

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 715 410**

51 Int. Cl.:

<b>C10G 69/06</b>	(2006.01)
<b>C10G 69/02</b>	(2006.01)
<b>C10G 47/26</b>	(2006.01)
<b>C10G 65/10</b>	(2006.01)
<b>C07C 4/04</b>	(2006.01)
<b>C10G 9/36</b>	(2006.01)
<b>C07C 5/327</b>	(2006.01)
<b>C10G 69/10</b>	(2006.01)
<b>C10G 49/22</b>	(2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.12.2014 PCT/EP2014/079238**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **03.09.2015 WO15128045**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.12.2014 E 14816334 (8)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **12.12.2018 EP 3110926**

54 Título: **Proceso de hidrocraqueo integrado**

30 Prioridad:

**25.02.2014 EP 14156636**

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

**04.06.2019**

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

**OPRINS, ARNO JOHANNES MARIA**

74 Agente/Representante:

**LEHMANN NOVO, María Isabel**

**ES 2 715 410 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 de hidrocrqueo integrado

5 La presente invención se refiere a un proceso de hidrocrqueo integrado para producción de productos petroquímicos olefínicos y aromáticos a partir de una materia prima de hidrocarburos de comprende petróleo crudo.

10 Tal proceso se conoce a partir de la solicitud de patente US N° 2013/248418. Esta solicitud de patente US N° 2013/248418 describe un proceso integrado de hidroprocesamiento en suspensión y pirolisis en vapor para la producción de olefinas y de productos petroquímicos aromáticos a partir de una materia prima de petróleo crudo. Petróleo crudo, una fracción líquida residual de pirolisis en vapor y residuo en suspensión se combinan y se tratan en una zona de hidroprocesamiento en la presencia de hidrógeno en condiciones efectivas para producir un efluente que tiene un contenido incrementado de hidrógeno. El efluente es craqueado térmicamente con vapor en condiciones efectivas para producir una corriente de producto mixta y una fracción líquida residual de pirolisis en vapor. La corriente de producto mixta es separada y se recuperan olefinas y aromáticos y se purifica y se recicla hidrógeno. En el proceso de acuerdo con la solicitud de patente US N° 2013/248418, el petróleo crudo es hidrocrqueado para producir una alimentación de hidrocarburos líquidos para el procesamiento siguiente por medio de un craqueo en vapor. El craqueo en vapor de alimentaciones líquidas pesadas resulta en una pizarra de producto de unidad de craqueo relativamente pobre, que incluye cantidades relativamente pequeñas de productos químicos de alto valor.

25 La patente US N° 4.137.147 se refiere a un proceso para fabricar etileno y propileno a partir de una carga que tiene un punto de destilación inferior a aproximadamente 360 grados C y que contiene parafinas normales e iso-parafinas, que tienen al menos 4 átomos de carbono por molécula, en donde la carga es sometida a una reacción de hidrogenolisis en una zona de hidrogenolisis, en la presencia de un catalizador, (b) los efluentes de la reacción de hidrogenolisis son alimentados a una zona de separación desde la que se descargan (i) desde la parte superior, metano y posiblemente hidrógeno, (ii) una fracción que consta esencialmente de hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula, y (iii) desde el fondo, una fracción que consta esencialmente de hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono por molécula, (c) sólo la fracción que consta esencialmente de hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula es alimentada a una zona de craqueo con vapor, en la presencia de vapor, para transformar al menos una porción de los hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula en hidrocarburos monoolefínicos; dicha fracción que consta esencialmente de hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono por molécula, obtenida del fondo de la zona de separación, es suministrada a una segunda zona de hidrogenolisis, donde es tratada en la presencia de un catalizador, el efluente de la segunda zona de hidrogenolisis es suministrado a una zona de separación para descargar, por una parte, hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono por molécula que son reciclados al menos parcialmente a la segunda zona de hidrogenolisis y, por otra parte, una fracción que consta esencialmente de una mezcla de hidrógeno, metano e hidrocarburos saturados con 2 y 3 átomos de carbono por molécula; una corriente de hidrógeno y una corriente de metano son separadas de la mezcla y se alimentan a la zona de craqueo con vapor los hidrocarburos de la mezcla con 2 y 3 átomos de carbono, junto con la fracción que consta esencialmente de hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula como es recuperada de la zona de separación siguiente a la primera zona de hidrogenolisis. En la salida de la zona de craqueo con vapor se obtienen de esta manera, además de una corriente de metano e hidrógeno y una corriente de hidrocarburos parafínicos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula, olefinas con 2 y 3 átomos de carbono por molécula y productos con al menos 4 átomos de carbono por molécula.

45 La patente US N° 3.842.138 se refiere a un proceso para craqueo térmico de una materia prima de hidrocarburos para convertirla en productos de peso molecular inferior que contienen grandes proporciones de olefinas, que comprende realizar dicho proceso de un reactor caliente a presiones superatmosféricas, que varían de aproximadamente 10 bares a aproximadamente 70 bares leídos a la salida del reactor, en la presencia de hidrógeno, a temperaturas de salida del reactor más altas que aproximadamente 625°C a aproximadamente 1100°C, y con tiempos de residencia dentro de la sección de reacción más cortos que aproximadamente 0,5 segundos hasta aproximadamente 0,005 segundos. En las condiciones operativas, las relaciones molares de etileno a etano y de propileno a propano varían entre 0,3 y 2 para la primera y entre 1 y 8 para la segunda. En hidrocrqueo térmico, las temperaturas son sustancialmente más altas que en los procesos catalíticos y en tales condiciones pirolíticas, la conversión de la carga en productos gaseosos es más alta y puede ser casi completa, al menos con respecto a los hidrocarburos parafínicos. Con respecto a los aromáticos, debido a la estructura más estable de los núcleos, sólo las cadenas laterales están afectadas y están sometidas a una desalquilación más o menos intensa de acuerdo con la severidad de las condiciones operativas.

60 La solicitud de patente US N° 2006/287561 se refiere a un proceso para incrementar la producción de hidrocarburos de olefinas ligeras de C2-C4 integrando un proceso para producir una mezcla de hidrocarburos aromáticos y gas de petróleo licuado (LPG) a partir de una mezcla de hidrocarburos y un proceso para producir una materia prima de hidrocarburos que es apta para ser utilizada en el proceso anterior.

La patente US N° 3.839.484 se refiere a un proceso para la preparación de hidrocarburos insaturados por pirolisis de naftas que hierven en el rango de aproximadamente 80 a 450°F en un horno de pirolisis, que comprende hidrocrackear las naftas para formar una mezcla de parafinas e isoparafinas y pirolizar la mezcla resultante de parafinas e isoparafinas en una pirolisis.

