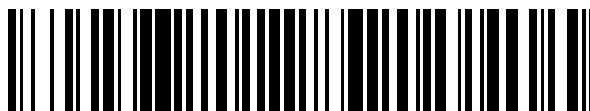


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 553 092**

51 Int. Cl.:

C10G 65/06 (2006.01)

C10G 69/00 (2006.01)

C10G 69/02 (2006.01)

C10G 69/12 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **28.09.2000** **E 00967031 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **11.11.2015** **EP 1216218**

54 Título: **Procedimiento de mejora de hidrocarburos**

30 Prioridad:

30.09.1999 US 410516

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

04.12.2015

73 Titular/es:

CHEVRON PHILLIPS CHEMICAL COMPANY LP
(100.0%)

10001 Six Pines Drive
The Woodlands, Texas 77380, US

72 Inventor/es:

CHEUNG, TIN-TACK, PETER;
OWEN, STEVEN, A.;
JOHNSON, MARVIN, M. y
LASHIER, MARK, E.

74 Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

ES 2 553 092 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

Procedimiento de mejora de hidrocarburos

La presente invención se refiere al campo de procedimientos de mejora de hidrocarburos. Más específicamente, la presente invención se refiere a la mejora de una gasolina de pirólisis, obtenida de un procedimiento de craqueo térmico de hidrocarburos, a productos tales como diolefinas C₅, olefinas C₅, dicitopentadieno y compuestos aromáticos tales como benceno, tolueno y xileno (BTX).

Antecedentes de la invención

En el presente documento se pretende que "consistente esencialmente en" signifique que la sustancia o combinación de sustancias indicadas después de esta frase no incluya ningún componente adicional que pudiera afectar materialmente a las propiedades de las sustancias o combinación de sustancias indicadas después de esta frase.

Es bien sabido en la técnica que procedimientos para el craqueo térmico de hidrocarburos tales como etano, propano, nafta y similares generan un subproducto conocido como gasolina de pirólisis o concentrado aromático, que puede ser desbutanizado para formar concentrado aromático desbutanizado (DAC, por sus siglas en inglés). Esta gasolina de pirólisis o DAC contiene típicamente hidrocarburos C₅ y más pesados, tales como diolefinas C₅, olefinas C₅, compuestos aromáticos, ciclopentadieno (CPD) y dicitopentadieno (DCPD). Es deseable convertir el CPD a DCPD, que es un producto químico industrial valioso que puede utilizarse en la producción de elastómeros y resinas de poliéster insaturado.

La patente de EE.UU. 2,439,307 describe un método para recuperar ciclopentadieno en forma de un dímero a partir de una mezcla de ciclopentadieno y otros hidrocarburos polimerizando (que incluye dimerizando) en primer lugar ciclopentadieno en la mezcla y después llevando a cabo destilación fraccionada a presión subatmosférica para separar el dicitopentadieno de polímeros superiores.

Los procedimientos típicos de mejora de gasolina de pirólisis separan la gasolina de pirólisis en una corriente C₅ que contiene CPD y una corriente C₆₊. Después se dimeriza la corriente C₅ para formar DCPD que se purifica aguas abajo. Un inconveniente de este procedimiento reside en que cuando la gasolina de pirólisis procede de almacenamiento, en donde una parte del CPD se ha convertido en DCPD, la separación de la gasolina de pirólisis en una corriente C₅ y una corriente C₆₊, y la dimerización de CPD en la corriente C₅ a DCPD, darán lugar al reparto del DCPD entre la corriente C₅ y la corriente C₆₊, haciendo necesario el gasto adicional de recuperar DCPD tanto de la corriente C₅ como de la corriente C₆₊.

Por tanto, el desarrollo de un procedimiento capaz de mejorar eficazmente una gasolina de pirólisis, sea obtenida directamente desde un unidad de craqueo térmico de hidrocarburo o bien desde almacenamiento, sería una contribución significativa a la técnica.

Compendio de la invención

Es deseable proporcionar un nuevo procedimiento para mejorar un material de alimentación de hidrocarburo que comprende olefinas C₅, diolefinas C₅, CPD, DCPD y compuestos aromáticos para producir un producto de DCPD y/o un producto de diolefina C₅ y/o un producto de olefina C₅ y/o un producto aromático.

También es deseable proporcionar un nuevo procedimiento con eficacia incrementada para recuperar DCPD de gasolina de pirólisis.

Además, es deseable proporcionar un nuevo procedimiento con eficacia incrementada para producir y recuperar DCPD de gasolina de pirólisis que contenga una cantidad significativa de DCPD.

Más aún, es deseable proporcionar un nuevo procedimiento con eficacia incrementada para recuperar DCPD de gasolina de pirólisis en donde el DCPD tenga un índice de color Pt/Co por debajo de aproximadamente 30.

Según una primera realización de la presente invención, se proporciona un procedimiento para mejorar hidrocarburos que incluye los pasos de:

- a) calentar un material de alimentación de hidrocarburo que comprende CPD, DCPD, diolefinas C₅, benceno, tolueno y xileno en una zona de calentamiento, para dimerizar CPD a DCPD, formando así un primer efluente;
- b) separar el primer efluente en una corriente C₆₊ y una corriente de diolefina C₅ que comprende diolefinas C₅;
- c) separar la corriente C₆₊ en una corriente C₆ - C₉ y una corriente C₁₀₊;
- d) separar la corriente C₁₀₊ en una corriente de fuelóleo y una corriente DCPD que comprende DCPD; y
- e) hidrotratar la corriente C₆ - C₉ para formar así una corriente BTX que comprende benceno, tolueno y xileno.

Según una segunda realización de la presente invención, se proporciona un procedimiento para mejorar hidrocarburos que incluye los pasos de:

- a) calentar un material de alimentación de hidrocarburo que comprende CPD, DCPD, diolefinas C₅, benceno, tolueno y xileno en una zona de calentamiento, para dimerizar CPD a DCPD, formando así un primer efluente;

- b) separar el primer efluente en una corriente C₅ - C₉ y una corriente C₁₀₊;
- c) separar la corriente C₁₀₊ en una corriente de fuelóleo y una corriente DCPD que comprende DCPD;
- d) poner en contacto la corriente C₅ - C₉ con un catalizador de hidrogenación selectivo, en una primera zona de reacción y en presencia de hidrógeno, para hidrogenar al menos una parte de las diolefinas, alquinos y estireno contenidos en la corriente C₅ - C₉, formando así un segundo efluente;
- e) separar el segundo efluente en una corriente C₆ - C₉ y un corriente de olefina C₅ que comprende olefinas C₅;
- f) poner en contacto la corriente C₆ - C₉ con un catalizador de hidrodesulfuración, en una segunda zona de reacción y en presencia de hidrógeno, para desulfurar al menos una parte de los compuestos que contienen azufre contenidos en la corriente C₆ - C₉, formando así una corriente BTX que comprende benceno, tolueno y xileno.

10 A partir de la descripción detallada y las reivindicaciones adjuntas se pondrán de manifiesto otros objetos y ventajas.

Breve descripción de los dibujos

La Figura 1 es un diagrama de flujo esquemático que muestra una realización de la presente invención.

La Figura 2 es un diagrama de flujo esquemático que muestra otra realización de la presente invención.

15 Descripción detallada de la invención

El procedimiento de esta invención implica la mejora de un material de alimentación de hidrocarburo que comprende CPD, DCPD, diolefinas C₅, benceno, tolueno y xileno.

20 El material de alimentación de hidrocarburo comprende generalmente hidrocarburos que tienen más de 4 átomos de carbono por molécula. El material de alimentación de hidrocarburo puede ser una gasolina de pirólisis procedente de un procedimiento de craqueo térmico de hidrocarburos (como etano, propano y nafta). El material de alimentación de hidrocarburo también puede ser una gasolina de pirólisis que ha sido desbutanizada, y se denomina generalmente DAC.

25 El material de alimentación de hidrocarburo contiene típicamente CPD en el intervalo de aproximadamente 1,0% en peso a aproximadamente 20% en peso, más típicamente de aproximadamente 1,0% en peso a aproximadamente 15% en peso, y lo más típicamente de 1,5% en peso a 10% en peso, basado en el peso total del material de alimentación de hidrocarburo; y típicamente contiene DCPD en el intervalo de aproximadamente 0,5% en peso a aproximadamente 50% en peso, más típicamente de aproximadamente 1,0% en peso a aproximadamente 40% en peso, y lo más típicamente de 1,5% en peso a 30% en peso, basado en el peso total del material de alimentación de hidrocarburo.

