

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 689 099**

51 Int. Cl.:

C10G 9/36 (2006.01)
C10G 7/00 (2006.01)
C10G 69/06 (2006.01)
C10G 45/00 (2006.01)
C10G 69/04 (2006.01)
C10G 69/00 (2006.01)
C10G 55/02 (2006.01)
C10G 45/58 (2006.01)
C07C 4/04 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **30.06.2014 PCT/EP2014/063855**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **08.01.2015 WO15000847**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **30.06.2014 E 14735551 (5)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **18.07.2018 EP 3017029**

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

30 Prioridad:

02.07.2013 EP 13174751

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
08.11.2018

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;
RAJAGOPALAN, VIJAYANAND;
OPRINS, ARNO JOHANNES MARIA;
SCHAERLAECKENS, EGIDIUS JACOBA MARIA y
VELASCO PELAEZ, RAUL**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 689 099 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 propileno mejorado

5 La presente invención se refiere a un proceso integrado para convertir crudo en productos petroquímicos que comprende destilación de crudo, apertura de anillos aromáticos 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 apertura de anillos aromáticos 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%.

25 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 propileno relativamente bajo en términos de% en peso de crudo.

30 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 propileno mejorado.

35 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.

40 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 1-3, que se describirán adicionalmente más adelante en el presente documento.

45 Por consiguiente, la presente invención proporciona un proceso integrado para convertir crudo en productos petroquímicos que comprende destilación de crudo, apertura de anillos aromáticos y síntesis de olefinas, proceso que comprende someter una alimentación de hidrocarburo a apertura de anillos aromáticos para producir LPG y someter el LPG producido en el proceso integrado a síntesis de olefinas, comprendiendo dicha alimentación de hidrocarburo:

queroseno y/o gasóleo producidos mediante destilación de crudo en el proceso; y

50 destilado central derivado de unidad de refinería producido en el proceso.

55 Convencionalmente, los productos petroquímicos, tales como propileno, 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 propileno de un proceso para convertir crudo en productos petroquímicos puede mejorarse sometiendo uno o más de nafta, queroseno y gasóleo a apertura de anillos aromáticos y convirtiendo posteriormente el LPG producido mediante apertura de anillos aromáticos en 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 propileno" se refiere al% en peso de propileno producido de la masa total del crudo. Además, convirtiendo en primer lugar la materia prima hidrocarbonada en LPG antes de someterla a síntesis de olefinas, la sección de fraccionamiento aguas abajo de la unidad de síntesis de olefinas puede ser mucho menos compleja, dado que se producen muchos menos subproductos, tales como aceite negro de carbono o destilado craqueado, lo que conduce a gastos de capital reducidos enormemente.

65 Por consiguiente, el término "queroseno y/o gasóleo producidos mediante destilación de crudo en el proceso" significa que dicho uno o más de 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 central derivado

de unidad de refinería producido en el proceso” significa que dicho destilado central derivado de unidad de refinería se produce mediante una etapa de proceso de unidad de refinería comprendida en el proceso integrado de la presente invención.

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

10 El documento US 3.839.484 describe un proceso para la preparación de hidrocarburos insaturados mediante pirólisis de naftas en un horno de pirólisis, que comprende someter dichas naftas a hidrocrqueo para formar una mezcla de parafinas e isoparafinas, consistiendo dicha mezcla esencialmente en hidrocarburos que contienen de 1 a aproximadamente 7 átomos de carbono por molécula y pirolizando la mezcla resultante de parafinas e isoparafinas en dicho horno de pirólisis. El proceso del documento US 3.839.484 describe además que el combustible diésel y los combustibles de destilado que experimentan ebullición en el intervalo de 400-650°F (aproximadamente 204-343°C) no se procesan adicionalmente.

15 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.

20 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.

25 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 aviación, combustible diésel, fueloil pesado y coque de petróleo.

30 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 de 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.

5 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.

35 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 (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 $^1\text{H-RMN}$, por ejemplo, la presencia de desplazamientos químicos en el intervalo de desde 7,2 hasta 7,3 ppm para protones de anillo de benceno.

40 Los términos “hidrocarburos nafténicos” o “naftenos” o “cicloalcanos” se usan en el presente documento teniendo su significado establecido y por consiguiente se refieren a tipos de alcanos que tienen uno o más anillos de átomos de carbono en la estructura química de sus moléculas.

45 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.

50 Uno de los productos petroquímicos producido en el proceso de la presente invención es BTX. 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-C4 es decir una mezcla de hidrocarburos C2, C3 y C4. 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.

El término “BTX” tal como se usa en el presente documento se refiere a una mezcla de benceno, tolueno y xilenos.

65 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.

5 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
10 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
15 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
20 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.

La “unidad de apertura de anillos aromáticos” se refiere a una unidad de refinería, en la que se realiza el proceso de
25 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 de 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
30 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
35 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,
40 Zn, Ga, En, 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
45 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 ARO”) 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 apertura de anillos aromáticos que esté optimizado para abrir todos los anillos aromáticos y por tanto
50 para producir LPG 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 ARO 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. Un proceso
55 apertura de anillos aromáticos (proceso ARO) adicional se describe en el documento US 7.513.988, miembro de la
familia del documento US2007/0062848.

Por consiguiente, el proceso ARO puede comprender saturación de anillos aromáticos a una temperatura de 100-
60 500°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
65 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

5 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, En, 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 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 esté optimizado para abrir todos los anillos aromáticos y por tanto para producir LPG 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 ARO 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 aromáticos para producir LPG se describen en los documentos US 7.067.448 y US 2005/0101814.