El documento US 2007/0062848 A1 se refiere a un proceso de hidrocrackeo integrado para la producción de productos petroquímicos olefinicos y aromáticos.

Un aspecto de tal proceso integrado es que cantidades significativas de componentes de craqueo en vapor más pesados son reciclados sobre la unidad de craqueo, resultando finalmente un incremento del tamaño del equipo y de la demanda de energía.

Otro aspecto es que el craqueo con vapor de alimentaciones líquidas (y LPG con la excepción de etano) da como resultado, además, la producción de cantidades significativas de metano que se utilizan como combustible en los hornos de craqueo con vapor. Esto significa que parte del petróleo crudo más valioso es degradado, por lo tanto, a valor de combustible de metano. Además de los átomos de carbono que representan esta pérdida de eficiencia, existe también una gran cantidad de pérdida de hidrógeno a través de este metano. Como resultado, debe añadirse más hidrógeno que el necesario al petróleo crudo, lo que hace que los balances generales de hidrógeno sean menos favorables.

Otro aspecto del proceso integrado es que todo LPG fabricado en las etapas de proceso de hidrocrackeo es enviado primero al compresor y a la sección de separación de la unidad de craqueo con vapor siguiente, Su efecto es un incremento en el tamaño y el gasto de energía en estas separaciones curso abajo, ya que los productos de craqueo con vapor deseados son diluidos primero con este LPG (es decir, añadiendo etano al etileno y propano al producto de propileno a separar de nuevo).

Otro aspecto de la presente invención es proporcionar un proceso de hidrocrackeo integrado para producción de petroquímicos olefínico y aromático a partir de una materia prima de hidrocarburos que comprende petróleo crudo, donde se han solucionado los problemas mencionados anteriormente.

Otro objeto de la presente invención es proporcionar un proceso de hidrocrackeo integrado para la producción de petroquímicos olefínicos y aromático a partir de una materia prima de hidrocarburos que comprende petróleo crudo, donde se incrementa significativamente la porción de petróleo crudo convertido a LPG.

Otro objeto de la presente invención es proporcionar un proceso de hidrocrackeo integrado para la producción de petroquímicos olefínicos y aromático a partir de una materia prima de hidrocarburos que comprende petróleo crudo, donde la eficiencia y la selectividad de la etapa de hidrocrackeo se controla por la severidad.

La presente invención se refiere, por lo tanto, a un proceso de hidrocrackeo integrado para producción de petroquímicos olefínicos y aromáticos a partir de una materia prima de hidrocarburos que comprende petróleo crudo, comprendiendo el proceso:

tratar la materia prima que comprende petróleo crudo y una corriente líquida residual en una primera zona de hidrocrackeo en la presencia de hidrógeno en condiciones efectivas para producir un primer efluente que tiene un contenido incrementado de hidrógeno;

separar el primer efluente en una corriente que comprende LPG y una corriente de fase líquida;

separar dicha corriente que comprende LPG en una o más corrientes seleccionadas del grupo de una corriente que comprende hidrógeno, una corriente que comprende metano, una corriente que comprende etano, una corriente que comprende butanos, una corriente que comprende propano, una corriente que comprende C1-minus, una corriente que comprende C3-minus, una corriente que comprende C1-C2, una corriente que comprende C3-C4, una corriente que comprende C2-C3, una corriente que comprende C1-C3, una corriente que comprende C1-C4, una corriente que comprende C2-C4, una corriente que comprende C2-minus, una corriente que comprende C4-minus;

además, procesar una o más de las corrientes obtenidas de esta manera en una unidad de craqueo en vapor y al menos una unidad seleccionada del grupo de unidad de deshidrogenación de butanos, una unidad de deshidrogenación de propano, una unidad combinada de deshidrogenación de propano-butanos, o una combinación de estas unidades para producir una corriente de producto mixta, en donde una o más corrientes seleccionada del grupo de dicha corriente que comprende etano, dicha corriente que comprende C1-C2 y dicha corriente que comprende C2-minus es (son) alimentada(s) a dicha unidad de craqueo en vapor:

alimentar la(s) corriente(s) de productos mixtos desde dicha unidad de craqueo en vapor y al menos una unidad seleccionada del grupo de dicha unidad de deshidrogenación de butanos, dicha unidad de deshidrogenación de propano, dicha unidad combinada de deshidrogenación de propano-butanos, o una combinación de estas

unidades hasta una segunda sección de separación;

tratar dicha corriente de fase líquida en una segunda zona de hidrocrqueo en la presencia de hidrógeno en condiciones efectivas para producir un segundo efluente que tiene un contenido incrementado de hidrógeno:

5 recuperar desde dicho segundo efluente desde dicha segunda zona de hidrocrqueo una corriente que comprende BTXE, una corriente que comprende LPG y dicha corriente líquida residual;

además, comprende reciclar dicha corriente líquida residual desde dicha segunda zona de hidrocrqueo y/o dicha corriente de fase líquido a la entrada de la primera zona de hidrocrqueo;

separar la(s) corriente(s) de productos mixtos para recuperar olefinas y aromáticos.

10 De acuerdo con la presente invención, la corriente que comprende LPG se separa en una o más corrientes seleccionadas del grupo de una corriente que comprende hidrógeno, una corriente que comprende metano, una corriente que comprende etano, una corriente que comprende butanos, una corriente que comprende propano, una corriente que comprende C1-minus, una corriente que comprende C3-minus, una corriente que comprende C1-C2, una corriente que comprende C3-C4, una corriente que comprende C2-C3, una corriente que comprende C1-C3, una corriente que comprende C1-C4, una corriente que comprende C2-C4, una corriente que comprende C2-minus, una corriente que comprende C4-minus, utilizando cualquier tecnología de separación apropiada.

20 Una corriente que comprende etano, y/o una corriente que comprende C1-C2 y/o una corriente que comprende C2-minus se alimenta a una unidad de craqueo en vapor de gas. Esto significa que no se reciclan componentes de craqueo en vapor más pesados sobre la unidad de craqueo en vapor, resultando finalmente un tamaño reducido del equipo y de la demanda de energía. Esquemas de separación alternativo que dan como resultado una corriente combinada de propano/butanos, posiblemente también diluidos con metano y/o etano o se puede utilizar una corriente de propano posiblemente diluida con metano y/o etano. Además, las corrientes que comprenden propano y butano son alimentadas preferiblemente a unidades de deshidrogenación. Esta ruta de procesamiento da como resultado una eficiencia de carbono mucho más alta y también produce las cantidades de hidrógeno necesarias para el hidrocrqueo de alta conversión todo el camino hasta LPG.

