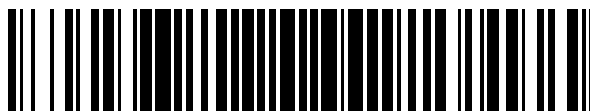


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 389 898**

51 Int. Cl.:
C10G 45/64 (2006.01)
C10G 69/08 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 96 Número de solicitud europea: **03813845 .9**
96 Fecha de presentación: **19.12.2003**
97 Número de publicación de la solicitud: **1572838**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **14.09.2005**

54 Título: **Proceso integrado para producción de aromáticos**

30 Prioridad:
19.12.2002 US 325212

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
02.11.2012

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
02.11.2012

73 Titular/es:
UOP LLC (100.0%)
25 EAST ALGONQUIN ROAD
DES PLAINES, IL 60016-6100, US

72 Inventor/es:
MAHER, GREGORY, F. y
HAMM, DAVID

74 Agente/Representante:
LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 389 898 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 integrado para producción de aromáticos

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

- 5 Esta invención se refiere a un proceso para un complejo de aromáticos que es una combinación de unidades de proceso que pueden utilizarse para convertir nafta en compuestos los intermedios petroquímicos básicos benceno, tolueno y xileno. Basado en un proceso de transalquilación catalizado por metales que trata tolueno no extraído y aromáticos más pesados y un proceso de saturación de olefinas, el esquema de flujo mejorado elimina partes de equipo y pasos de proceso, tales como una columna de fraccionamiento del reformado y una columna de aromáticos pesados, dando como resultado beneficios económicos importantes cuando se produce para-xileno.
- 10 La mayoría de los nuevos complejos de aromáticos están diseñados para maximizar el rendimiento de benceno y para-xileno. El benceno es un bloque de construcción petroquímico versátil utilizado en muchos productos diferentes basados en su derivación, que incluyen etilbenceno, cumeno, y ciclohexano. El para-xileno es también un bloque de construcción importante, que se utiliza casi exclusivamente para la producción de fibras poliéster, resinas, y films formados por ácido tereftálico o compuestos intermedios de tereftalato de dimetilo. De acuerdo con ello, un complejo
- 15 de aromáticos puede configurarse de muchas maneras diferentes dependiendo de los productos deseados, materiales de alimentación disponibles, e inversiones de capital disponibles. Una extensa gama de opciones permite flexibilidad en la variación del balance del abanico de productos de benceno y para-xileno para cumplir requerimientos de procesamiento aguas abajo.
- 20 Un esquema de flujo de un complejo de aromáticos de la técnica anterior ha sido descrito por Meyers en el Meyers en el Handbook of Petroleum Refining Processes, 2ª edición en 1997 por McGraw-Hill.
- 25 US-A-3.996.305 otorgado a Berger describe un esquema de fraccionamiento dirigido fundamentalmente a la transalquilación de tolueno y alquilaromáticos C₉ a fin de producir benceno y xileno. El proceso de transalquilación está combinado también con un proceso de extracción de aromáticos. El esquema de fraccionamiento incluye una sola columna con dos corrientes de entrada y con tres corrientes de salida de la columna para beneficios económicos integrados.
- 30 US-A-4.341.914 otorgado a Berger describe un proceso de transalquilación con reciclo de alquilaromáticos C₁₀ a fin de aumentar el rendimiento de xilenos del proceso. El proceso de transalquilación está integrado también preferiblemente con una zona de separación de para-xileno y una zona de isomerización de xilenos que opera como un bucle continuo que recibe xilenos mixtos procedentes del material de alimentación de la zona de transalquilación y zonas de fraccionamiento del efluente.
- 35 US-A 4.642.406 otorgado a Schmidt describe un proceso de alta severidad para producción de xilenos que emplea una zona de transalquilación que funciona simultáneamente como zona de isomerización sobre un catalizador no metálico. Se produce benceno de alta calidad junto con una mezcla de xilenos, que permite que el para-xileno se separe mediante separación por absorción de la mezcla, haciéndose pasar de nuevo la corriente empobrecida en isómeros a la zona de transalquilación.
- 40 US-A-5.417.844 otorgado a Boitiaux et al. describe un proceso para la deshidrogenación selectiva de olefinas en el craqueo de bencina con vapor en presencia de un catalizador de níquel y se caracteriza porque antes del uso del catalizador, se incorpora un compuesto orgánico que contiene azufre en el catalizador fuera del reactor antes de su utilización.
- 45 US-A-5.658.453 otorgado a Russ et al. describe un proceso integrado de reformación y saturación de olefinas. La reacción de saturación de las olefinas utiliza una fase vapor mixta con adición de hidrógeno gaseoso a un líquido reformado en contacto con un óxido refractario inorgánico que contiene preferiblemente un metal del grupo del platino y opcionalmente un modificador metálico.
- 50 US-A-5.763.720 otorgado a Buchanan et al, describe un proceso de transalquilación para producción de benceno y xilenos por contacto de alquilaromáticos C₉+ con benceno y/o tolueno sobre un catalizador que comprende una zeolita tal como ZSM-12 y un metal noble de hidrogenación tal como platino. Para tratar el catalizador se utiliza azufre o vapor.
- US-A-5.847.256, otorgado a Ichioka et al. describe un proceso para producción de xileno a partir de un material de alimentación que contiene alquilaromáticos C₉ con la ayuda de un catalizador zeolítico que es preferiblemente mordenita con un metal que es preferiblemente renio.
- US 4.053.358 describe un proceso para producción de aromáticos a partir de nafta. El proceso integra un reformador catalítico y una unidad de hidrocrqueo térmico. El propósito de la unidad de hidrocrqueo térmico es desalquilar C₉ y aromáticos más pesados a C₈ y más ligeros. El efluente de la unidad de hidrocrqueo térmico se separa en varios componentes por una serie de columnas de fraccionamiento.