20 Dirigiendo el proceso de apertura de anillos aromáticos 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, puede dirigirse la relación de olefinas producidas y compuestos aromáticos producidos en el proceso de la presente invención de modo que pueda obtener un equilibrio de hidrógeno neutro, dependiendo del equilibrio de hidrógeno de la alimentación. Con alimentaciones ricas en hidrógeno, tal como petróleo de esquisto, (casi) no tienen que producirse compuestos aromáticos para obtener hidrógeno equilibrado por todo el proceso.

25 La alimentación de hidrocarburo para la apertura de anillos aromáticos usada en el proceso de la presente invención comprende queroseno y/o gasóleo producidos mediante destilación de crudo en el proceso y destilado central derivado de unidad de refinería producido en el proceso.

30 Preferiblemente, la alimentación de hidrocarburo para la apertura de anillos aromáticos 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.

40 El proceso de la presente invención comprende:

- 40 (a) someter crudo a destilación de crudo para producir una fracción de gases, residuo y uno o más de queroseno y gasóleo;
- 45 (b) someter el residuo a revalorización de residuo para producir LPG y un efluente de revalorización de residuo líquido;
- (c) someter el efluente de revalorización de residuo líquido y uno o más seleccionados del grupo que consiste en queroseno y gasóleo a apertura de anillos aromáticos para producir LPG; y
- 50 (d) someter el LPG producido en el proceso integrado a síntesis de olefinas.

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 aromáticos, puede mejorarse adicionalmente el rendimiento de propileno o el proceso de la presente invención. Además, el crudo puede revalorizarse para dar productos petroquímicos, particularmente propileno, en una medida mucho mayor.

60 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.

5 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.

10 Preferiblemente, la revalorización de residuo usada en el proceso de la presente invención es hidro craqueo de residuo.

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

15 Un "hidro craqueador de residuo" es una unidad de procesamiento de refinería de petróleo que es adecuada para el proceso de hidro craqueo de residuo, que es un proceso para convertir residuo en LPG, destilado ligero, destilado central y destilado pesado. Los procesos de hidro craqueo 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 hidro craqueo 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 hidro craqueo 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 hidro craqueo 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 hidro craqueo 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 hidro craqueo 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 hidro craqueo 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 hidro craqueo con ebullición alcancen rendimientos significativamente superiores de productos ligeros y niveles superiores de adición de hidrógeno en comparación con unidades de hidro craqueo 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 hidro craqueo 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 hidro craqueo 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 hidro craqueo 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 hidro craqueador 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 hidro craqueador 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 hidro craqueador de residuo.

65

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.

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 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.

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 síntesis de 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.

Un proceso muy común para la síntesis de olefinas implica "pirólisis" o "craqueo a vapor". Tal como se usa en el presente documento, el término "craqueo a vapor" se refiere a un proceso petroquímico en el que los hidrocarburos saturados se rompen en hidrocarburos más pequeños, a menudo insaturados, tales como etileno y propileno. En alimentaciones hidrocarbonadas gaseosas de craqueo a vapor como etano, propano y butanos, o mezclas de los mismos, (craqueo de gas) o alimentaciones hidrocarbonadas líquidas como nafta o gasóleo (craqueo de líquido) se diluye con vapor y se calienta brevemente en un horno sin la presencia de oxígeno. Normalmente, la temperatura de reacción es de 750-900°C y 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. Preferiblemente, los compuestos hidrocarbonados etano, propano y butanos se craquean por separado en hornos especializados correspondientemente para garantizar el craqueo en condiciones óptimas. Tras alcanzar la temperatura de craqueo, el gas se extingue rápidamente para detener la reacción en un intercambiador de calor con línea de transferencia o dentro de un colector de extinción usando aceite para templar. El craqueo a vapor da como resultado la lenta deposición de coque, una forma de carbono, sobre las paredes del reactor. La descoquización requiere que el horno se aisle del proceso y entonces se hace pasar un flujo de vapor o una mezcla de vapor/aire a través de las bobinas del horno. Esto convierte la capa de carbono sólida dura en monóxido de carbono y dióxido de carbono. Una vez que se ha completado esta reacción, el horno se vuelve a poner en servicio. Los productos producidos mediante craqueo a vapor dependen de la composición de la alimentación, la relación de hidrocarburo con respecto a vapor y de la temperatura de craqueo y el tiempo de residencia en el horno. Las alimentaciones de hidrocarburos ligeros tales como etano, propano, 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.

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 (CO₂ y H₂S) entre las fases de compresión. En una etapa siguiente, los gases producidos por pirólisis pueden condensarse parcialmente por fases de un sistema de refrigeración en cascada hasta aproximadamente cuando solo quede el hidrógeno en la fase gaseosa. Los diferentes compuestos hidrocarbonados pueden separarse posteriormente mediante destilación simple, siendo el etileno, propileno y las olefinas C4 los productos químicos de alto valor más importantes producidos mediante 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.

5 La síntesis de olefinas tal como se usa en la presente invención comprende pirólisis de etano y deshidrogenación de propano. Convirtiendo 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 producido en el proceso en LPG, el propano comprendido en el LPG puede someterse a deshidrogenación de propano para producir propileno e hidrógeno, que tiene un rendimiento de propileno mejorado en comparación con la pirólisis, dado que en un proceso de deshidrogenación de propano sustancialmente no se produce ningún subproducto no deseado.

15 Seleccionando la síntesis de olefinas que comprende deshidrogenación de propano, puede mejorarse el equilibrio de hidrógeno global del proceso integrado. Una ventaja adicional de integrar el proceso de deshidrogenación en el proceso integrado es que se produce una corriente de hidrógeno de alta pureza, que puede usarse como alimentación para la apertura de anillos aromáticos u otros procesos de refinería aguas arriba sin purificación cara.