25 Hay que observar que las corrientes mencionadas aquí con el término "una corriente" se refieren a la corriente generada dentro del presente proceso, es decir, que las corrientes no proceden "del exterior".

30 El presente método se enfoca, por lo tanto, a la optimización de la producción de corrientes que comprenden LPG, cuyas corrientes que comprenden LPG se identifican como material primas de alta utilidad para procesos de pirólisis en vapor y/o procesos de deshidrogenación para la producción de productos petroquímicos olefínicos y aromáticos.

35 Por lo tanto, el presente método comprende la combinación de una unidad de craqueo con vapor y a menos una unidad del grupo de una unidad de deshidrogenación de butanos, una unidad de deshidrogenación de propano, una unidad de deshidrogenación combinada de propano-butanos, o una combinación de estas unidades para producir una corriente de producto mezclada. Esta combinación de utilidades proporciona un alto rendimiento de los productos deseados, a saber, petroquímicos olefínicos y aromáticos, donde se incrementa significativamente la porción de petróleo crudo convertido en LPG.

40 De acuerdo con una forma de realización preferida, la corriente que comprende LPG es separada en una o más corrientes, donde la corriente que comprende hidrógeno se utiliza preferiblemente como una fuente de hidrógeno para fines de hidrocrqueo, la corriente que comprende metano se utiliza preferentemente como una fuente de combustible, la corriente que comprende etano se utiliza como una alimentación para la unidad de craqueo de vapor, la corriente de comprende propano se utiliza preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de propano, una corriente que comprende butanos se utiliza preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de butano, una unidad que comprende C1-minus se utiliza preferiblemente como una fuente de combustible y/o como una fuente de hidrógeno, una corriente que comprende C3-minus se utiliza como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de propano, pero de acuerdo con otra forma de realización, se utiliza también como alimentación para una unidad de craqueo en vapor, una corriente que comprende C2-C3 se utiliza preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de propano, pero de acuerdo con otra forma de realización, también como una alimentación para la unidad de craqueo en vapor, una corriente que comprende C1-C3 se utiliza preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de propano, pero de acuerdo con otra forma de realización, también como una alimentación para la unidad de craqueo en vapor, una corriente que comprende butanos de C1-C4 se utiliza preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de butano, una corriente que comprende butanos de C2-C4 se utiliza preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de butano, una corriente que comprende C2-minus se utiliza preferiblemente como una unidad de craqueo en vapor, una corriente que comprende C3-C4 se utiliza preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de propano o butano, o una unidad combinada de deshidrogenación de propano y butano, una corriente que comprende C4-minus se utiliza preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de butano.

5 Cuando se utiliza aquí, el término "C# hidrocarburos" o "C#", donde "#" es un entero positivo, está destinado a describir todos los hidrocarburos que tienen # átomos de carbono. Además, el término "C#+ hidrocarburos" o "C#+" está destinado a describir todas las moléculas de hidrocarburos que tienen # o más átomos de carbono. De acuerdo con ello, el término "C5+ hidrocarburos" o "C5+" está destinado a describir una mezcla de hidrocarburos que tienen 5 o más átomos de carbono. De acuerdo con ello, el término "C5+ alcanos" se refiere a alcanos que tienen 5 o más átomos de carbono. De acuerdo con ello, el término "C# minus hidrocarburos" o "C# minus" está destinado a describir una mezcla de hidrocarburos que tienen # o menos átomos de carbono e incluyendo hidrógeno. Por ejemplo, el término "C2" o "menos C2" se refiere a una mezcla de etano, etileno, acetileno, metano e hidrógeno. Finalmente, el término "C4mix" está destinado para describir una mezcla de bitanos, butenos y butadieno, es decir, n-butano, i-butano, 1-buteno, cis- y trans-2-buteno, i-buteno y butadieno. Por ejemplo, el término C1-C3 significa una mezcla que comprende C1, C2 y C3.

15 El término "olefina" se utiliza aquí con su significado bien establecido. De acuerdo con ello, olefina se refiere a un compuesto hidrocarburo insaturado que contiene al menos un enlace doble 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.

20 El término "LPG" cuando se utiliza aquí se refiere al acrónimo bien establecido para el término "gas petróleo licuado". LPG consta generalmente de una combinación de hidrocarburos de C3-C4, es decir, una mezcla de hidrocarburos de C3 y C4.

25 Uno de los productos petroquímicos producidos en el proceso de la presente invención es BTX. "BTX" cuando se utiliza aquí 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 etil benceno. De acuerdo con ello, la presente invención proporciona preferiblemente un proceso para producir una mezcla de benceno, tolueno xilenos y etil benceno ("BTXE"). El producto así producido puede ser una mezcla física de los diferentes hidrocarburos aromáticos o puede ser sometido directamente a otra separación, por ejemplo por destilación, para proporcionar diferentes corrientes de productos purificados. Tal corriente de productos purificados 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 etil benceno.

35 De acuerdo con el presente método, se produce una pequeña cantidad de metano y el metano se puede utilizar como combustible para hornos de craqueo con vapor y deshidrogenación. Cualquier metal más pesado se puede reciclar a las diferentes etapas del proceso descrito.

40 El presente proceso comprende, además, alimentar al menos una corriente seleccionada del grupo que comprende propano, una corriente que comprende C3-C4, una corriente que comprende C3-minus, una corriente que comprende butano, una corriente que comprende C4-minus, una corriente que comprende C2-C3, una corriente que comprende C1-C3, una corriente que comprende C1-C4 y una corriente que comprende C2-C4 al menos a una unidad de deshidrogenación seleccionada del grupo de una unidad de deshidrogenación de butanos, una unidad de deshidrogenación de propano, unidad combinada de deshidrogenación de propano-butanos, o una combinación de dichas unidades.

45 El presente proceso comprende, además, recuperar olefinas y aromáticos de la corriente de productos mixtos separada.

El proceso comprende, además:

50 tratar dicha corriente de fase líquida en una segunda zona de hidrocrqueo en la presente de hidrógeno en condiciones efectivas para producir un segundo efluente que tiene un contenido incrementado de hidrógeno;

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

55 Además, se prefiere combinar la corriente que comprende LPG que se origina desde dicha primera zona de hidrocrqueo con la corriente que comprende LPG que se origina desde dicha segunda zona de hidrocrqueo. Tal corriente combinada que comprende LPG se puede separar posteriormente en corrientes individuales como se ha descrito anteriormente y se puede procesar de manera correspondiente.