30 Según la primera realización de la invención se calienta el material de alimentación de hidrocarburo en una zona de calentamiento de manera que se produzca la dimerización a DCPD de al menos una parte del CPD contenido en el material de alimentación de hidrocarburo, formando así un primer efluente. Más particularmente, el calentamiento en la zona de calentamiento se realiza a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 37,8°C (100°F) a aproximadamente 232°C (450°F), con preferencia de aproximadamente 93,3°C (200°F) a aproximadamente 204°C (400°F), y lo más preferiblemente de 93,3°C (200°F) a 149°C (300°F). El % en peso de CPD en el primer efluente es preferiblemente inferior a aproximadamente 2% en peso, más preferiblemente inferior a aproximadamente 1,5% en peso, y lo más preferiblemente inferior a 1% en peso, basado en el peso total del primer efluente.

35 Después se puede separar el primer efluente, por cualquier medio tal como destilación, en una corriente C₆₊ que comprende hidrocarburos que tienen más de 5 átomos de carbono por molécula, y una corriente de diolefina C₅ que comprende diolefinas C₅ tales como, pero sin limitación, isopreno y cis- y trans-1,3-pentadieno (piperileno).

Se puede separar la corriente C₆₊, por cualquier medio adecuado tal como destilación, en una corriente C₆ - C₉ que comprende hidrocarburos que, por molécula, tienen átomos de carbono en el intervalo de 6, e incluyéndolo, a 9, e incluyéndolo, y en una corriente C₁₀₊ que comprende hidrocarburos que tienen más de 9 átomos de carbono por molécula.

45 La corriente C₆ - C₉ contiene típicamente azufre en el intervalo de aproximadamente 10 a aproximadamente 200 ppm en peso, más típicamente en el intervalo de aproximadamente 10 a aproximadamente 100 ppm en peso, y lo más típicamente de 10 a 50 ppm en peso, basado en el peso total de la corriente C₆ - C₉. La corriente C₆ - C₉ también tiene típicamente un índice de bromo en el intervalo de aproximadamente 10 a aproximadamente 100, más típicamente de aproximadamente 10 a aproximadamente 50, y lo más típicamente de 10 a 30 gramos de bromo/100 gramos de muestra. El índice de bromo que se indica en la presente memoria se determina empleando el método de ensayo ASTM D1492-96 y es un indicador de la cantidad de olefinas contenidas en una corriente de hidrocarburo. Un bajo índice de bromo indica bajos niveles de olefinas.

50 Se puede separar la corriente C₁₀₊, por cualquier medio adecuado tal como destilación, en una corriente de fuelóleo que comprende hidrocarburos que tienen más de 10 átomos de carbono por molécula, y en una corriente DCPD que comprende DCPD.

Se puede hidrotratar la corriente C₆ - C₉, por cualquier medio adecuado para hidrotratar hidrocarburos, para formar así una corriente BTX que comprende benceno, tolueno y xileno. Más particularmente, el hidrotratamiento se puede llevar a cabo poniendo en contacto la corriente C₆ - C₉ con un catalizador de hidrogenación, en una primera zona de reacción y en presencia de hidrógeno, para hidrogenar al menos una parte de las olefinas, diolefinas, alquinos y estireno contenidos en la corriente C₆ - C₉, formando así un segundo efluente que tiene un índice de bromo inferior al de la corriente C₆ - C₉.

Se puede hacer trabajar la primera zona de reacción como un paso de procedimiento por lotes o bien, preferiblemente, como un paso de procedimiento continuo. En este último modo de trabajo se puede emplear un lecho de catalizador sólido o un lecho de catalizador móvil o un lecho de catalizador fluidizado. Cualquiera de estos modos de trabajo presenta ventajas e inconvenientes, y los expertos en la técnica pueden seleccionar el más adecuado para una alimentación y catalizador particulares.

El catalizador de hidrogenación puede ser cualquier composición eficaz para hidrogenar hidrocarburos insaturados. Más particularmente, el catalizador de hidrogenación puede comprender, consistir en, o consistir esencialmente en un metal del Grupo VIII seleccionado del grupo consistente en hierro, cobalto, níquel, rutenio, rodio, paladio, osmio, iridio, platino y combinaciones de dos o más cualesquiera de los mismos. Preferiblemente, el catalizador de hidrogenación comprende paladio.

La hidrogenación en la primera zona de reacción se lleva a cabo preferiblemente en condiciones de reacción eficaces para hidrogenar hidrocarburos insaturados. La temperatura de reacción se sitúa más particularmente en el intervalo de aproximadamente 37,8°C (100°F) a aproximadamente 316°C (600°F), con preferencia de aproximadamente 65,6°C (150°F) a aproximadamente 204°C (400°F), y lo más preferiblemente de 65,6°C (150°F) a 188°C (370°F). La presión de contacto puede variar de aproximadamente 105 kPa (a) (15 psia) a aproximadamente 6.895 kPa (a) (1.000 psia), con preferencia de aproximadamente 345 kPa (a) (50 psia) a aproximadamente 3.445 kPa (a) (500 psia), y lo más preferiblemente de 1.035 kPa (a) (150 psia) a 3.445 kPa (a) (500 psia). La WHSV (velocidad espacial másica horaria, por sus siglas en inglés) puede situarse en el intervalo de aproximadamente 0,1 hora⁻¹ a aproximadamente 40 hora⁻¹, con preferencia de aproximadamente 0,25 hora⁻¹ a aproximadamente 20 hora⁻¹, y lo más preferiblemente de 1,0 hora⁻¹ a 10 hora⁻¹. La relación de hidrógeno a hidrocarburo puede situarse en el intervalo de aproximadamente 1,8 a aproximadamente 895 metros cúbicos estándar de hidrógeno por metro cúbico de hidrocarburo (de aproximadamente 10 a aproximadamente 5.000 pies cúbicos estándar de hidrógeno por barril de hidrocarburo), con preferencia de aproximadamente 3,6 a aproximadamente 445 metros cúbicos estándar de hidrógeno por metro cúbico de hidrocarburo (de aproximadamente 20 a aproximadamente 2.500 pies cúbicos estándar de hidrógeno por barril de hidrocarburo), y lo más preferiblemente de 17,8 a 178 metros cúbicos estándar de hidrógeno por metro cúbico de hidrocarburo (de 100 a 1.000 pies cúbicos estándar de hidrógeno por barril de hidrocarburo).

Se puede poner en contacto el segundo efluente con un catalizador de hidrodesulfuración, en una segunda zona de reacción y en presencia de hidrógeno, para desulfurar al menos una parte de los compuestos que contienen azufre contenidos en el segundo efluente y saturar sustancialmente la mayoría de los compuestos olefínicos y diolefínicos contenidos en el segundo efluente, formando así la corriente BTX. La corriente BTX contiene preferiblemente menos de aproximadamente 2 ppm en peso, con más preferencia menos de aproximadamente 1,5 ppm en peso, y lo más preferiblemente menos de 1,0 ppm en peso de azufre, basado en el peso total de la corriente BTX. La corriente BTX también tiene preferiblemente un índice de bromo en el intervalo de aproximadamente 0 a aproximadamente 2, con más preferencia de aproximadamente 0 a aproximadamente 1, y lo más preferiblemente de 0 a 0,5.

Se puede hacer trabajar la segunda zona de reacción como un paso de procedimiento por lotes o bien, preferiblemente, como un paso de procedimiento continuo. En este último modo de trabajo se puede emplear un lecho de catalizador sólido o un lecho de catalizador móvil o un lecho de catalizador fluidizado. Cualquiera de estos modos de trabajo presenta ventajas e inconvenientes, y los expertos en la técnica pueden seleccionar el más adecuado para una alimentación y catalizador particulares.