US 6.008.423 describe un proceso para la desproporción y transalquilación relativas de tolueno. El proceso utiliza un catalizador zeolítico que contiene un metal débil en un estado reducido definido que se cree proporciona acidez de Lewis al catalizador.

SUMARIO DE LA INVENCION

5 En el primer aspecto de la presente invención se proporciona un proceso como se define en la reivindicación 1.

Un esquema de flujo de un complejo de aromáticos con un proceso de transalquilación habilitado requiere estabilización del catalizador de transalquilación por la introducción de una función metálica. La habilitación de un proceso de transalquilación para tratar a la vez alquilaromáticos C₁₀ y tolueno no extraído permite realizar las mejoras siguientes del esquema de flujo. Por utilizar tolueno sin hacerlo pasar primeramente a través de una unidad de extracción, el esquema de flujo suprime una columna de fraccionamiento del reformado. La unidad de extracción de capacidad concomitantemente menor se desplaza a la cabeza de una columna de benceno. Por extraer únicamente benceno, se utiliza destilación extractiva simple, dado que un método de extracción líquido-líquido combinado más costoso es preciso únicamente para contaminantes más pesados. Por utilización a la vez de alquilaromáticos C₉ y C₁₀ en una unidad de transalquilación habilitada, el esquema de flujo suprime adicionalmente una columna de aromáticos pesados. Una mejora ulterior del esquema de flujo se consigue por la eliminación de unidades de tratamiento con arcilla a favor de la saturación selectiva de las olefinas a la salida de una unidad de proceso de reformado o de una unidad de proceso de isomerización de alquilaromáticos.

BREVE DESCRIPCIÓN DEL DIBUJO

20 La figura muestra un esquema de flujo de un complejo de aromáticos de la presente invención, que incluye saturación de las olefinas y un catalizador de transalquilación estabilizado con metales.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

La alimentación al complejo puede ser nafta, pero puede ser también gasolina de pirólisis, xilenos mixtos importados, o tolueno importado. La nafta alimentada a un complejo de aromáticos se somete primeramente a hidrotreamiento para eliminar los compuestos de azufre y nitrógeno hasta menos de 0,5 partes por millón en peso antes de hacer pasar la nafta tratada a una unidad de preformación 13. El hidrotreamiento de la nafta tiene lugar por puesta en contacto de la nafta en una línea 10 con un catalizador de hidrotreamiento de nafta en condiciones de hidrotreamiento de nafta en una unidad 11. El catalizador de hidrotreamiento de nafta se compone típicamente de un primer componente de óxido de cobalto u óxido de níquel, junto con un segundo componente de óxido de molibdeno u óxido de wolframio, y un tercer componente soporte de óxido inorgánico, que es típicamente una alúmina de alta pureza. Se obtienen resultados generalmente satisfactorios cuando el componente de óxido de cobalto u óxido de níquel está comprendido en el intervalo de 1 a 5% en peso y el componente de óxido de molibdeno está dentro del intervalo de 6 a 25% en peso. La alúmina (u óxido de aluminio) se ajusta para equilibrar la composición del catalizador de hidrotreamiento de nafta a fin de que la suma de todos los componentes sea 100% en peso. Un catalizador de hidrotreamiento para uso en la presente invención se describe en US-A-5.723.710. Condiciones típicas de hidrotreamiento incluyen una velocidad espacial horaria del líquido (LHSV) de 1,0 a 5,0 h⁻¹, una ratio de hidrógeno a hidrocarburo (o material de alimentación de nafta) de 50 a 135 Nm³/m³, y una presión de 10 a 35 kg/cm².