60 El proceso comprende, además, reciclar dicha corriente líquida residual desde dicha segunda zona de hidrocrqueo y/o dicha corriente de fase líquida a la entrada de la primera zona de hidrocrqueo.

Como se ha descrito anteriormente, se prefiere recuperar metano desde la(s) corriente(s) de productos mezclados separados y reciclar dicho metano a la unidad de craqueo en vapor para utilizarlo para quemadores y/o calentadores.

5 De acuerdo con una forma de realización preferida, el proceso comprende, además, recuperar y posiblemente purificar hidrógeno desde la(s) corriente(s) de productos mezclados separados y reciclarlo a la entrada de la primera y/o segunda zonas de hidrocraqueo.

10 De acuerdo con otra forma de realización preferida, el proceso comprende, además, recuperar aceite combustible de pirólisis desde la(s) corriente(s) de productos mezclados separados y reciclar dicho aceite combustible de pirólisis a la entrada de dichas primera y/o segunda zonas de hidrocraqueo.

15 Un proceso muy común para la conversión de alcanos en olefinas implica "craqueo de en vapor". Cuando se utiliza aquí, el término "craqueo en vapor " se refiere a un proceso petroquímico, en el que se rompen hidrocarburos saturados en hidrocarburos más pequeños, a menudo insaturados, tales como etileno y propileno. En el craqueo de la corriente, se diluyen alimentaciones de hidrocarburos gaseosos como etano, propano y butanos, o mezclas de ellos, (craqueo de gas) o alimentaciones de hidrocarburos líquidos como nafta o gasóleo (craqueo líquido) con vapor y se calientan brevemente en un horno sin la presencia de oxígeno. Típicamente, la temperatura de reacción es muy alta, alrededor de 850°C, pero la reacción sólo se permite que tenga lugar muy brevemente, normalmente con  
20 tiempos de residencia de 50-500 milisegundos. Preferiblemente, los compuestos de hidrocarburos etano, propano y butanos son craqueados por separado en hornos especializados adecuados para asegurar el craqueo en condiciones óptimas. Después de que se ha alcanzado la temperatura de craqueo, el gas en enfriado rápidamente para detener la reacción en un intercambiador de calor de línea de transferencia o dentro de una cabecera de enfriamiento utilizando aceite de enfriamiento. El craqueo en vapor da como resultado la deposición lenta de coque, una forma de carbono, sobre las paredes del reactor. La descoquización requiere aislar el horno del proceso y  
25 entonces se pasa un flujo de vapor o una mezcla de vapor/aire a través de las bobinas del horno. Esto convierte la capa de carbono sólido duro en monóxido de carbono y dióxido de carbono. Una vez que esta reacción está completa, se retorna el horno al servicio. El producto producido por el craqueo de vapor depende de la composición de la alimentación, de la relación de hidrocarburo a vapor y de la temperatura de craqueo y del tiempo de residencia en el horno. Las alimentaciones de hidrocarburos ligeros tales como etano, propano, butanos y nafta ligero dan corrientes de productos ricas en las olefinas de grado de polímero más ligero, incluyendo etileno, propileno y butadieno. Los hidrocarburos más pesados (fracciones de nafta y gasóleo de rango completo y pesado) dan también productos ricos en hidrocarburos aromáticos.

35 Para separar los diferentes compuestos hidrocarburos producidos por craqueo de vapor, el gas craqueado es sometido a la unidad de fraccionamiento. Tales unidades de fraccionamiento son bien conocidas en la técnica y pueden comprender un llamada fraccionador de gasolina, donde el destilado pesado ("aceite negro de carbono") y el destilado medio ("destilado craqueado") son separados del destilado ligero y los gases. Posteriormente, los gases pueden someterse a múltiples etapas de compresión, donde el resto del destilado ligero puede separarse de los  
40 gases entre las etapas de compresión. También se pueden retirar gases ácidos (CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S) entre etapas de compresión. En una etapa siguiente, los gases producidos por pirólisis pueden condensarse parcialmente sobre etapas de un sistema de refrigeración en cascada aproximadamente hasta donde sólo el hidrógeno permanece en la fase gaseosa. Los diferentes compuestos de hidrocarburos pueden separarse posteriormente por simple destilación, donde el etileno, propileno y olefinas de C<sub>4</sub> son los productos químicos de alto valor más importantes producidos por craqueo por vapor. El metano producido por craqueo por vapor se utiliza generalmente como gas combustible, el hidrógeno puede separarse y reciclarse a procesos que consumen hidrógeno, tales como procesos de hidrocraqueo. El acetileno producido por craqueo por vapor es preferiblemente hidrogenado selectivamente en etileno. Los alcanos comprendido en el gas craqueado pueden reciclarse al proceso para convertir alcanos en olefinas.

50 El término "unidad de deshidrogenación de propano" cuando se utiliza aquí se refiere a una unidad de proceso petroquímico, en la que una corriente de alimentación de propano es convertida en un producto que comprende propileno e hidrógeno. De acuerdo con ello, el término "unidad de deshidrogenación de butano" se refiere a una unidad de proceso para convertir una corriente de alimentación de butano en olefinas C<sub>4</sub>. Ambos procesos para la deshidrogenación de alcanos inferiores, tales como propano y butanos se describen como proceso de  
55 deshidrogenación de alcanos inferiores. Los procesos de deshidrogenación de alcanos inferiores son bien conocidos en la técnica e incluyen procesos de hidrogenación oxidativa y procesos de deshidrogenación no-oxidativa. En un proceso de deshidrogenación no-oxidativa, el calor de proceso es proporcionado por oxidación parcial de 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 es proporcionado por  
60 fuentes de calor externas, tales como gases de combustión calientes obtenidos quemando gas combustible o vapor. 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 ellos) en la presencia de un catalizador que contiene platino soportado sobre alúmina en un reactor de lecho móvil, ver, 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 e n la presencia de un catalizador de platino promocionado soportado sobre una espinela de cinc-alúmina; ver por ejemplo el documento US 4.926.005. El proceso STAR ha sido mejorado recientemente aplicando el principio de oxideshidrogenación. En una zona adiabática secundaria en el reactor, parte del hidrógeno del producto intermedio es convertido selectivamente con oxígeno añadido para formar agua. Esto desvía el equilibrio termodinámico hacia conversión más alta y para conseguir mayor rendimiento. También el calor externo requerido para la reacción de deshidrogenación endotérmica es suministrado parcialmente por la conversión exotérmica de hidrógeno. El proceso Lummus Catofin emplea un número de reactores de lecho fijo que funcionan sobre una base cíclica. El catalizador es alúmina activada impregnada con cromo al 18-20 % en peso; ver, por ejemplo, los documentos EP 0 192 059 A1 y GB 2 162 082 A. Se ha informado que el proceso Catofin es robusto y capaz de manipular impurezas, que contaminarían un catalizador de platino. Los productos producidos por un proceso de deshidrogenación de butano dependen de la naturaleza del butano alimentado y del proceso de deshidrogenación de butano utilizado. Además, el proceso Catofin permite la deshidrogenación de butano para formar butileno; ver, por ejemplo, el documento US 7.622.623.