20 El término "unidad de deshidrogenación de propano" tal como se usa en el presente documento se refiere a una unidad de proceso petroquímico, en la que una corriente de alimentación de propano se convierte en un producto que comprende propileno e hidrógeno. Por consiguiente, el término "unidad de deshidrogenación de butano" se refiere a una unidad de proceso para convertir una corriente de alimentación de butano en olefinas C4. En conjunto, procesos para la deshidrogenación de alcanos inferiores, tales como propano y butanos, se describen como un proceso de deshidrogenación de alcanos inferiores. Los procesos para la deshidrogenación de alcanos inferiores se conocen ampliamente en la técnica e incluyen procesos de deshidrogenación oxidativa y procesos de deshidrogenación no oxidativa. En un proceso de deshidrogenación oxidativa, el calor de proceso se proporciona mediante la oxidación parcial del/de los alcano(s) inferior(es) en la alimentación. En un proceso de deshidrogenación no oxidativa, que se prefiere en el contexto de la presente invención, el calor de proceso para la reacción de deshidrogenación endotérmica se proporciona mediante fuentes de calor externas, tales como gases de combustión calientes obtenidos quemando gas combustible o vapor. En un proceso de deshidrogenación no oxidativa, las condiciones de proceso comprenden generalmente una temperatura de 540-700°C y una presión absoluta de 25-500 kPa. Por ejemplo, el proceso UOP Oleflex permite la deshidrogenación de propano para formar propileno y de (iso)butano para formar (iso)butileno (o mezclas de los mismos) en presencia de catalizador que contiene platino soportado sobre alúmina en un reactor de lecho móvil; véase por ejemplo el documento US 4.827.072. El proceso Uhde STAR permite la deshidrogenación de propano para formar propileno o de butano para formar butileno en presencia de un catalizador de platino promovido, soportado sobre una espinela de cinc-alúmina; véase por ejemplo el documento US 4.926.005. El proceso STAR se ha mejorado recientemente aplicando el principio de la oxideshidrogenación. En una zona adiabática secundaria en el reactor, parte del hidrógeno del producto intermedio se convierte selectivamente con oxígeno añadido para formar agua. Esto desplaza el equilibrio termodinámico a una mayor conversión y alcanza un rendimiento superior. También el calor externo requerido para la reacción de deshidrogenación endotérmica se suministra parcialmente mediante la conversión de hidrógeno exotérmica. El proceso Lummus Catofin emplea un número de reactores de lecho fijo que funcionan en un régimen cíclico. El catalizador es alúmina activada impregnada con el 18-20% en peso de cromo; véanse por ejemplo los documentos EP 0 192 059 A1 y GB 2 162 082 A. El proceso Catofin tiene la ventaja de que es robusto y puede manejar impurezas que contaminarían un catalizador de platino. Los productos producidos mediante un proceso de deshidrogenación de butano dependen de la naturaleza de la alimentación de butano y el proceso de deshidrogenación de butano usado. También, el proceso Catofin permite la deshidrogenación de butano para formar butileno; véase por ejemplo el documento US 7.622.623.

50 Preferiblemente, la fracción de gases producida mediante la unidad de destilación de crudo y los gases derivados de unidad de refinería se someten a separación de gases para separar los diferentes componentes, por ejemplo, para separar metano de LPG.

55 Tal como se usa en el presente documento, el término "unidad de separación de gases" se refiere a la unidad de refinería que separa diferentes compuestos comprendidos en los gases producidos mediante la unidad de destilación de crudo y/o los gases derivados de unidad de refinería. Los compuestos que pueden separarse para separar corrientes en la unidad de separación de gases comprenden etano, propano, butanos, hidrógeno y gas combustible que comprende principalmente metano. Puede emplearse cualquier método convencional adecuado para la separación de dichos gases en el contexto de la presente invención. Por consiguiente, los gases pueden someterse a múltiples fases de compresión, pudiendo eliminarse gases ácidos tales como CO₂ y H₂S entre las fases de compresión. En una etapa siguiente, los gases producidos pueden condensarse parcialmente a lo largo de fases de un sistema de refrigeración en cascada hasta aproximadamente cuando solo el hidrógeno permanece en la fase gaseosa. Los diferentes compuestos hidrocarbonados pueden separarse posteriormente mediante destilación.

65 Preferiblemente, la síntesis de olefinas tal como se usa en la presente invención comprende pirólisis de butanos. Seleccionando la pirólisis de butanos con respecto a, por ejemplo, la deshidrogenación de butanos, puede mejorarse adicionalmente el rendimiento de propileno del proceso de la presente invención.

Preferiblemente, el proceso de la presente invención comprende además someter parte del efluente de revalorización de residuo líquido, y opcionalmente el destilado ligero producido mediante apertura de anillos aromáticos, a craqueo catalítico de fluido para producir destilado ligero, destilado central y olefinas, y someter dicho destilado central producido mediante craqueo catalítico de fluido a apertura de anillos aromáticos.

5 Sometiendo el efluente de revalorización de residuo líquido a craqueo catalítico de 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 mediante revalorización de residuo se recircula a dicha revalorización de residuo hasta la extinción. Además, seleccionando un proceso que comprende craqueo catalítico de fluido, el destilado ligero
10 producido mediante apertura de anillos aromáticos puede revalorizarse más eficientemente para dar productos petroquímicos.

Tal como se usa en el presente documento, el término “unidad de craqueador catalítico de fluido” o “unidad de FCC” se refiere a una unidad de refinería para convertir fracciones de hidrocarburos de alto peso molecular, de alto punto
15 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
20 proceso preferidas usadas para el craqueo catalítico de 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 central. 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
25 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 central 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
30 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
35 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 del proceso de FCC convencionales representan el FCC de baja intensidad. Las condiciones de proceso preferidas usadas para el FCC de refinería
40 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
45 una temperatura de 540-700°C y una presión de 10-800 kPa manométricos. En la presente invención se prefiere un FCC de alta intensidad.