El catalizador de hidrodesulfuración puede ser cualquier composición eficaz para desulfurar materiales de alimentación de hidrocarburo que contengan azufre. Más particularmente, el catalizador de hidrodesulfuración puede comprender, consistir en, o consistir esencialmente en un metal del Grupo VIII seleccionado del grupo consistente en hierro, cobalto, níquel, rutenio, rodio, paladio, osmio, iridio, platino y combinaciones de dos o más cualesquiera de los mismos, y un metal del Grupo VIB seleccionado del grupo consistente en cromo, molibdeno, wolframio y combinaciones de dos o más cualesquiera de los mismos. Preferiblemente, el catalizador de hidrodesulfuración comprende níquel y molibdeno.

La hidrodesulfuración en la segunda zona de reacción se lleva a cabo preferiblemente en condiciones de reacción eficaces para reducir el contenido de azufre de hidrocarburos que contengan azufre y eficaces para saturar hidrocarburos olefínicos. La temperatura de reacción se sitúa más particularmente en el intervalo de aproximadamente 149°C (300°F) a aproximadamente 427°C (800°F); con preferencia de aproximadamente 204°C (400°F) a aproximadamente 371°C (700°F); y lo más preferiblemente de 260°C (500°F) a 343°C (650°F). La presión de contacto puede variar de aproximadamente 105 kPa (a) (15 psia) a aproximadamente 6.895 kPa (a) (1.000 psia), con preferencia de aproximadamente 345 kPa (a) (50 psia) a aproximadamente 3.445 kPa (a) (500 psia), y lo más

preferiblemente de 1.035 kPa (a) (150 psia) a 3.445 kPa (a) (500 psia). La WHSV puede situarse en el intervalo de aproximadamente 0,1 hora⁻¹ a aproximadamente 40 hora⁻¹, con preferencia de aproximadamente 0,25 hora⁻¹ a aproximadamente 20 hora⁻¹, y lo más preferiblemente de 1,0 hora⁻¹ a 10 hora⁻¹. La relación de hidrógeno a hidrocarburo puede situarse en el intervalo de aproximadamente 1,8 a aproximadamente 895 metros cúbicos estándar de hidrógeno por metro cúbico de hidrocarburo (de aproximadamente 10 a aproximadamente 5.000 pies cúbicos estándar de hidrógeno por barril de hidrocarburo), con preferencia de aproximadamente 3,6 a aproximadamente 445 metros cúbicos estándar de hidrógeno por metro cúbico de hidrocarburo (de aproximadamente 20 a aproximadamente 2.500 pies cúbicos estándar de hidrógeno por barril de hidrocarburo), y lo más preferiblemente de 17,8 a 178 metros cúbicos estándar de hidrógeno por metro cúbico de hidrocarburo (de 100 a 1.000 pies cúbicos estándar de hidrógeno por barril de hidrocarburo).

Según la segunda forma de realización de la invención se calienta el material de alimentación de hidrocarburo, tal como se ha descrito más arriba, en una zona de calentamiento de manera que se produzca la dimerización a DCPD de al menos una parte del CPD contenido en el material de alimentación de hidrocarburo, formando así un primer efluente. Más particularmente, el calentamiento en la zona de calentamiento se realiza a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 37,8°C (100°F) a aproximadamente 232°C (450°F), con preferencia de aproximadamente 93,3°C (200°F) a aproximadamente 204°C (400°F), y lo más preferiblemente de 93,3°C (200°F) a 149°C (300°F). El % en peso de CPD en el primer efluente es preferiblemente inferior a aproximadamente 2% en peso, más preferiblemente inferior a aproximadamente 1,5% en peso, y lo más preferiblemente inferior a 1% en peso, basado en el peso total del primer efluente

Después se puede separar el primer efluente, por cualquier medio tal como destilación, en un corriente C₁₀₊ que comprende hidrocarburos que tienen más de 9 átomos de carbono por molécula, y una corriente C₅ - C₉ que comprende hidrocarburos que, por molécula, tienen átomos de carbono en el intervalo de 6, e incluyéndolo, a 9, e incluyéndolo.

La corriente C₅ - C₉ contiene típicamente azufre en el intervalo de aproximadamente 10 ppm en peso a aproximadamente 200 ppm en peso, más típicamente de aproximadamente 10 ppm en peso a 100 ppm en peso, y lo más típicamente de 10 a 50 ppm en peso, basado en el peso total de la corriente C₅ - C₉. La corriente C₅ - C₉ también tiene típicamente un índice de bromo en el intervalo de aproximadamente 10 a aproximadamente 200, más típicamente de aproximadamente 10 a aproximadamente 100, y lo más típicamente de 10 a 60.

Se puede separar la corriente C₁₀₊, por cualquier medio adecuado tal como destilación, en una corriente de fuelóleo que comprende hidrocarburos que tienen más de 10 átomos de carbono por molécula, y en una corriente DCPD.

Se puede poner en contacto la corriente C₅ - C₉ con un catalizador de hidrogenación selectivo, en una primera zona de reacción y en presencia de hidrógeno, para hidrogenar al menos una parte de las diolefinas, alquinos y estireno contenidos en la corriente C₅ - C₉, formando así un segundo efluente que tiene un índice de bromo inferior al de la corriente C₅ - C₉.

Se puede hacer trabajar la primera zona de reacción como un paso de procedimiento por lotes o bien, preferiblemente, como un paso de procedimiento continuo. En este último modo de trabajo se puede emplear un lecho de catalizador sólido o un lecho de catalizador móvil o un lecho de catalizador fluidizado. Cualquiera de estos modos de trabajo presenta ventajas e inconvenientes, y los expertos en la técnica pueden seleccionar el más adecuado para una alimentación y catalizador particulares.

El catalizador de hidrogenación selectivo puede ser cualquier composición eficaz para hidrogenar selectivamente diolefinas C₅ a olefinas C₅. Más particularmente, el catalizador de hidrogenación selectivo puede comprender, consistir en, o consistir esencialmente en un primer componente que comprende un material que contiene paladio seleccionado del grupo consistente en paladio metálico, óxidos de paladio y combinaciones de dos o más cualesquiera de los mismos; y un segundo componente seleccionado del grupo consistente en plata o un haluro de metal alcalino. Cuando el segundo componente es plata, se puede potenciar adicionalmente el catalizador con un fluoruro de metal alcalino. En la patente de EE.UU. n° 5,866,735 y en la patente de EE.UU. n° 5,510,550, que se incorporan cada una en la presente memoria por referencia, se describen catalizadores de hidrogenación selectivos adecuados y métodos para fabricarlos. Preferiblemente, el catalizador de hidrogenación selectivo comprende paladio, plata y fluoruro de potasio o bien paladio y yoduro de potasio. Metal alcalino, tal como se emplea en la presente memoria, incluye litio, sodio, potasio, rubidio, cesio y francio.

La hidrogenación en la primera zona de reacción se lleva a cabo preferiblemente en condiciones de reacción eficaces para hidrogenar hidrocarburos insaturados. La temperatura de reacción se sitúa más particularmente en el intervalo de aproximadamente 37,8°C (100°F) a aproximadamente 316°C (600°F), con preferencia de aproximadamente 65,6°C (150°F) a aproximadamente 204°C (400°F), y lo más preferiblemente de 65,6°C (150°F) a 188°C (370°F). La presión de contacto puede variar de aproximadamente 105 kPa (a) (15 psia) a aproximadamente 6.895 kPa (a) (1.000 psia), con preferencia de aproximadamente 345 kPa (a) (50 psia) a aproximadamente 3.445 kPa (a) (500 psia), y lo más preferiblemente de 1.035 kPa (a) (150 psia) a 3.445 kPa (a) (500 psia). La WHSV puede situarse en el intervalo de aproximadamente 0,1 hora⁻¹ a aproximadamente 40 hora⁻¹, con preferencia de aproximadamente 0,25 hora⁻¹ a aproximadamente 20 hora⁻¹, y lo más preferiblemente de 1,0 hora⁻¹ a 10 hora⁻¹.