Otros aspectos, formas de realización y ventajas del proceso de la presente invención se describen con más detalle a continuación. Además, debe entenderse que la información anterior y la descripción detallada siguiente son ejemplos meramente ilustrativos de varios aspectos y realizaciones, y están destinados a proporcionar una visión general o marco para comprender la naturaleza y carácter de las características y realizaciones reivindicadas. El dibujo que se acompaña es ilustrativo y está previsto para la mejor comprensión de los varios aspectos y realizaciones del proceso de la invención.

Un diagrama de flujo de proceso que incluye un proceso de hidroprocesamiento integrado y un proceso de pirólisis en vapor se muestra en la figura 1. El sistema 101 integrado incluye una zona de hidroprocesamiento, una zona de pirólisis de vapor, una zona de deshidrogenación y una zona de separación de producto.

Está prevista una zona de mezcla 3 que incluye una o más entradas para recibir una alimentación 1, una corriente de hidrógeno reciclado 25, una corriente de líquido residual 13 convertido desde una segunda zona de hidrocrackeo 10, una corriente de fase líquida 14 desde la unidad de separación 7. La corriente 2 mixta es enviada de esta manera a la zona de mezcla 3, incluyendo, además, una salida para descargar una corriente mixta 4. La zona de hidrocrackeo 5 incluye una entrada para recibir la corriente mixta 4 y relleno de hidrógeno cuando es necesario (no mostrado). La zona de hidrocrackeo 5 incluye, además, una salida para descargar un efluente hidrocrackeado 6. El efluente hidrocrackeado 6 se enviado a la unidad de separación 7 que resulta en una corriente que comprende LPG 9, una corriente de fase líquida 8 y, posiblemente, una fracción líquida residual 14. En una forma de realización preferida (no mostrada aquí), la unidad de separación 7 proporciona también una corriente que comprende hidrógeno, cuya corriente se puede conducir a la entrada de la zona de hidrocrackeo 5. De acuerdo con otra forma de realización (no mostrada aquí) el efluente 6 se envía a un separador de alta presión y el hidrógeno separado de esta manera es conducido también a la entrada de la zona de hidrocrackeo 5.

La corriente que comprende LPG 9 es enviada a la unidad de separación 14 para ser enviada a una o más corrientes 15, 16, 17 seleccionadas del grupo de una corriente que comprende hidrógeno, una corriente que comprende metano, una corriente que comprende C1-minus, una corriente que comprende C3-minus, una corriente que comprende C1-C2, una corriente que comprende C3-C4, una corriente que comprende C2-C3, una corriente que comprende C1-C3, una corriente que comprende C1-C4, una corriente que comprende C2-C4, una corriente que comprende C2-minus, una corriente que comprende C4-minus Aunque la figura adjunta sólo representa las corrientes 15, 16, 17 que proceden desde la unidad de separación 14, sin embargo es posible que se obtengan más corrientes individuales en la unidad de separación 14. Por ejemplo, la corriente 15 es una corriente que comprende C2-minus, la corriente 17 es una corriente que comprende propanol y la corriente 16 es una corriente que comprende butanos. Sobre la base de la composición de la corriente 15, se prefiere enviar esta corriente 15 a una unidad 27 separada, es decir, una unidad de craqueo de vapor de gas 27. El efluente 28 desde la unidad de craqueo de vapor 27 es enviado a la unidad de separación 22. La unidad de separación 22 puede comprender varias unidades de separación individuales. Aunque sólo se han mostrado tres corrientes 15, 16, 17 individuales, la presente invención no está restringida a ningún número de corrientes individuales. La corriente de fase líquida 8 es procesada en una segunda zona de hidrocrackeo 10 que produce una corriente que comprende LPG 12, una corriente que comprende BTXE 11 y una corriente líquida residual 13. La corriente 13 es reciclada preferiblemente a la entrada de la primera zona de hidrocrackeo 5. En una forma de realización específica, especialmente cuando la corriente 13 contiene una cantidad suficiente de olefinas, la corriente 13 puede enviarse (parcialmente) a la unidad de separación 22.

Las corrientes 16, 17 individuales son procesadas, además, en la unidad 18, donde la unidad 18 es al menos una unidad seleccionada del grupo de una unidad de deshidrogenación de butanos, una unidad de deshidrogenación de propano, una unidad combinada de deshidrogenación de propano-butanos, o una combinación de estas unidades para producir una corriente de producto mixta 19. La unidad 18 comprende también una sección de separación 22

para separar las corrientes de productos mixtos 19, 28 en corrientes individuales 20, 21. A partir de las corrientes individuales 20, 21 se pueden recuperar olefinas y aromáticos. Aunque sólo se han mostrado dos corrientes 20, 21 individuales, la presente invención no está limitada a ningún número de corrientes individuales. La corriente 23 es una corriente que comprende hidrógeno. La parte de metano puede ser separada en la unidad 22 y reciclada a la unidad de craqueo de vapor y/o a la unidad de deshidrogenación de butanos, a la unidad de deshidrogenación de propano y a la unidad combinada de deshidrogenación de propano-butanos 18 que puede utilizarse como combustible para quemadores y/o calentadores. La corriente de hidrógeno 23 se pasa entonces opcionalmente a una unidad de purificación de hidrógeno 24, tal como una unidad de adsorción oscilante de presión (PSA) para obtener una corriente de hidrógeno 25 con una pureza de 99,9%+, o una unidad de separación de membrana para obtener una corriente de hidrógeno 25 con una pureza de aproximadamente 95%, o cualquier otra tecnología de purificación de hidrógeno apropiada. La corriente de hidrógeno purificado 25 es reciclada entonces de retorno para servir como una porción mayor del hidrógeno requerido para la zona de reacción de hidroprocesamiento 5, o una parte 26 de la misma es reciclada de retorno para servir como una porción mayor del hidrógeno requerida para la segunda zona de hidrocrqueo 10. La corriente de fase líquida 8 sirve como la alimentación a la segunda zona de hidrocrqueo 10. El aceite combustible de pirólisis puede ser recuperado desde la corriente de productos mixtos 19 y reciclado a la entrada de dichas primeras y/o segunda zonas de hidrocrqueo 5, 10.