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
50 craqueo catalítico de fluido. Un proceso de hidrodeshulfurización de este tipo se realiza en una “unidad HDS” o “hidrotratador”; véase Alfke (2007) loc. cit. Generalmente, la reacción de hidrodeshulfurización 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
55 alúmina, en el que el catalizador está en forma de sulfuro.

Además, el rendimiento de propileno puede mejorarse adicionalmente convirtiendo butenos y etileno producidos en el proceso de la presente invención en propileno usando el proceso de metátesis. El proceso de metátesis se conoce ampliamente en la técnica y se describe entre otros en el documento US 4.575.575.

60 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 1-3 (Figs. 1-3).

65 Por consiguiente, la presente invención proporciona además una 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 el queroseno y/o gasóleo (310);

5 una unidad de apertura de anillos aromáticos (26) que comprende una entrada para una alimentación de hidrocarburo para la apertura de anillos aromáticos (302) y una salida para el LPG (222); y

una unidad para la síntesis de olefinas (30) que comprende una entrada para el LPG producido mediante la instalación de proceso petroquímico integrada (200) y una salida para olefinas (500), comprendiendo dicha
10 alimentación de hidrocarburo para la apertura de anillos aromáticos:

queroseno y/o gasóleo producidos mediante la unidad de destilación de crudo (10); y

15 destilado central derivado de unidad de refinería producido la instalación de proceso petroquímico integrada.

Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 1 (Fig. 1).

La unidad de destilación de crudo (10) comprende además una salida para la fracción de gases (230). El LPG producido mediante apertura de anillos aromáticos (222) y el LPG comprendido en la fracción de gases y el LPG derivado de unidad de refinería producido en el proceso integrado (220) pueden combinarse para formar la entrada para el LPG producido mediante la instalación de proceso petroquímico integrada (200). La unidad de destilación de
20 crudo (10) comprende preferiblemente además una salida para la fracción de nafta. La nafta producida mediante la unidad de destilación de crudo puede combinarse con el queroseno y/o el gasóleo producidos mediante la unidad de destilación de crudo y someterse posteriormente a apertura de anillos aromáticos. Además, el queroseno y/o el
25 gasóleo, y opcionalmente la nafta, producidos mediante la unidad de destilación de crudo (310) pueden combinarse con el destilado central derivado de unidad de refinería y opcionalmente el destilado ligero derivado de unidad de refinería producido en la instalación de proceso petroquímico integrada (320) para formar la entrada para una alimentación de hidrocarburo para la apertura de anillos aromáticos (302).

30 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
35 adicionales tales como intercambiadores de calor, unidades de separación y/o purificación para eliminar los compuestos no deseados comprendidos en dicha corriente y similares.

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.

40 Además, la unidad de destilación de crudo (10) comprende una salida para residuo (400).

La instalación de proceso de la presente invención comprende además una unidad de revalorización de residuo (40) que comprende una entrada para residuo (400) y destilado pesado derivado de unidad de refinería (401), una salida para el LPG producido mediante revalorización de residuo (223) y una salida para efluente de revalorización de residuo líquido (326). Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 2 (Fig. 2). El efluente de revalorización de residuo líquido (326) comprende destilado ligero y destilado central que se somete preferiblemente a apertura de anillos aromáticos.

50 La instalación de proceso de la presente invención puede comprender además una unidad de craqueo catalítico de fluido (60) que comprende una entrada para una parte del efluente de revalorización de residuo líquido (326) y opcionalmente el destilado ligero producido mediante apertura de anillos aromáticos (328) y una salida para destilado central, y opcionalmente destilado ligero, producido mediante craqueo catalítico de fluido (324) y olefinas producidas mediante craqueo catalítico de fluido (540). Este aspecto de la presente invención se presenta en la
55 figura 2 (Fig. 2).

La unidad de craqueo catalítico de fluido (60) puede comprender además una salida para metano (720). Además, la instalación de proceso que comprende una unidad de craqueo catalítico de fluido (60) puede comprender una salida para la parte del efluente de revalorización de residuo líquido que no se somete a craqueo catalítico de fluido (327), que puede recircularse a la unidad de revalorización de residuo (40). En el caso de que parte del destilado ligero producido mediante apertura de anillos aromáticos se someta a craqueo catalítico de fluido, la instalación de proceso unidad comprende una unidad de apertura de anillos aromáticos (26) que tiene una salida para destilado ligero (328) que se combina con una parte del efluente de revalorización de residuo líquido (326). La unidad de craqueo catalítico de fluido (60) puede comprender además una salida para destilado pesado producido mediante craqueo catalítico de fluido (410) que puede recircularse a la unidad de revalorización de residuo (40) para revalorizar
60 adicionalmente dicho destilado pesado; véase también la figura 3.

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

5 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) y una salida para propano (250);

un craqueador de etano (31) que comprende una entrada para etano (240) y una salida para etileno (510); y

10 una unidad de deshidrogenación de propano (32) que comprende una entrada para propano (250) y una salida para propileno (520). Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 3 (Fig. 3).

15 La unidad de separación de gases (50) puede comprender además una salida para metano (701). El craqueador de etano (31) puede comprender además una salida para hidrógeno producido mediante craqueo de etano (810) y una salida para metano producido mediante craqueo de etano (710). La unidad de deshidrogenación de propano (32) puede comprender además una salida para hidrógeno producido mediante deshidrogenación de propano (820).