La relación de hidrógeno a hidrocarburo puede situarse en el intervalo de aproximadamente 1,8 a aproximadamente 895 metros cúbicos estándar de hidrógeno por metro cúbico de hidrocarburo (de aproximadamente 10 a aproximadamente 5.000 pies cúbicos estándar de hidrógeno por barril de hidrocarburo), con preferencia de aproximadamente 3,6 a aproximadamente 445 metros cúbicos estándar de hidrógeno por metro cúbico de hidrocarburo (de aproximadamente 20 a aproximadamente 2.500 pies cúbicos estándar de hidrógeno por barril de hidrocarburo), y lo más preferiblemente de 17,8 a 178 metros cúbicos estándar de hidrógeno por metro cúbico de hidrocarburo (de 100 a 1.000 pies cúbicos estándar de hidrógeno por barril de hidrocarburo).

Se puede separar el segundo efluente, por cualquier medio adecuado tal como destilación, en una corriente C₆ - C₉ que comprende hidrocarburos que, por molécula, tienen átomos de carbono en el intervalo de 6, e incluyéndolo, a 9, e incluyéndolo, y en una corriente de olefina C₅ que comprende olefinas C₅.

Se puede poner en contacto la corriente C₆ - C₉ con un catalizador de hidrodesulfuración, como se describe en la primera realización, en una segunda zona de reacción y en presencia de hidrógeno, para desulfurar al menos una parte de los compuestos que contienen azufre contenidos en la corriente C₆ - C₉ y saturar sustancialmente la mayor parte de los compuestos olefínicos y diolefínicos contenidos en la corriente C₆ - C₉, formando así una corriente BTX que comprende benceno, tolueno y xileno. La corriente BTX contiene preferiblemente menos de aproximadamente 2 ppm en peso, con más preferencia menos de aproximadamente 1,5 ppm en peso, y lo más preferiblemente menos de 1,0 ppm en peso de azufre, basado en el peso total de la corriente BTX. La corriente BTX también tiene preferiblemente un índice de bromo en el intervalo de aproximadamente 0 a aproximadamente 2, con más preferencia de aproximadamente 0 a aproximadamente 1, y lo más preferiblemente de 0 a 0,5.

Se puede hacer trabajar la segunda zona de reacción como un paso de procedimiento por lotes o bien, preferiblemente, como un paso de procedimiento continuo. En este último modo de trabajo se puede emplear un lecho de catalizador sólido o un lecho de catalizador móvil o un lecho de catalizador fluidizado. Cualquiera de estos modos de trabajo presenta ventajas e inconvenientes, y los expertos en la técnica pueden seleccionar el más adecuado para una alimentación y catalizador particulares.

La hidrodesulfuración en la segunda zona de reacción se lleva a cabo preferiblemente en condiciones de reacción eficaces para reducir el contenido de azufre de hidrocarburos que contienen azufre y eficaces para saturar hidrocarburos olefínicos. La temperatura de reacción se sitúa más particularmente en el intervalo de aproximadamente 149°C (300°F) a aproximadamente 427°C (800°F); con preferencia de aproximadamente 204°C (400°F) a aproximadamente 371°C (700°F); y lo más preferiblemente de 260°C (500°F) a 343°C (650°F). La presión de contacto puede variar de aproximadamente 105 kPa (a) (15 psia) a aproximadamente 6.895 kPa (a) (1.000 psia), con preferencia de aproximadamente 345 kPa (a) (50 psia) a aproximadamente 3.445 kPa (a) (500 psia), y lo más preferiblemente de 1.035 kPa (a) (150 psia) a 3.445 kPa (a) (500 psia). La WHSV puede situarse en el intervalo de aproximadamente 0,1 hora⁻¹ a aproximadamente 40 hora⁻¹, con preferencia de aproximadamente 0,25 hora⁻¹ a aproximadamente 20 hora⁻¹, y lo más preferiblemente de 1,0 hora⁻¹ a 10 hora⁻¹. La relación de hidrógeno a hidrocarburo puede situarse en el intervalo de aproximadamente 1,8 a aproximadamente 895 metros cúbicos estándar de hidrógeno por metro cúbico de hidrocarburo (de aproximadamente 10 a aproximadamente 5.000 pies cúbicos estándar de hidrógeno por barril de hidrocarburo), con preferencia de aproximadamente 3,6 a aproximadamente 445 metros cúbicos estándar de hidrógeno por metro cúbico de hidrocarburo (de aproximadamente 20 a aproximadamente 2.500 pies cúbicos estándar de hidrógeno por barril de hidrocarburo), y lo más preferiblemente de 17,8 a 178 metros cúbicos estándar de hidrógeno por metro cúbico de hidrocarburo (de 100 a 1.000 pies cúbicos estándar de hidrógeno por barril de hidrocarburo).

La corriente DCPD producida en la primera, segunda o tercera realización puede comprender al menos aproximadamente 70% en peso de DCPD, con preferencia al menos aproximadamente 75% en peso de DCPD, y lo más preferiblemente al menos 80% en peso de DCPD, basado en el peso total de la corriente DCPD, y tiene un color Pt-Co, que es inferior a aproximadamente 30, preferiblemente inferior a aproximadamente 28, y lo más preferiblemente inferior a 25. El color Pt-Co, tal como se emplea en la presente memoria, se define como el color del líquido medido según el método ASTM D-1209.

Para evitar la producción de cuerpos coloreados procedentes de la reacción de DCPD y otros compuestos de hidrocarburo con oxígeno o herrumbre, la primera columna de separación, el primer condensador de cabeza, el primer rehervidor, la segunda columna de separación, el segundo condensador de cabeza y el segundo rehervidor deben ser hechos trabajar en ausencia sustancial de herrumbre y de oxígeno. Más particularmente, se prefiere hacer trabajar la primera columna de separación, primer condensador de cabeza, primer rehervidor, segunda columna de separación, segundo condensador de cabeza y segundo rehervidor, y cualquier equipo auxiliar, en un modo estanco al aire. Así mismo, se prefiere limpiar, ya sea químicamente o de otro modo, antes de su uso en el procedimiento de la invención la primera columna de separación, primer condensador de cabeza, primer rehervidor, segunda columna de separación, segundo condensador de cabeza, segundo rehervidor, y cualquier equipo auxiliar, para eliminar sustancialmente toda la herrumbre contenida en ellos.

Se describirá ahora el procedimiento de la presente invención, con referencia a las Figuras.

Haciendo referencia a la Figura 1 y la primera realización de la presente invención, un material de alimentación de

hidrocarburo entra en un recipiente 100, que define una zona de calentamiento, a través del conducto 102, formando así un primer efluente. Se retira el primer efluente del recipiente 100 a través del conducto 104. Después se introduce el primer efluente en una primera columna 106 de separación, que define una primera zona de separación, a través del conducto 104, y se separa en una corriente C_{6+} y una corriente de diolefina C_5 . Se retira la corriente de diolefina C_5 de la primera columna 106 de separación a través del conducto 108 y se retira la corriente C_{6+} de la primera columna 106 de separación a través del conducto 110. Después se introduce la corriente C_{6+} en una segunda columna 112 de separación, que define una segunda zona de separación, a través del conducto 110, y se separa en una corriente $C_6 - C_9$ y una corriente C_{10+} . Se retira la corriente $C_6 - C_9$ de la segunda columna 112 de separación a través del conducto 114 y se retira la corriente C_{10+} de la segunda columna 112 de separación a través del conducto 116. Después se cargan la corriente $C_6 - C_9$ y una corriente de hidrógeno a un primer reactor 118, que define una primera zona de reacción, a través de conductos 114 y 120, respectivamente, y entran en contacto con un catalizador de hidrogenación contenido dentro de la primera zona de reacción, formando así un segundo efluente. Se retira el segundo efluente del primer reactor 118 a través del conducto 122. Después se cargan el segundo efluente y una corriente de hidrógeno a un segundo reactor 124, que define una segunda zona de reacción, a través de conductos 122 y 126, respectivamente, y entran en contacto con un catalizador de hidrosulfuración contenido dentro de la segunda zona de reacción, formando así una corriente BTX. Se retira la corriente BTX del segundo reactor 124 a través del conducto 128.

Se introduce la corriente C_{10+} en una tercera columna 130 de separación, que define una tercera zona de separación, a través del conducto 116, y se separa en una corriente DCPD y una corriente de fuelóleo. Se retira la corriente DCPD de la tercera columna 130 de separación a través del conducto 132 y se retira la corriente de fuelóleo de la tercera columna 130 de separación a través del conducto 134.

