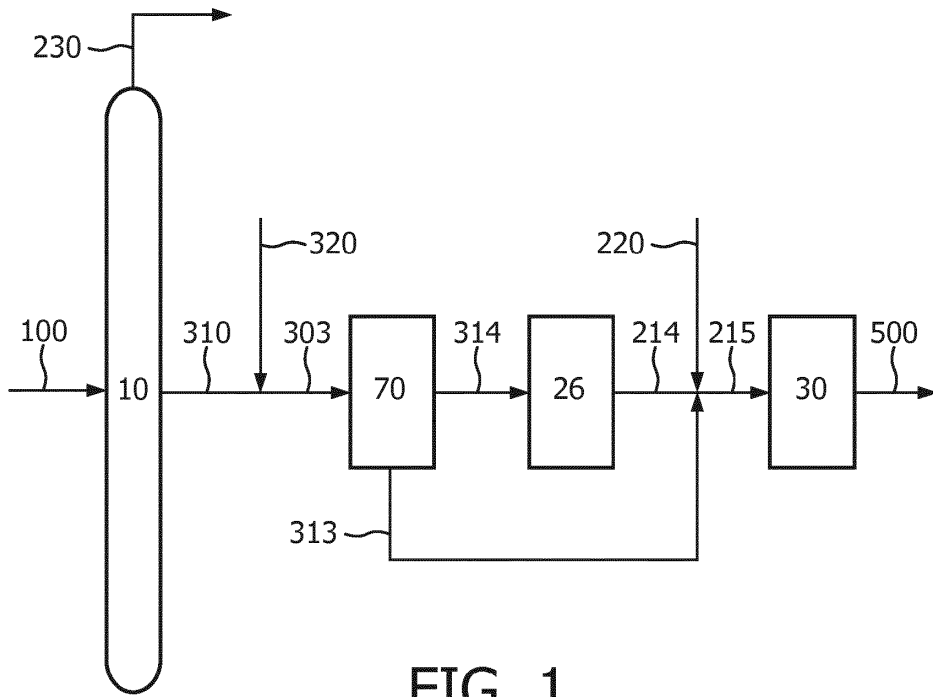


FIG. 1

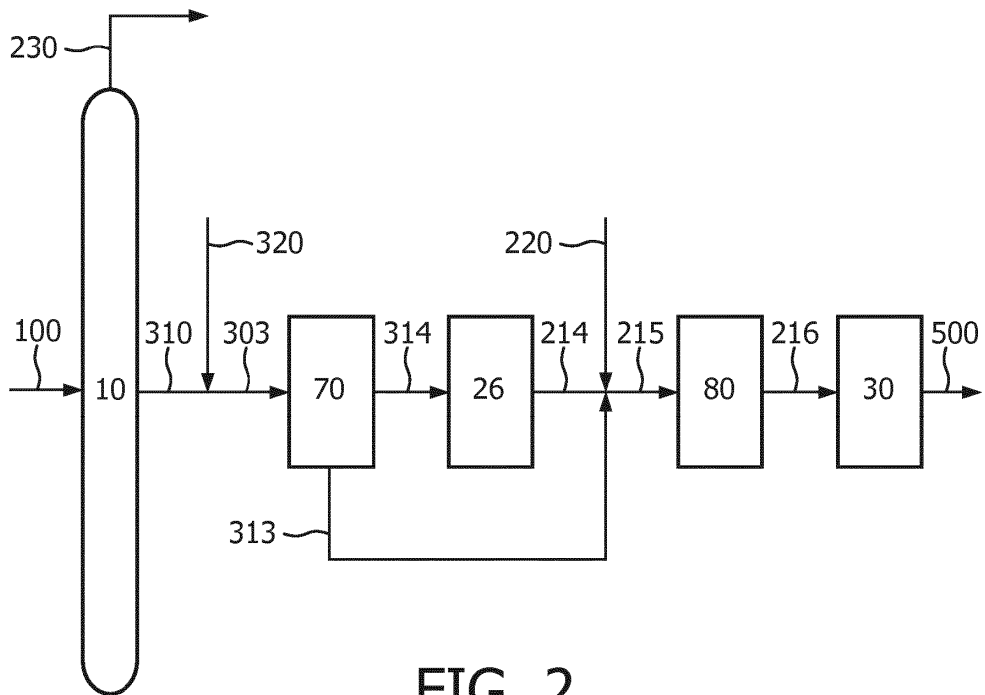