20 La unidad de separación de gases (50) puede comprender además una salida para butanos (260), comprendiendo adicionalmente dicha instalación de proceso un craqueador de butano (34) que comprende una entrada para butanos (260) y una salida para olefinas (530) y una salida para BTX (600). El BTX está comprendido preferiblemente en el gas de pirólisis producido mediante dicho craqueador de butano (34). Este aspecto de la presente invención se presenta en figura 3 (Fig. 3). El craqueador de butano (34) puede comprender además una salida para hidrógeno producido mediante butano cracking (830) y una salida para metano producido mediante butano cracking (730).

25 A este respecto, debe observarse que el gas craqueado producido mediante las diferentes unidades de craqueador puede combinarse y someterse a una única sección de separación para separar las olefinas y el BTX comprendidos en el gas craqueado de los otros componentes.

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

35 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. Este aspecto de la presente invención se presenta en la figura 3 (Fig. 3).

40 En el proceso y la instalación de proceso de la presente invención, 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. Además, los subproductos no deseados producidos, por ejemplo, mediante craqueo a vapor pueden recircularse. Por ejemplo, el aceite negro de carbono y el destilado craqueado producidos mediante craqueo a vapor pueden recircularse a la apertura de anillos aromáticos.

45 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 a 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), 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.

55 Se usan las siguientes referencias numéricas en las Figuras 1-3:

10 unidad de destilación de crudo

26 unidad de apertura de anillos aromáticos

30 unidad para la síntesis de olefinas

60 31 craqueador de etano

32 unidad de deshidrogenación de propano

34 craqueador de butanos

- 40 unidad de revalorización de residuo, preferiblemente un hidrocraqueador de residuo
- 50 unidad de separación de gases
- 60 unidad de craqueo catalítico de fluido
- 100 crudo
- 5 200 LPG producido en el proceso integrado
- 220 fracción de gases y LPG derivado de unidad de refinería producido en el proceso integrado
- 222 LPG producido mediante apertura de anillos aromáticos
- 223 LPG producido mediante revalorización de residuo
- 230 fracción de gases
- 10 240 etano
- 250 propano
- 260 butanos
- 302 alimentación de hidrocarburo para la apertura de anillos aromáticos
- 310 queroseno y/o gasóleo, y opcionalmente la nafta, producidos mediante la unidad de destilación de crudo
- 15 320 destilado central derivado de unidad de refinería y opcionalmente el destilado ligero derivado de unidad de refinería producido en la instalación de proceso petroquímico integrada
- 324 destilado central, y opcionalmente destilado ligero, producido mediante craqueo catalítico de fluido
- 326 revalorización de efluente líquido de residuo
- 327 parte del efluente de revalorización de residuo líquido que no se somete a craqueo catalítico de fluido
- 20 328 destilado ligero producido mediante apertura de anillos aromáticos
- 400 residuo
- 401 destilado pesado derivado de unidad de refinería
- 410 destilado pesado producido mediante craqueo catalítico de fluido
- 500 olefinas
- 25 510 etileno producido mediante craqueo de etano
- 520 propileno producido mediante la unidad de deshidrogenación de propano
- 530 olefinas C4 producidas mediante craqueo de butanos
- 540 olefinas producidas mediante craqueo catalítico de fluido
- 600 BTX
- 30 701 metano producido mediante separación de gases
- 710 metano producido mediante craqueo de etano
- 720 metano producido mediante craqueo catalítico de fluido
- 730 metano producido mediante craqueo de butanos
- 810 hidrógeno producido mediante craqueo de etano
- 35 820 hidrógeno producido mediante deshidrogenación de propano
- 830 hidrógeno producido mediante craqueo de butanos

40 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.

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

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 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: COT (temperatura de salida de bobina) = 845°C y relación de vapor-petróleo = 0,37, hornos C4 y hornos de líquido: temperatura de salida de bobina = 820°C y relación de vapor-petróleo = 0,37.

Para la apertura de anillos aromáticos se ha usado un esquema de reacción, en el que todos los compuestos aromáticos, nafténicos y parafínicos se convirtieron en LPG. Los programas de producto de la deshidrogenación de propano se basaron en datos de la bibliografía. El hidrocrackeador de residuo y la unidad de FCC se modelaron basándose en datos notificados en la bibliografía publicada.

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.

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:

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

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

Ejemplo 1

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

Las fracciones de nafta, queroseno y gasóleo (punto de corte 350°C) de la destilación de crudo se someten a apertura de anillos aromáticos que se hace funcionar en condiciones de proceso para abrir todos los anillos aromáticos y convertir las parafinas y naftenos restantes en LPG (producto intermedio). Este LPG se separa en una fracción de etano, de propano y de butano. Las fracciones de etano y butano se someten a craqueo a vapor. La fracción de propano se deshidrogena para dar propileno (con selectividades finales de propano a propileno del 90%).

La tabla 1 proporcionada a continuación en el presente documento presenta el programa de producto total del craqueador a vapor (etano y butano y ligeros sometidos a craqueo) y de la unidad de deshidrogenación de propano, en % en peso del crudo total. La tabla también contiene la fracción de residuo atmosférico restante.

Por ejemplo 1, el rendimiento de propileno es del 29% en peso del crudo total.

Ejemplo 2

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

En primer lugar, el residuo se revaloriza en un hidrocrackeador de residuo para producir gases, destilado ligero y destilado central. Los gases producidos mediante hidrocrackeo de residuo se someten a craqueo a vapor. El destilado ligero y el destilado central producidos mediante hidrocrackeo de residuo se someten a apertura de anillos aromáticos que se hace funcionar en condiciones de proceso para abrir todos los anillos aromáticos y convertir las parafinas y naftenos restantes en LPG (producto intermedio). Este LPG se separa en una fracción de etano, de propano y de butano. Las fracciones de etano y butano fracciones se someten a craqueo a vapor. La fracción de propano se deshidrogena para dar propileno (con selectividades finales de propano a propileno del 90%).