Haciendo referencia ahora a la Figura 2 y la segunda forma de realización de la presente invención, un material de alimentación de hidrocarburo entra en un recipiente 200, que define una zona de calentamiento, a través del conducto 202, formando así un primer efluente. Se retira el primer efluente del recipiente 200 a través del conducto 204. Después se introduce el primer efluente en una primera columna 206 de separación, que define una primera zona de separación, a través del conducto 204, y se separa en una corriente $C_5 - C_9$ y una corriente C_{10+} . Se retira la corriente $C_5 - C_9$ de la primera columna 206 de separación a través del conducto 208 y se retira la corriente C_{10+} de la primera columna 206 de separación a través del conducto 210. Después se cargan la corriente $C_5 - C_9$ y una corriente de hidrógeno a un primer reactor 212, que define una primera zona de reacción, a través de conductos 208 y 214, respectivamente, y entran en contacto con un catalizador de hidrogenación contenido dentro de la primera zona de reacción, formando así un segundo efluente. Se retira el segundo efluente del primer reactor 212 a través del conducto 216. Después se introduce el segundo efluente en una segunda columna 218 de separación, que define una segunda zona de separación, a través del conducto 216, y se separa en una corriente $C_6 - C_9$ y una corriente de olefina C_5 . Se retira la corriente de olefina C_5 de la segunda columna 218 de separación a través del conducto 220 y se retira la corriente $C_6 - C_9$ de la segunda columna 218 de separación a través del conducto 222. Después se cargan la corriente $C_6 - C_9$ y una corriente de hidrógeno en un segundo reactor 224, que define una segunda zona de reacción, a través de conductos 222 y 226, respectivamente, y entran en contacto con un catalizador de hidrosulfuración contenido dentro de la segunda zona de reacción, formando así una corriente BTX que se retira de segundo reactor 224 a través del conducto 228.

Se introduce la corriente C_{10+} en una tercera columna 230 de separación, que define una tercera zona de separación, a través del conducto 210, y se separa en una corriente DCPD y una corriente de fuelóleo. Se retira la corriente DCPD de la tercera columna 230 de separación a través del conducto 232 y se retira la corriente de fuelóleo de la tercera columna 230 de separación a través del conducto 234.

Se proporciona el siguiente ejemplo para ilustrar adicionalmente esta invención y no debe considerarse como indebidamente limitante del alcance de esta invención.

Ejemplo

Este ejemplo ilustra la mejora de una corriente de gasolina de pirólisis mediante el uso del procedimiento de la invención como se ha descrito más arriba en la primera realización.

Se cargó una corriente de gasolina de pirólisis procedente de un tanque de almacenamiento de una planta química a una zona de calentamiento (un dimerizador) a una temperatura de entrada de aproximadamente 119°C (246°F) y una temperatura de salida de aproximadamente 133°C (271°F), formando así un primer efluente. Después se separó el primer efluente en una corriente de diolefina C_5 y una corriente C_{6+} en una primera columna de separación (despentanizador). Después se cargó la corriente C_{6+} en una segunda columna de separación que tenía una parte inferior, una parte superior y una parte intermedia que contenían relleno estructurado, teniendo la parte intermedia 58 platos teóricos. El punto de introducción del primer efluente en la parte intermedia estaba aproximadamente en la 15ª bandeja teórica. La primera corriente de cabeza en forma de vapor de la parte superior de la segunda columna de separación estaba a una presión de aproximadamente 8,3 kPa (a) (1,2 psia) y una temperatura de 87,2°C (189°F). El condensador de cabeza de la segunda columna de separación condensó la primera corriente de cabeza en forma de vapor para producir un condensado líquido con una temperatura de aproximadamente 12,8°C (55°F), y proporcionó una corriente de reflujo con una relación de reflujo de aproximadamente 0,30. Se hizo trabajar el

rehevador de la segunda columna de separación a una temperatura de aproximadamente 108°C (227°F). Del condensador de la segunda columna de separación se retiró una corriente C₆ - C₉, y del rehevador de la segunda columna de separación se retiró una corriente C₁₀₊. Después se cargó la corriente C₁₀₊ a una tercera columna de separación que tenía una parte inferior, una parte superior y una parte intermedia que contenían relleno estructurado, teniendo la parte intermedia 9 platos teóricos. El punto de introducción de la corriente C₁₀₊ a la parte intermedia estaba aproximadamente en la 6ª bandeja teórica. La segunda corriente de cabeza en forma de vapor de la parte superior de la tercera columna de separación estaba a una presión de aproximadamente 11 kPa (a) (1,6 psia) y una temperatura de 87,2°C (189°F). El condensador de cabeza de la tercera columna de separación condensó la segunda corriente de cabeza en forma de vapor para producir un condensado líquido con una temperatura de aproximadamente 34°C (94°F), y proporcionó una corriente de reflujo con una relación de reflujo de aproximadamente 0,44. Se hizo trabajar el rehevador de la tercera columna de separación a una temperatura de aproximadamente 92,5°C (198,5°F). Del condensador de la tercera columna de separación se retiró una corriente DCPD, y del rehevador de la tercera columna de separación se retiró una corriente de fuelóleo.

Se combinó la corriente C₆ - C₉ de la segunda columna de separación con una corriente de gasolina bruta prefraccionada ("gasolina prefrac") para formar una corriente combinada, y se puso en contacto la corriente combinada con un catalizador de hidrogenación que contenía 0,75% en peso de paladio (obtenido de Engelhard Corporation, Iselin, NJ, bajo la denominación de producto E347), en presencia de hidrógeno, a una presión de aproximadamente 2.585 kPa (a) (375 psia), en un reactor con una temperatura de entrada de aproximadamente 74,4°C (166°F). El diferencial de temperatura a través del reactor se controló reciclando una parte del efluente del reactor, que había sido enfriado mediante un intercambiador de calor, a la parte media del reactor. Se ajustó la tasa de reciclaje para mantener una temperatura de salida de aproximadamente 132°C (270°F). La corriente combinada parcialmente hidrogenada en la salida del reactor constituye un segundo efluente. Se puso en contacto el segundo efluente con un catalizador de hidrosulfuración que comprendía níquel y molibdeno (obtenido de Akzo Nobel NV, Arnhem, NL, bajo la denominación de producto KF840), en presencia de hidrógeno, a una presión de aproximadamente 2.380 kPa (a) (345 psia), una temperatura de entrada de aproximadamente 288°C (550°F), y una temperatura de salida de aproximadamente 321°C (610°F), produciendo así una corriente BTX.

En la tabla se ofrecen análisis de composición de la corriente de gasolina de pirólisis, primer efluente, corriente de diolefina C₅, corriente C₆ - C₉, gasolina prefrac., corriente DCPD, corriente combinada, segundo efluente y corriente BTX, analizados por cromatografía de gases y normalizados para sumar 100% en peso o 100% en volumen líquido.

TABLA

Componente	Corriente de gas. pirol. % en peso	Primer efluente % en peso	Corriente de diolefina C ₃ % en peso	Corriente C ₆ -C ₉ % en peso	Gas. prefrac. % en peso	Corriente DCPD % en peso	Corriente combinada % VI	Segundo efluente % VI	Corriente BTX % VI
Butadieno (BD)	0,37	0,35	2,16	----	----	----	----	----	----
C ₄ 's ¹	0,20	0,19	1,25	----	----	----	----	----	----
CPD	3,70	0,86	5,15	0,10	----	0,18	----	----	----
C ₃ 's ²	14,07	13,85	89,25 ⁶	----	2,86	----	2,93 ¹¹	2,46 ¹¹	1,33 ¹¹
Benceno	46,18	45,58	----	79,68	39,63	----	65,17	64,90	63,96
Tolueno	3,23	3,21	----	5,65	24,87	----	9,38	9,35	9,09
Estireno	0,96	0,36	----	1,77	13,08	----	4,83	0,06	----
C ₆ - C ₉ ³	4,52 ⁷	4,52 ⁷	2,16	10,63	15,59 ⁹	0,02	10,97	14,65	17,29
DCPD	17,75	20,20	0,03	1,84	----	83,72	----	----	----
C ₁₀ + ⁴	9,02 ⁷	10,88 ⁷	----	0,33	3,97 ¹⁰	16,08	6,72 ¹⁰	8,58 ¹⁰	8,33 ¹⁰
Total	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Color Pt/Co	100+ ⁷	100+ ⁷	ND	100+ ⁷	ND	21	ND	ND	ND
Índice de bromo ¹²	ND ⁸	ND	ND	ND	ND	ND	28,4	10,9	0,58
Azufre total, ppm en peso	ND	ND	ND	ND	ND	ND	58,9	ND	0,3