Aunque la segunda zona de hidrocrqueo 10 se ha mostrado aquí como una caja individual, en la presente descripción el número de referencia 10 debe entenderse como una zona de hidrocrqueo, es decir, una zona de hidrocrqueo que comprende una o más unidades seleccionadas del grupo de Hidrocrqueo de Alimentación (FHC), Hidrocrqueo de Gasolina (GHC), Apertura del Anillo Aromático, Hidrocrqueo (gasóleo) e Hidrocrqueo de Residuo (residuo en vacío), incluyendo unidades de separación.

Las condiciones preferidas de FHC incluyen una temperatura de 300-550 °C, una presión manométrica de 300-5000 kPa y una Velocidad Espacial Horaria Ponderal de 0,1-10 h-1. Condiciones de hidrocrqueo de la alimentación (FHC) más preferidas incluyen una temperatura de 300-450 °C, una presión manométrica de 300-5000 kPa y una Velocidad Espacial Horaria Ponderal de 0,1-10 h-1. Condiciones FHC todavía más preferidas optimizadas para la apertura del anillo de hidrocarburos aromáticos incluyen una temperatura de 300-400 °C, una presión manométrica de 600-3000 kPa y una Velocidad Espacial Horaria Ponderal de 0,2-2 h-1. Las condiciones preferidas de craqueo de gasolina (GHC) incluyen una temperatura de 300-580 °C, más preferido de 400-580°C y todavía más preferido de 430-530°C, una presión manométrica de 0,3-5 MPa, más preferido una presión manométrica de 0,6-3 MPa, particularmente preferido una presión manométrica de 1-2 MPa y más preferido una presión manométrica de 1,2-1,6 MPa, y una Velocidad Espacial Horaria Ponderal (WHSV) de 0,1-20 h-1, más preferido una Velocidad Espacial Horaria Ponderal de 0,2-15 h-1 y más preferido una Velocidad Espacial Horaria Ponderal de 0,4-10 h-1. El proceso de apertura del anillo aromático (proceso ARO, ver por ejemplo, el documento US 7.513.988) puede comprender saturación del anillo aromático a una temperatura de 100-500 °C, preferiblemente 200-500 °C, más preferiblemente 300-500 °C, a una presión de 2-10 MPa junto con 1-30 % en peso, preferiblemente 5-30 % en peso de hidrógeno (en relación a la alimentación de hidrocarburos) en la presencia de un catalizador de hidrogenación aromático y escisión del anillo a una temperatura de 200-600 °C, preferiblemente 300-400 °C, una presión de 1-12 MPa junto con 1-20 % en peso de hidrógeno en la presencia de un catalizador de escisión del anillo, en donde dicha saturación del anillo aromático y la escisión del anillo se pueden realizar en un reactor o en dos reactores consecutivos. Las condiciones del proceso utilizadas para hidrocrqueo incluyen generalmente una temperatura del proceso de 200-600 °C, presiones elevadas de 0,2-20 MPa, velocidades espaciales entre 0,1-20 h-1.

En una forma de realización preferida, la zona de hidrocrqueo 5 es una unidad de hidrocrqueo de residuos. Los procesos de hidrocrqueo de residuos son bien conocidos en la técnica; ver, por ejemplo, Alfke et al. (2007) Oil Refining, Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry and Speight (2005) Petroleum Refinery Processes, Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology. De acuerdo con ello, se emplean tres tipos de reactores básicos en hidrocrqueo comercial que son un tipo de reactor de tipo fijo (lecho de goteo), un tipo de reactor de lecho bombeado y tipo de reactor en suspensión (flujo arrastrado). Los procesos de hidrocrqueo de residuos de lecho fijos están bien establecidos y son capaces de procesar corriente contaminadas, tales como residuos atmosféricos y residuos de vacío para producir destilado ligero y medio que se puede procesar posteriormente para producir olefinas y aromáticos. Los catalizadores utilizados en procesos de hidrocrqueo de residuos de lecho fijo comprenden comúnmente uno o más elementos seleccionados del grupo que consta de Co, Mo y Ni sobre un soporte refractario, típicamente alúmina. En el caso de alimentaciones altamente contaminadas, el catalizador en procesos de hidrocrqueo de residuos de lecho fijo se puede rellenar también hasta una cierta extensión (lecho móvil). Las condiciones del proceso comprenden comúnmente una temperatura de 350-450 °C y una presión manométrica de 2-20 MPa. Los procesos de hidrocrqueo de residuos de lecho bombeado están también bien establecidos y se caracterizan, entre otras cosas, por que el catalizador es sustituido continuamente permitiendo el procesamiento de alimentaciones altamente contaminadas. Los catalizadores utilizados en procesos de hidrocrqueo en lecho bombeado comprenden comúnmente uno o más elementos seleccionados del grupo que consta de Co, Mo y Ni sobre un soporte refractario, típicamente alúmina. El tamaño pequeño de las partículas de los catalizadores empleados incrementa efectivamente su actividad (ver formulaciones similares en formas adecuadas