Además, la parte pesada del efluente de craqueador (alimentación de resina C9, destilado craqueado y aceite negro de carbono) se recircula al hidrocrackeador de residuo. La conversión final en el hidrocrackeador de residuo está próximo a la totalidad (la brea del hidrocrackeador de residuo es del 2% en peso del crudo).

La tabla 1 proporcionada a continuación en el presente documento presenta el programa de producto total del crudo del craqueador a vapor (productos craqueados de ligeros, nafta y LPG) y de la unidad de deshidrogenación de propano en % en peso del crudo total. El programa de producto también contiene el peso del hidrocrackeador (el 2% en peso del crudo).

Para el ejemplo 2 el rendimiento de propileno es del 55% en peso del crudo total.

Ejemplo 3

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

10 El hidrocraqueador de residuo no craquea hasta la extinción, sino que la conversión a fracciones de gases, destilado ligero y destilado central es del 37,5%. El producto restante del hidrocraqueador de residuo (destilado pesado y cola) se envía a una unidad de FCC, para producir ligeros y nafta de FCC. Los ligeros se envían al craqueador a vapor, en el que las olefinas en los ligeros se separan del LPG. Este LPG se separa en una fracción de etano, de propano y de butano. Las fracciones de etano y butano se someten a craqueo a vapor. La fracción de propano se deshidrogena para dar propileno (con selectividades finales de propano a propileno del 90%). La nafta de FCC se somete a apertura de anillos aromáticos en condiciones de proceso para abrir todos los anillos aromáticos y convertir las parafinas y naftenos restantes en LPG (producto intermedio). Este LPG se separa en una fracción de etano, de propano y de butano. Las fracciones de etano y butano se someten a craqueo a vapor. La fracción de propano se deshidrogena para dar propileno (con selectividades finales de propano a propileno del 90%). El LCO (aceite cíclico ligero) de la unidad de FCC se recircula al hidrocraqueador de residuo.

20 La tabla 1 proporcionada a continuación en el presente documento presenta el programa de producto total del crudo del craqueador a vapor (productos craqueados de ligeros, nafta y LPG) y de la unidad de deshidrogenación de propano en % en peso del crudo total. El programa de producto también contiene la brea del hidrocraqueador y el coque de la unidad de FCC (juntos el 4% en peso del crudo).

25 Para el ejemplo 3 el rendimiento de propileno es del 51% en peso del crudo total.

Tabla 1

	Ejemplo comparativo	Ejemplo 1	Ejemplo 2	Ejemplo 3
Productos petroquímicos (% en peso de crudo)				
Etileno	15%	15%	29%	27%
Propileno	8%	29%	55%	51%
Butadieno	2%	0%	1%	1%
1-Buteno	1%	1%	2%	4%
Isobuteno	1%	0%	1%	2%
Isopreno	0%	0%	0%	0%
Ciclopentadieno	1%	0%	0%	0%
Benceno	4%	0%	1%	1%
Tolueno	2%	0%	0%	0%
Xileno	1%	0%	0%	0%
Etilbenceno	1%	0%	0%	0%
Otros componentes (% en peso de crudo)				
Hidrógeno	1%	2%	4%	4%
Metano	7%	3%	6%	6%
Componentes pesados	56%	48%	0%	0%
Brea de RHC y coque de FCC	0%	0%	2%	4%
Eficiencia de carbono	38,0%	47,6%	92,5	88,6

REIVINDICACIONES

- 1.- Proceso integrado para convertir crudo en productos petroquímicos que comprende destilación de crudo, apertura de anillos aromáticos y síntesis de olefinas, proceso que comprende someter una alimentación de hidrocarburo a apertura de anillos aromáticos para producir LPG y someter el LPG producido en el proceso integrado a síntesis de olefinas,
- comprendiendo dicha alimentación de hidrocarburo:
- queroseno y/o gasóleo producidos mediante destilación de crudo en el proceso; y
- destilado central derivado de unidad de refinería producido en el proceso, proceso que comprende:
- (a) someter crudo a destilación de crudo para producir una fracción de gases, residuo y uno o más de queroseno y gasóleo;
- (b) someter el residuo a revalorización de residuo para producir LPG y un efluente de revalorización de residuo líquido;
- (c) someter el efluente de revalorización de residuo líquido y uno o más seleccionados del grupo que consiste en queroseno y gasóleo a apertura de anillos aromáticos para producir LPG; y
- (d) someter el LPG producido en el proceso integrado a síntesis de olefinas, comprendiendo la síntesis de olefinas la pirólisis de etano y la deshidrogenación de propano.
- 2.- El proceso según la reivindicación 1, en el que la revalorización de residuo es hidrocrqueo de residuo.
- 3.- El proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1-2, 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 apertura de anillos aromáticos.
- 4.- El proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1-3, en el que la síntesis de olefinas comprende la pirólisis de butano.
- 5.- El proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 2-4, que comprende además someter parte del efluente de revalorización de residuo líquido, y opcionalmente el destilado ligero producido mediante apertura de anillos aromáticos, a craqueo catalítico de fluido para producir destilado ligero, destilado central y olefinas, y someter dicho destilado central producido mediante craqueo catalítico de fluido a apertura de anillos aromáticos.
- 6.- 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 el queroseno y/o gasóleo (310);
- una unidad de apertura de anillos aromáticos (26) que comprende una entrada para una alimentación de hidrocarburo para la apertura de anillos aromáticos (302) y una salida para el LPG (222); y
- una unidad para la síntesis de olefinas (30) que comprende una entrada para el LPG producido mediante la instalación de proceso petroquímico integrada (200) y una salida para olefinas (500),
- en la que dicha alimentación de hidrocarburo para la apertura de anillos aromáticos comprende:
- queroseno y/o gasóleo producidos mediante la unidad de destilación de crudo (10); y
- destilado central derivado de unidad de refinería producido mediante la instalación de proceso petroquímico integrada, en la que:
- la unidad de destilación de crudo (10) comprende una salida para una fracción de gases (230), una salida para residuo (400) y al menos una salida para el queroseno y/o y gasóleo (310); y
- una unidad de revalorización de residuo (40) que comprende una entrada para residuo (400) y destilado pesado derivado de unidad de refinería (401), una salida para el LPG producido mediante revalorización de residuo (223) y una salida para el efluente de revalorización de residuo líquido (326), que comprende, además
- 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) y una salida para propano (250);