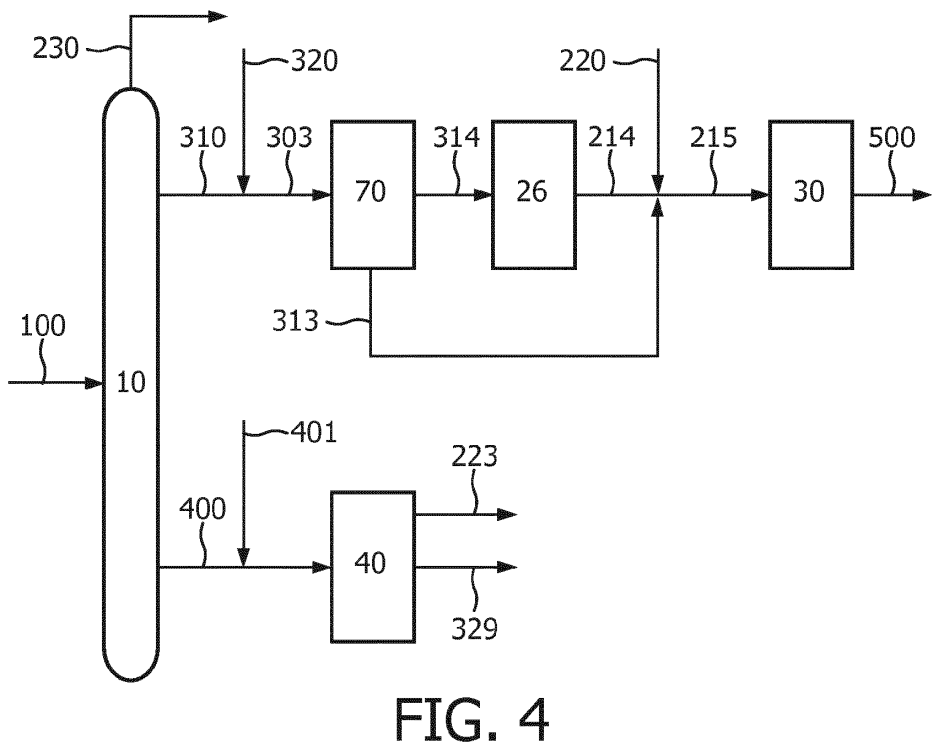
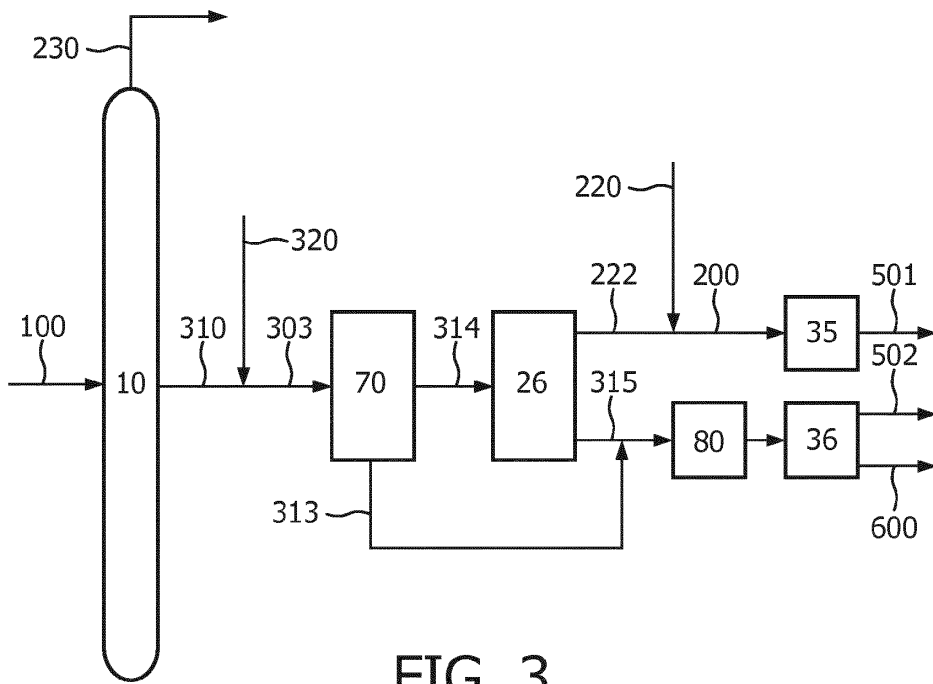