1 - excluyendo BD; 2 - excluyendo CPD; 3 - excluyendo benceno, tolueno y estireno; 4 - excluyendo DCPD; 5 - % VI = % en volumen líquido
6 - punto de ruptura de C₃'s en la corriente de diolefina C₃; pentanos y ciclopentano = 1,80% en peso; pentenos = 38,80% en peso; isopreno = 15,55% en peso; piperileno = 28,99% en peso; otras diolefinas C₃ = 4,07% en peso; total global de diolefinas C₃ = 87,41% en peso;
7 - estimado : 8 - ND = no determinado; 9 - incluye hidrocarburos C₆ - C₉ excluyendo benceno, tolueno y estireno; 10 - incluye hidrocarburos C₉+ 11 - incluye hidrocarburos C₃ y más ligeros; 12 - Gramos de Br/100 gramos de muestra.

De los datos de la Tabla se desprende fácilmente que el procedimiento para mejorar un material de alimentación de hidrocarburo que comprende olefinas C₅, diolefinas C₅, CPD, DCPD y compuestos aromáticos (BTX) da como resultado la producción de una corriente DCPD purificada (83,72% en peso de DCPD), una corriente de diolefina C₅ purificada (87,41% en peso de diolefinas C₅) y una corriente BTX purificada (73,05% en volumen líquido de benceno y tolueno).

5

Además, la corriente DCPD producida por el procedimiento de la invención tiene un índice de color Pt/Co de 21, que está muy por debajo de 30, la especificación típica para corrientes de producto de DCPD.

Además, el azufre total de la corriente BTX fue 99,5% inferior al azufre total de la corriente combinada, y el índice de bromo de la corriente BTX fue 98,0% inferior al índice de bromo de la corriente combinada, lo que indica una concentración muy inferior de olefina en la corriente BTX.

10

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para mejorar hidrocarburos que comprende los pasos de calentar un material de alimentación de hidrocarburo que comprende CPD, DCPD, diolefinas C₅, benceno, tolueno y xileno en una zona de calentamiento para dimerizar CPD a DCPD; separar una corriente C₁₀₊ y separar dicha corriente C₁₀₊ en una corriente de fuelóleo y una corriente DCPD que comprende DCPD, procedimiento que comprende los pasos de
 - a) calentar un material de alimentación de hidrocarburo que comprende CPD, DCPD, diolefinas C₅, benceno, tolueno y xileno en una zona de calentamiento, para dimerizar CPD a DCPD, formando así un primer efluente;
 - b) separar dicho primer efluente en una corriente C₆₊ y una corriente de diolefina C₅ que comprende diolefinas C₅;
 - c) separar dicha corriente C₆₊ en una corriente C₆ - C₉ y una corriente C₁₀₊;
 - d) separar dicha corriente C₁₀₊ en una corriente de fuelóleo y una corriente DCPD que comprende DCPD; y
 - e) hidrotratar dicha corriente C₆ - C₉ para formar así una corriente BTX que comprende benceno, tolueno y xileno.
2. Un procedimiento según la reivindicación 1, en donde el paso e) se caracteriza además por incluir los pasos de: poner en contacto dicha corriente C₆ - C₉ con un catalizador de hidrogenación, en una primera zona de reacción y en presencia de hidrógeno, para hidrogenar al menos una parte de las olefinas, diolefinas, alquinos y estireno contenidos en dicha corriente C₆ - C₉, formando así un segundo efluente; y poner en contacto dicho segundo efluente con un catalizador de hidrodesulfuración, en una segunda zona de reacción y en presencia de hidrógeno, para desulfurar al menos una parte de los compuestos que contienen azufre y saturar sustancialmente la mayoría de los compuestos olefínicos contenidos en dicho segundo efluente, formando así dicha corriente BTX.
3. Un procedimiento según la reivindicación 2, en donde dicho catalizador de hidrogenación comprende un metal del Grupo VIII seleccionado del grupo consistente en hierro, cobalto, níquel, rutenio, rodio, paladio, osmio, iridio, platino y combinaciones de dos o más cualesquiera de los mismos.
4. Un procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 2-3 precedentes, en donde dicho catalizador de hidrodesulfuración comprende un metal del Grupo VIII seleccionado del grupo consistente en hierro, cobalto, níquel, rutenio, rodio, paladio, osmio, iridio, platino y combinaciones de dos o más cualesquiera de los mismos, y un metal del Grupo VIB seleccionado del grupo consistente en cromo, molibdeno, wolframio y combinaciones de dos o más cualesquiera de los mismos.
5. Un procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 2-4 precedentes, en donde dicho catalizador de hidrodesulfuración comprende níquel y molibdeno.
6. Un procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1-5 precedentes, en donde el calentamiento en el paso a) se realiza a una temperatura en el intervalo de 37,8°C a 232°C (100°F a 450°F).
7. Un procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1-6 precedentes, en donde el paso c) se caracteriza además por incluir los pasos de: proporcionar una columna de separación, un condensador de cabeza y un rehervidor, definiendo dicha columna de separación una zona de separación que tiene una parte superior, una parte inferior y una parte intermedia, comprendiendo dicha parte intermedia de dicha zona de separación al menos 50 platos teóricos; eliminar sustancialmente toda la herrumbre contenida en dicha columna de separación, dicho condensador de cabeza y dicho rehervidor; introducir dicha corriente C₆ en dicha parte intermedia de dicha zona de separación; permitir que una corriente de cabeza en forma de vapor que comprende hidrocarburos C₆ - C₉, y que tiene una presión en el intervalo de 3,44 kPa a 20,7 kPa (0,5 psia a 3,0 psia) y una temperatura en el intervalo de 71,1°C a 93,3°C (160°F a 200°F), pase desde dicha parte superior de dicha columna de separación a dicho condensador de cabeza; condensar al menos una parte de dicha corriente de cabeza en forma de vapor en dicho condensador de cabeza formando así un condensado que tiene una temperatura en el intervalo de 10°C a 32,2°C (50°F a 90°F); hacer refluir al menos una parte de dicho condensado desde dicho condensador de cabeza a dicha parte superior de dicha zona de separación; permitir que una corriente de colas líquida que comprende hidrocarburos C₁₀₊ pase desde dicha parte inferior de dicha columna de separación a dicho rehervidor; rehervir al menos una parte de dicha corriente de colas líquida en dicho rehervidor a una temperatura en el intervalo de 98,8°C a 121,1°C (210°F a 250°F) formando así una corriente rehervida; introducir dicha corriente rehervida en dicha parte inferior de dicha zona de separación; recuperar la parte restante de dicha corriente de colas líquida desde dicho rehervidor formando así dicha corriente C₁₀₊; y recuperar la parte restante de dicho condensado desde dicho condensador de cabeza formando así dicha corriente C₆ - C₉.
8. Un procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1-7 precedentes, en donde el paso d) se caracteriza además por incluir los pasos de: proporcionar una columna de separación, un condensador de cabeza y un rehervidor, definiendo dicha columna de separación una zona de separación que tiene una parte superior, una parte inferior y una parte intermedia,