un craqueador de etano (31) que comprende una entrada para etano (240) y una salida para etileno (510); y

5 una unidad de deshidrogenación de propano (32) que comprende una entrada para propano (250) y una salida para propileno (520).

7.- La instalación de proceso según la reivindicación 6, que comprende, además

10 una unidad de craqueo catalítico de fluido (60) que comprende una entrada para una parte del efluente de revalorización de residuo líquido (326) y opcionalmente el destilado ligero producido mediante apertura de anillos aromáticos (328) y una salida para destilado central producido mediante craqueo catalítico de fluido (324) y olefinas producidas mediante craqueo catalítico de fluido (540).

15 8.- La instalación de proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 6-7, que comprende, además

un craqueador de butano (34) que comprende una entrada para butano (260) y una salida para olefinas (530) y una salida para BTX (600).

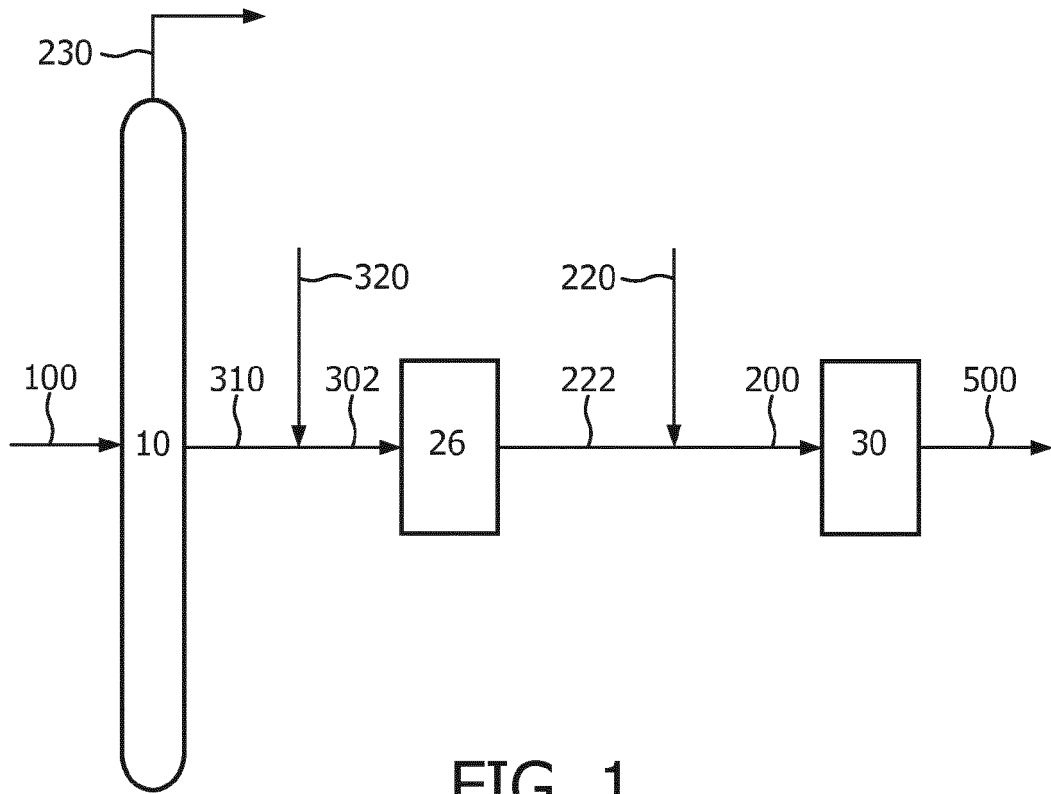


FIG. 1

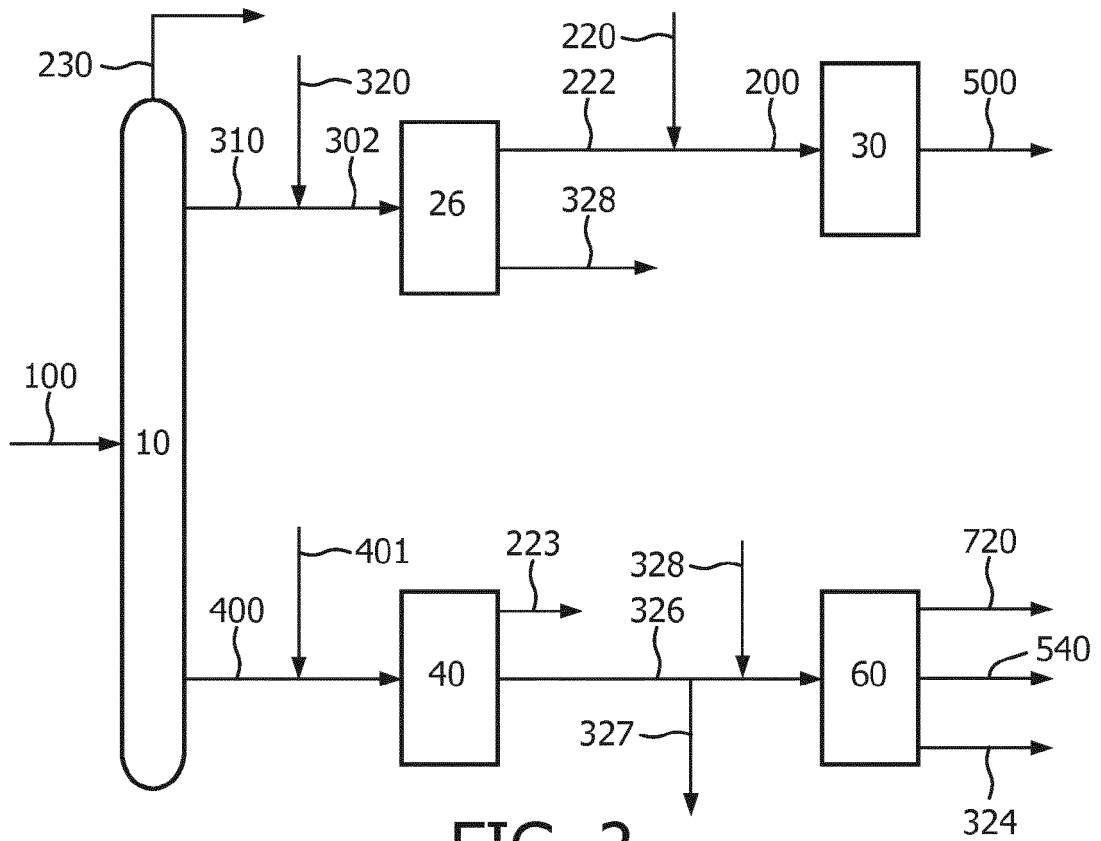


FIG. 2

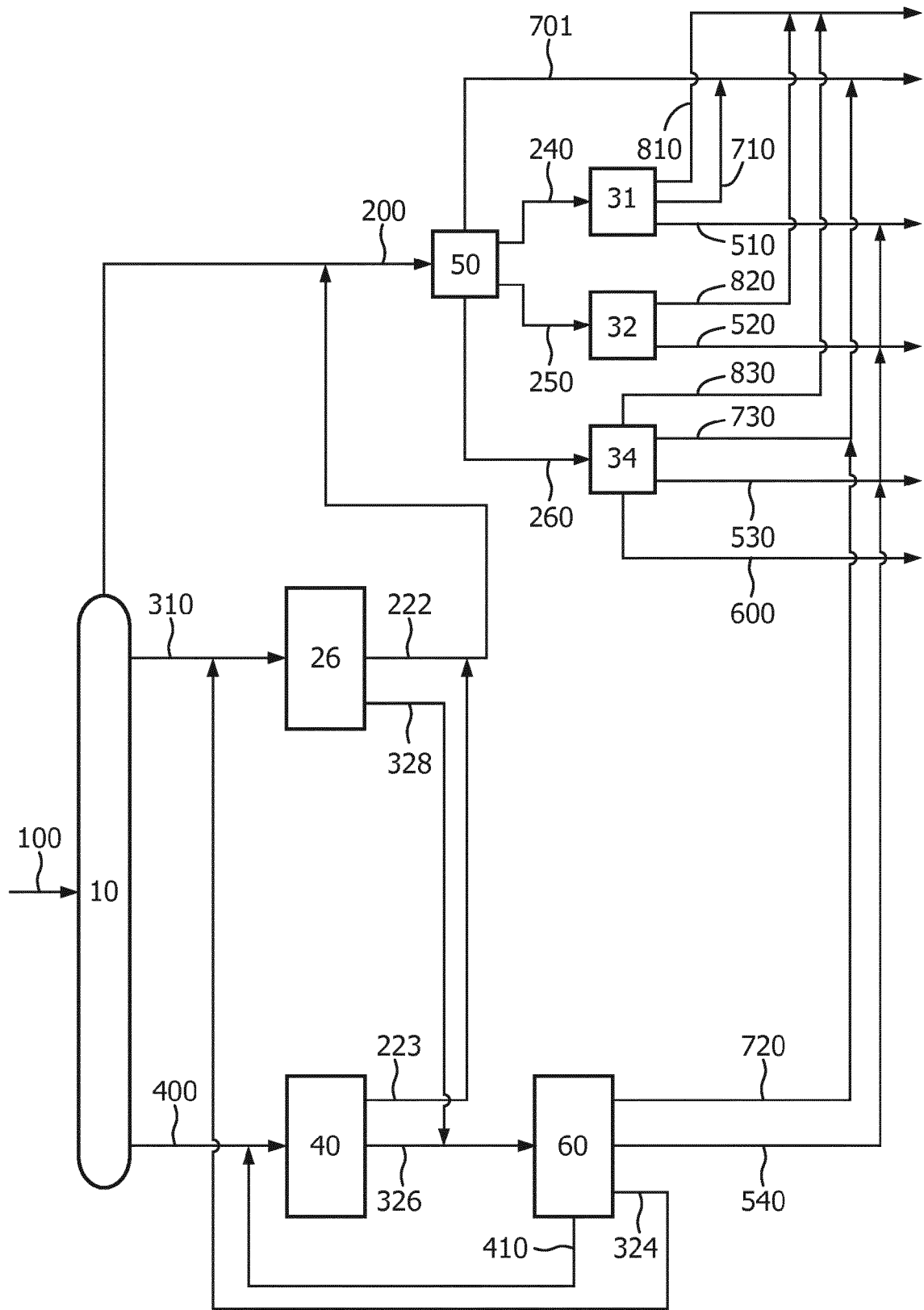


FIG. 3