para aplicaciones en lecho fijo). Estos dos factores permiten a los procesos de hidrocrqueo bombeado conseguir rendimientos significativamente más altos de productos ligeros y niveles más altos de adición de hidrógeno cuando se compara con unidades de hidrocrqueo de lecho fijo. Las condiciones de proceso comprenden comúnmente una temperatura de 350-450 °C y una presión manométrica 5-25 MPa. Los procesos de hidrocrqueo de residuos en suspensión representan una combinación de craqueo térmico e hidrogenación catalítica para conseguir altos rendimientos de productos destilables a partir de alimentaciones de residuos altamente contaminados. En la primera etapa líquida, las reacciones de craqueo térmico y de hidrocrqueo ocurren simultáneamente en el lecho fluidizado en condiciones de proceso que incluyen una temperatura de 400-500 °C y una presión manométrica de 15-25 MPa. Residuo, hidrógeno y catalizador se introducen en el fondo del reactor y se forma un lecho fluidizado, cuya altura depende del caudal de flujo y de la conversión deseada. En estos procesos, el catalizador es sustituido continuamente para conseguir niveles de conversión consistentes a través de un ciclo operativo. El catalizador puede ser un sulfuro metálico no soportado que es generado in situ dentro del reactor. En la práctica, los costes adicionales asociados con los reactores de lecho bombeado y de lecho en suspensión sólo 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 del catalizador hacen que los procesos de lecho fijo sean poco atractivos en el proceso de la presente invención. De acuerdo con ello, se prefieren los tipos de reactor de lecho bombeado y de reactor en suspensión debido a su rendimiento mejorado de destilados ligeros y medios, cuando se compara con el hidrocrqueo de lecho fijo. El término "efluente líquido que mejora el residuo" se refiere al producto producido por mejora de residuos excluyendo los productos gaseosos, tales como metano y LPG, y el destilado pesado producido por mejora del residuo. El destilado pesado producido por mejora del residuo es reciclado con preferencia a la unidad de mejora del 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 una unidad de hidrocrqueo de residuos sobre una unidad de coqueo, ya que esta última produce cantidades considerables de coque de petróleo que no se pueden mejorar en productos petroquímicos de alto valor. Desde el punto de vista del balance de hidrógeno del proceso integrado, puede ser preferible seleccionar una unidad de coqueo sobre una unidad de hidrocrqueo de residuos, ya que esta última consume cantidades considerables de hidrógeno. Además, a la vista del gasto de capital y/o de los costes operativos, puede ser ventajoso seleccionar una unidad de coqueo sobre una unidad de hidrocrqueo de residuos.

## REIVINDICACIONES

- 1.- Un proceso de hidrocrqueo integrado para producción de petroquímicos olefínicos y aromáticos a partir de una materia prima de hidrocarburos que comprende petróleo crudo, comprendiendo el proceso:
- 5           tratar la materia prima que comprende petróleo crudo y una corriente líquida residual en una primera zona de hidrocrqueo en la presencia de hidrógeno en condiciones efectivas para producir un primer efluente que tiene un contenido incrementado de hidrógeno;
- 10           separar el primer efluente en una corriente que comprende LPG y una corriente de fase líquida;
- 15           separar dicha corriente que comprende LPG en una o más corrientes seleccionadas del grupo de una corriente que comprende hidrógeno, una corriente que comprende metano, una corriente que comprende etano, una corriente que comprende butanos, una corriente que comprende propano, una corriente que comprende C1-minus, una corriente que comprende C3-minus, una corriente que comprende C1-C2, una corriente que comprende C3-C4, una corriente que comprende C2-C3, una corriente que comprende C1-C3, una corriente que comprende C1-C4, una corriente que comprende C2-C4, una corriente que comprende C2-minus, una corriente que comprende C4-minus;
- 20           además, procesar una o más de las corrientes obtenidas de esta manera en una unidad de craqueo en vapor y al menos una unidad seleccionada del grupo de unidad de deshidrogenación de butanos, una unidad de deshidrogenación de propano, una unidad combinada de deshidrogenación de propano-butanos, o una combinación de estas unidades para producir una corriente de producto mixta, en donde una o más corrientes seleccionada del grupo de dicha corriente que comprende etano, dicha corriente que comprende C1-C2 y dicha corriente que comprende C2-minus es (son) alimentada(s) a dicha unidad de craqueo en vapor:
- 25           alimentar la(s) corriente(s) de productos mixtos desde dicha unidad de craqueo en vapor y al menos una unidad seleccionada del grupo de dicha unidad de deshidrogenación de butanos, dicha unidad de deshidrogenación de propano, dicha unidad combinada de deshidrogenación de propano-butanos, o una combinación de estas unidades hasta una segunda sección de separación;
- 30           tratar dicha corriente de fase líquida en una segunda zona de hidrocrqueo en la presencia de hidrógeno en condiciones efectivas para producir un segundo efluente que tiene un contenido incrementado de hidrógeno:
- 35           recuperar desde dicho segundo efluente desde dicha segunda zona de hidrocrqueo una corriente que comprende BTXE, una corriente que comprende LPG y dicha corriente líquida residual;
- 40           además, comprende reciclar dicha corriente líquida residual desde dicha segunda zona de hidrocrqueo y/o dicha corriente de fase líquido a la entrada de la primera zona de hidrocrqueo;
- 45           separar la(s) corriente(s) de productos mixtos para recuperar olefinas y aromáticos.
- 50           2.- El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, que comprende, además, alimentar al menos una corriente seleccionada del grupo de dicha corriente que comprende propano, dicha corriente que comprende C3-C4, dicha corriente que comprende C3-minus, dicha corriente que comprende butanos, dicha corriente que comprende C4-minus, dicha corriente que comprende C2-C3, dicha corriente que comprende C1-C3, dicha corriente que comprende C1-C4 y dicha corriente que comprende C2-C4 al menos a una unidad de deshidrogenación seleccionada del grupo de dicha unidad de deshidrogenación de butanos, unidad de deshidrogenación de propano, unidad combinada de deshidrogenación de propano-butanos, p una combinación de estas unidades.
- 55           3.- El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, que comprende, además, combinar la corriente que comprende LPG que se origina desde dicha primera zona de hidrocrqueo con la unidad que comprende LPG que se origina desde dicha segunda zona de hidrocrqueo.
- 60           4.- El proceso de una o más de las reivindicaciones anteriores, que comprende, además, recuperar metano desde la(s) corriente(s) de productos mixtos separada(s) y reciclar dicho metano a la unidad de craqueo en vapor para ser utilizado como combustible para quemadores y/o calentadores.
- 65           5.- El proceso de acuerdo con una o más de las reivindicaciones anteriores, que comprende, además, recuperar y purificar hidrógeno desde la(s) corriente(s) de productos mixtos separada(s) y reciclarlo a la entrada de la primera y/o segunda zona de hidrocrqueo.
- 70           6.- El proceso de acuerdo con una o más de las reivindicaciones anteriores, que comprende, además, recuperar aceite combustible de pirolisis desde la(s) corriente(s) de productos mixtos separada(s) y reciclar dicho aceite combustible de pirolisis a la entrada de dichas primera y/o segunda zona de hidrocrqueo.
- 75           7.- El proceso de acuerdo con una o más de las reivindicaciones anteriores, en el que dicha primera zona de hidrocrqueo es una unidad de hidrocrqueo de residuos del tipo de lecho fijo que funciona en condiciones de proceso que comprenden una temperatura de proceso de 350-450°C y una presión de 2-20 MPa.
- 80           8.- El proceso de acuerdo con una o más de las reivindicaciones 1-7, en el que dicha segunda zona de hidrocrqueo

## ES 2 715 410 T3

comprende una o más unidades seleccionadas del grupo de Hidrocraqueo de Alimentación (FHC), Hidrocraqueo de Gasolina (GHC), Apertura del Anillo Aromático, Hidrocraqueo (gasóleo) e Hidrocraqueo de Residuo (residuo en vacío).