- comprendiendo dicha parte intermedia de dicha zona de separación al menos 9 platos teóricos;
eliminar sustancialmente toda la herrumbre contenida en dicha columna de separación, dicho condensador de cabeza y dicho rehervidor;
introducir dicha corriente C₁₀₊ en dicha parte intermedia de dicha zona de separación;
- 5 permitir que una corriente de cabeza en forma de vapor que comprende DCPD, y que tiene una presión en el intervalo de 0,689 kPa a 13,78 kPa (0,1 psia a 2,0 psia) y una temperatura en el intervalo de 71,1°C a 93,3°C (160°F a 200°F) pase desde dicha parte superior de dicha zona de separación a dicho condensador de cabeza;
condensar al menos una parte de dicha corriente de cabeza en forma de vapor en dicho condensador de cabeza formando así un condensado que tiene una temperatura en el intervalo de 26,7°C a 37,8°C (80°F a 100°F);
- 10 hacer refluir al menos una parte de dicho condensado a dicha parte superior de dicha zona de separación;
permitir que una corriente de colas líquida pase desde dicha parte inferior de dicha zona de separación a dicho rehervidor;
rehervir al menos una parte de dicha corriente de colas líquida en dicho rehervidor a una temperatura en el intervalo de 87,8°C a 115,5°C (190°F a 240°F) formando así una corriente rehervida;
- 15 introducir dicha corriente rehervida en dicha parte inferior de dicha zona de separación;
recuperar la parte restante de dicho condensado desde dicho condensador de cabeza formando así dicha corriente DCPD que comprende DCPD; y
recuperar la parte restante de dicha corriente de colas líquida desde dicho rehervidor formando así dicha corriente de fuelóleo.
- 20 9. Un procedimiento para mejorar hidrocarburos que comprende los pasos de calentar un material de alimentación de hidrocarburo que comprende CPD, DCPD, diolefinas C₅, benceno, tolueno y xileno en una zona de calentamiento para dimerizar CPD a DCPD; separar una corriente C₁₀₊ y separar dicha corriente C₁₀₊ en una corriente de fuelóleo y una corriente DCPD que comprende DCPD, que comprende los pasos de:
- 25 a) calentar un material de alimentación de hidrocarburo que comprende CPD, DCPD, diolefinas C₅, benceno, tolueno y xileno en una zona de calentamiento, para dimerizar CPD a DCPD, formando así un primer efluente;
b) separar dicho primer efluente en una corriente C₅ - C₉ y una corriente C₁₀₊;
- 30 c) separar dicha corriente C₁₀₊ en una corriente de fuelóleo y una corriente DCPD que comprende DCPD;
d) poner en contacto dicha corriente C₅ - C₉ con un catalizador de hidrogenación selectivo, en una primera zona de reacción y en presencia de hidrógeno, para hidrogenar al menos una parte de las diolefinas, alquinos y estireno contenidos en dicha corriente C₅ - C₉, formando así un segundo efluente;
- 35 e) separar dicho segundo efluente en una corriente C₆ - C₉ y una corriente de olefina C₅ que comprende olefinas C₅;
f) poner en contacto dicha corriente C₆ - C₉ con un catalizador de hidrodesulfuración, en una segunda zona de reacción y en presencia de hidrógeno, para desulfurar al menos una parte de los compuestos que contienen azufre contenidos en dicha corriente C₆ - C₉ y saturar sustancialmente la mayoría de los compuestos olefínicos contenidos en dicha corriente C₆ - C₉, formando así una corriente BTX que comprende benceno, tolueno y xileno.
10. Un procedimiento según la reivindicación 9, en donde dicho catalizador de hidrogenación selectivo comprende un material que contiene paladio seleccionado del grupo consistente en paladio metálico, óxidos de paladio y combinaciones de dos o más cualesquiera de los mismos, y un componente seleccionado del grupo consistente en plata, un haluro de metal alcalino y combinaciones de dos o más cualesquiera de los mismos.
- 40 11. Un procedimiento según la reivindicación 9, en donde dicho catalizador de hidrogenación selectivo comprende un material que contiene paladio seleccionado del grupo consistente en paladio metálico, óxidos de paladio y combinaciones de dos o más cualesquiera de los mismos, y un yoduro de metal alcalino.
12. Un procedimiento según la reivindicación 9, en donde dicho catalizador de hidrogenación comprende paladio, plata y fluoruro de potasio.
- 45 13. Un procedimiento según la reivindicación 9, en donde dicho catalizador de hidrogenación selectivo comprende un material que contiene paladio seleccionado del grupo consistente en paladio metálico, óxidos de paladio y combinaciones de dos o más cualesquiera de los mismos, y un yoduro de potasio.
14. Un procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 9-13 precedentes, en donde dicho catalizador de hidrodesulfuración comprende un metal del Grupo VIII seleccionado del grupo consistente en hierro, cobalto, níquel, rutenio, rodio, paladio, osmio, iridio, platino y combinaciones de dos o más cualesquiera de los mismos y un metal del grupo VIB seleccionado del grupo consistente en cromo, molibdeno, wolframio y combinaciones de dos o más cualesquiera de los mismos.
- 50 15. Un procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 9-14 precedentes, en donde dicho catalizador de hidrodesulfuración comprende níquel y molibdeno.
- 55 16. Un procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 9-15 precedentes, en donde el calentamiento en el paso a) se realiza a una temperatura en el intervalo de 37,7°C a 232°C (100°F a 450°F).
17. Un procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 9-16 precedentes, en donde el paso b) se caracteriza además por incluir los pasos de:

- proporcionar una columna de separación, un condensador de cabeza y un rehervidor, definiendo dicha columna de separación una zona de separación que tiene una parte superior, una parte inferior y una parte intermedia, comprendiendo dicha parte intermedia de dicha zona de separación al menos 50 platos teóricos;
eliminar sustancialmente toda la herrumbre contenida en dicha columna de separación, dicho condensador de cabeza y dicho rehervidor;
5 introducir dicho primer efluente en dicha parte intermedia de dicha zona de separación;
permitir que una corriente de cabeza en forma de vapor que comprende hidrocarburos $C_5 - C_9$, y que tiene una presión en el intervalo de 3,45 kPa a 20,67 kPa (0,5 psia a 3,0 psia) y una temperatura en el intervalo de 71,1°C a 93,3°C (160°F a 200°F), pase desde dicha parte superior de dicha columna de separación a dicho condensador de cabeza;
10 condensar al menos una parte de dicha corriente de cabeza en forma de vapor en dicho condensador de cabeza formando así un condensado que tiene una temperatura en el intervalo de 10°C a 32,2°C (50°F a 90°F);
hacer refluir al menos una parte de dicho condensado desde dicho condensador de cabeza a dicha parte superior de dicha zona de separación;
15 permitir que una corriente de colas líquida que comprende hidrocarburos C_{10+} pase desde dicha parte inferior de dicha columna de separación a dicho rehervidor;
rehervir al menos una parte de dicha corriente de colas líquida en dicho rehervidor a una temperatura en el intervalo de 98,8°C a 121,1°C (210°F a 250°F) formando así una corriente rehervida y una parte restante de dicha primera corriente de colas líquidas;
20 introducir dicha corriente rehervida en dicha parte inferior de dicha zona de separación;
recuperar la parte restante de dicha corriente de colas líquida desde dicho rehervidor formando así dicha corriente C_{10+} ; y
recuperar la parte restante de dicho condensado desde dicho condensador de cabeza formando así dicha corriente $C_5 - C_9$.
- 25 18. Un procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 9-17 precedentes, en donde el paso c) se caracteriza además por incluir los pasos de:
proporcionar una columna de separación, un condensador de cabeza y un rehervidor, definiendo dicha columna de separación una zona de separación que tiene una parte superior, una parte inferior y una parte intermedia, comprendiendo dicha parte intermedia de dicha zona de separación al menos 9 platos teóricos;
30 eliminar sustancialmente toda la herrumbre contenida en dicha columna de separación, dicho condensador de cabeza y dicho intercambiador de calor;
introducir dicha corriente C_{10+} en dicha parte intermedia de dicha zona de separación;
permitir que una corriente de cabeza en forma de vapor que comprende DCPD, y que tiene una presión en el intervalo de 0,689 kPa a 13,78 kPa (0,1 psia a 2,0 psia) y una temperatura en el intervalo de 71,1°C a 93,3°C (160°F a 200°F), pase desde dicha parte superior de dicha zona de separación a dicho condensador de cabeza;
35 condensar al menos una parte de dicha corriente de cabeza en forma de vapor en dicho condensador de cabeza formando así un condensado que tiene una temperatura en el intervalo de 26,7°C a 37,8°C (80°F a 100°F);
hacer refluir al menos una parte de dicho condensado a dicha parte superior de dicha zona de separación;
permitir que una corriente de colas líquida pase desde dicha parte inferior de dicha zona de separación a dicho rehervidor;
40 rehervir al menos una parte de dicha corriente de colas líquida en dicho rehervidor a una temperatura en el intervalo de 87,8°C a 115,5°C (190°F a 240°F) formando así una corriente rehervida;
introducir dicha corriente rehervida en dicha parte inferior de dicha zona de separación;
recuperar la parte restante de dicho condensado desde dicho condensador de cabeza formando así dicha corriente DCPD que comprende DCPD; y
45 recuperar la parte restante de dicha corriente de colas líquida desde dicho rehervidor formando así dicha corriente de fuelóleo.