FIG. 2



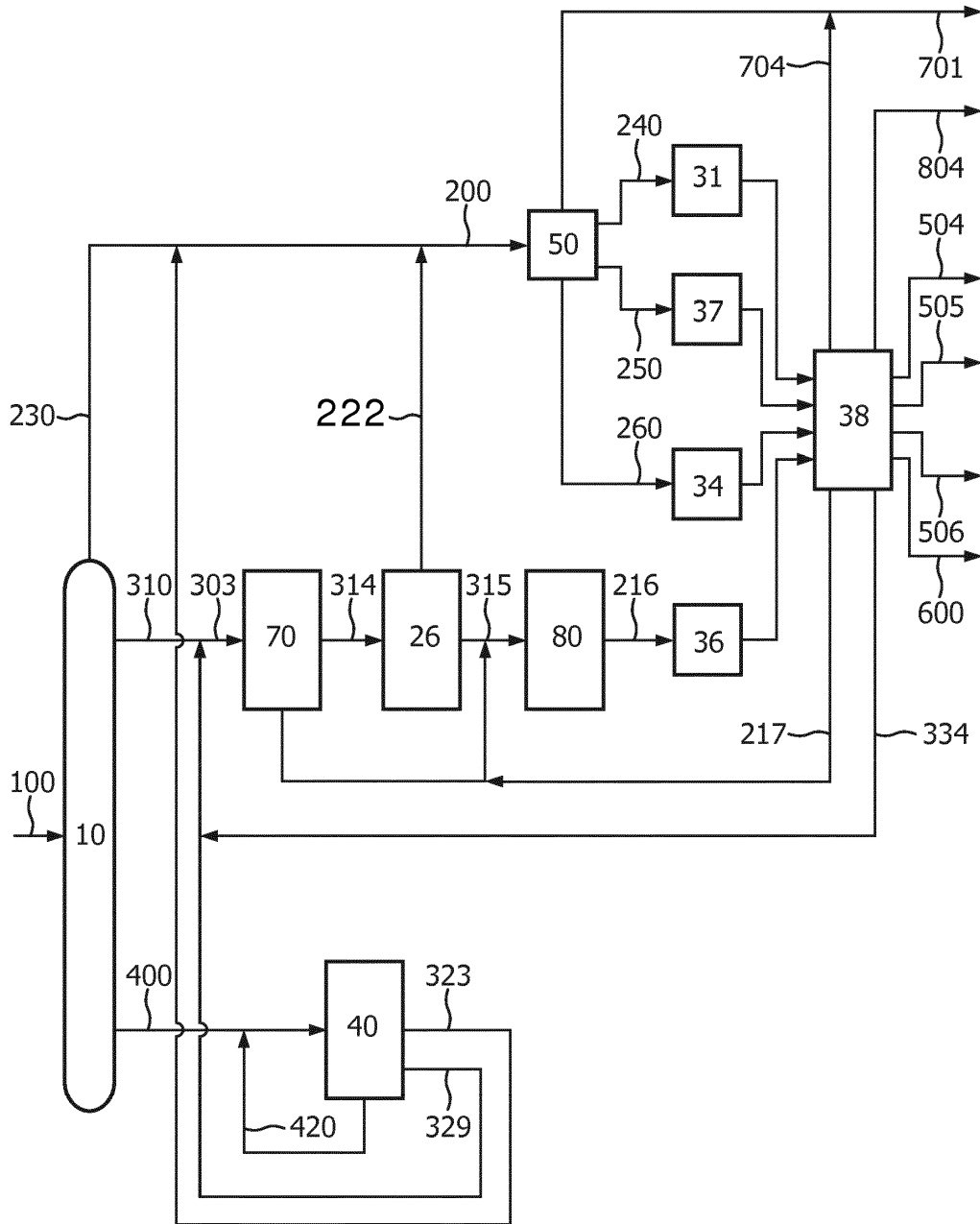


FIG. 5