- 5 9.- El proceso de acuerdo con la reivindicación 8, en el que las condiciones FHC incluyen una temperatura de 300-550 °C, una presión manométrica de 300-5000 kPa y una Velocidad Espacial Horaria Ponderal de 0,1-10 h-1, más preferido incluyen una temperatura de 300-450 °C, una presión manométrica de 300-5000 kPa y una Velocidad Espacial Horaria Ponderal de 0,1-10 h-1, más preferido incluyen una temperatura de 300-400 °C, una presión manométrica de 600-3000 kPa y una Velocidad Espacial Horaria Ponderal de 0,2-2 h-1.
- 10 10.- El proceso de acuerdo con la reivindicación 8, en el que las condiciones de craqueo de gasolina (GHC) incluyen una temperatura de 300-580 °C, más preferido de 400-580°C, más preferido de 430-530°C, una presión manométrica de 0,3-5 MPa, preferiblemente una presión manométrica de 0,6-3 MPa, más preferida una presión manométrica de 1-2 MPa y todavía más preferida una presión manométrica de 1,2-1,6 MPa, y una Velocidad Espacial Horaria Ponderal (WHSV) de 0,1-20 h-1, preferiblemente una Velocidad Espacial Horaria Ponderal de 0,2-15 h-1 y más preferido una Velocidad Espacial Horaria Ponderal de 0,4-10 h-1.
- 15 11.- El proceso de acuerdo con la reivindicación 8, en el que el proceso de apertura del anillo aromático comprende saturación del anillo aromático a una temperatura de 100-500 °C, preferiblemente 200-500 °C, preferiblemente 300-500 °C, a una presión de 2-10 MPa junto con 1-30 % en peso, preferiblemente 5-30 % en peso de hidrógeno, en la presencia de un catalizador de hidrogenación aromático y escisión del anillo a una temperatura de 200-600 °C, preferiblemente 300-400 °C, una presión de 1-12 MPa junto con 1-20 % en peso de hidrógeno en la presencia de un catalizador de escisión del anillo, en donde dicha saturación del anillo aromático y la escisión del anillo se pueden realizar en un reactor o en dos reactores consecutivos, en donde la cantidad de hidrógeno está relacionada con la
- 20 25 materia prima de hidrocarburos.

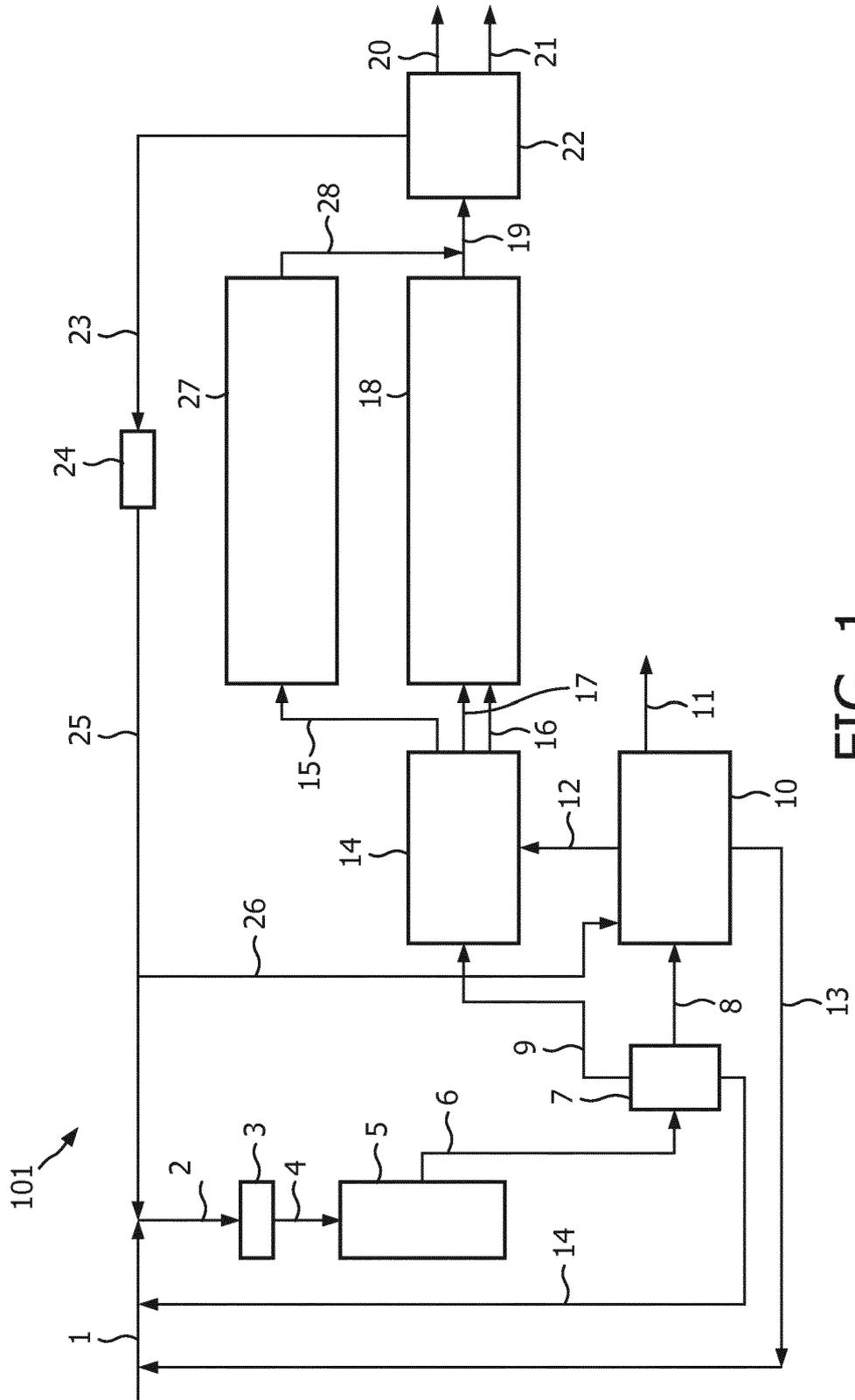


FIG. 1