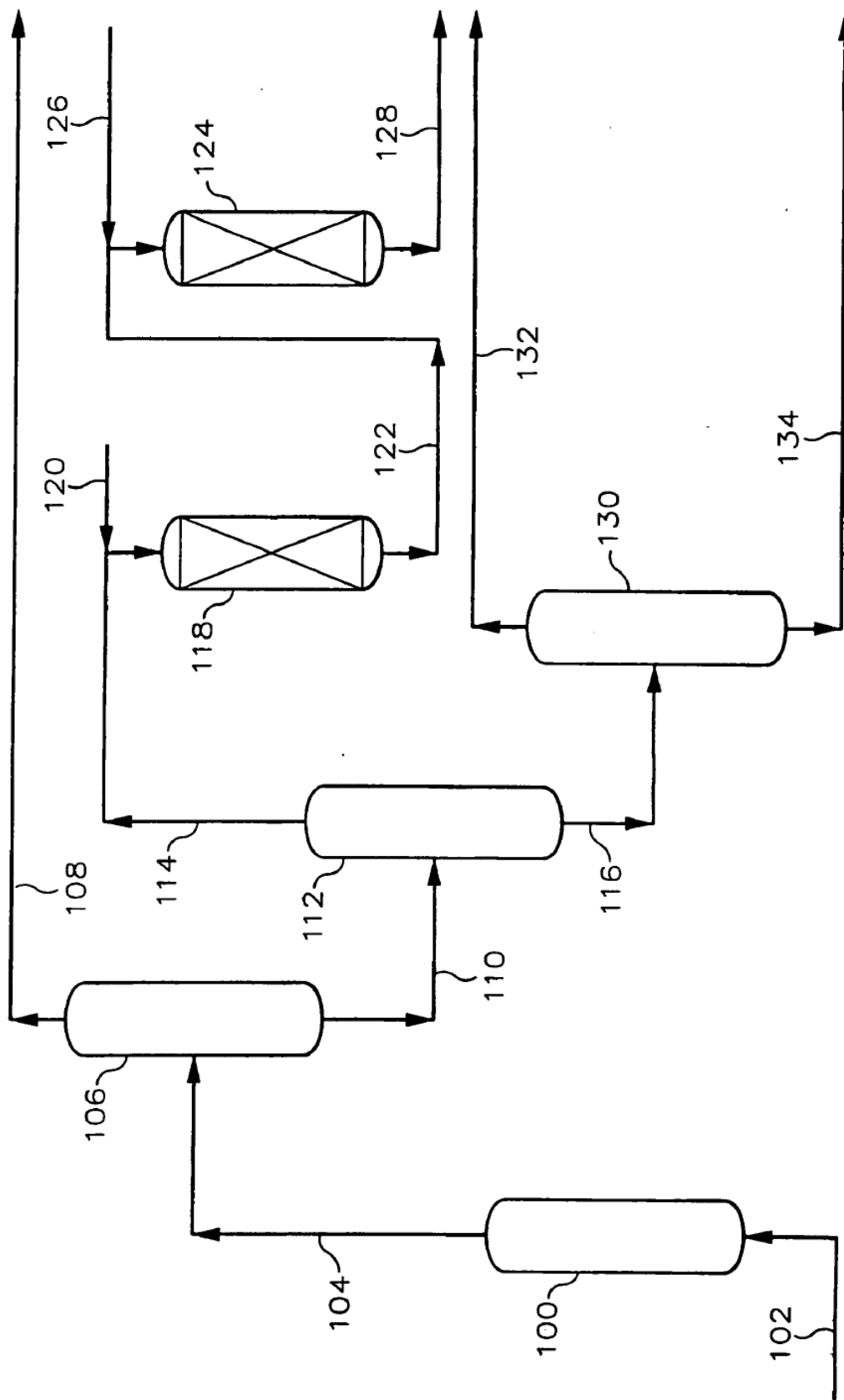


FIG. 1

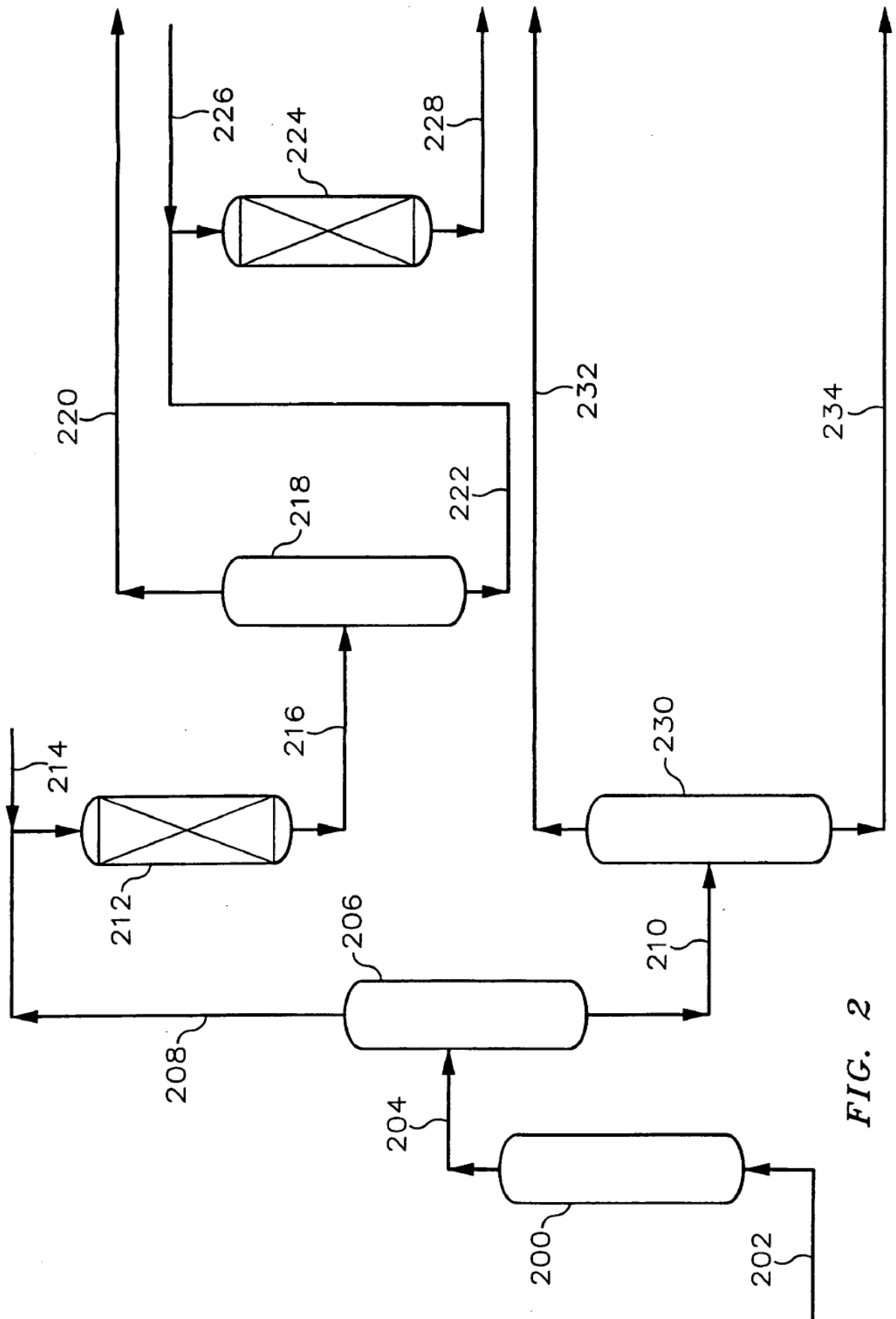


FIG. 2