En la unidad de reformación 13, las parafinas y los naftenos se convierten en aromáticos. Esta es la única unidad en el complejo que crea realmente anillos aromáticos. Las otras unidades del complejo separan los diversos componentes aromáticos en productos individuales y convierten diversas especies aromáticas en productos de mayor valor. La unidad de reformación 13 está diseñada usualmente para funcionar a severidad muy alta, equivalente a producir un reformado de gasolina con Número de Octano Research (RONC) 100 a 106, a fin de maximizar la producción de aromáticos. Esta operación a severidad alta extingue también virtualmente la totalidad de las impurezas no aromáticas en la fracción C₈+ del reformado, y elimina la necesidad de extracción de los aromáticos C₈ y C₉.

En la unidad de reformación 13, la nafta hidrotreamada procedente de una línea 12 se pone en contacto con un catalizador de reformación en condiciones de reformación. El catalizador de reformación se compone típicamente de un primer componente metálico del grupo de platino, un segundo componente metálico modificador, y un tercer componente soporte de óxido inorgánico, que es típicamente alúmina de alta pureza. Se obtienen generalmente resultados satisfactorios cuando el metal del grupo de platino está comprendido en el intervalo de 0,01 a 2,0% en peso y el componente metálico modificador está comprendido en el intervalo de 0,01 a 5% en peso. La alúmina se ajusta para equilibrar la composición del catalizador de hidrotreamiento de nafta a fin de que todos los componentes sumen 100% en peso. El metal del grupo de platino se selecciona de platino, paladio, rodio, rutenio, osmio e iridio. El compuesto metálico del grupo del platino preferido es platino. El modificador metálico puede incluir renio, estaño, germanio, plomo, cobalto, níquel, indio, galio, cinc, uranio, disprosio, talio y mixturas de los mismos. Un catalizador de reformación para uso en la presente invención se describe en US-A-5.665.223. Condiciones típicas de reformación incluyen una velocidad espacial horaria del líquido de 1,0 a 5,0 h⁻¹, una ratio de hidrógeno a hidrocarburo de 1 a 10 moles de hidrógeno por mol de alimentación hidrocarbonada que entra en la zona de

reformación, y una presión de 2,5 a 35 kg/cm². El hidrógeno producido en la unidad de reformación 13 sale por una línea 14.

5 El reformado procedente de la unidad de reformación 13 en una línea 15 se envía a una zona desbutanizadora 53, que comprende típicamente una columna desbutanizadora 20 que desprende los hidrocarburos de las colas ligeras (butanos y más ligeros) en una línea 21. La zona desbutanizadora 53 puede comprender también al menos una zona de saturación de las olefinas 16, que puede estar situada aguas arriba o aguas abajo de la columna desbutanizadora 20. Además, corrientes procedentes de otras unidades en el complejo de aromáticos pueden enviarse también a la columna desbutanizadora 20 para separación de materias volátiles. Estas otras unidades incluyen la zona de transalquilación, que envía una corriente de cabezas de la unidad de separación de materias volátiles de la transalquilación en una línea 17, y la zona de isomerización, que envía una corriente de cabezas de la desheptanizadora en una línea 18. Ambas unidades citadas se describen con mayor detalle más adelante.

15 La zona de saturación de las olefinas 16 puede estar constituida por el bien conocido medio de tratamiento con arcilla u otros medios para tratar contaminantes olefínicos residuales. Preferiblemente, la zona de saturación de las olefinas 16 comprende un catalizador de saturación de olefinas que opera en condiciones de saturación de olefinas. La saturación catalítica de las olefinas es también un habilitador del esquema de flujo. Si se utiliza un proceso catalítico, las olefinas se convierten en productos útiles. Por ejemplo, una olefina C₆ puede convertirse en benceno (si la olefina es cíclica), una C₇ en tolueno, y una C₈ en xileno. Si se utiliza arcilla, entonces la olefina se polimerizará, a menudo a C₁₁₊, que no es muy útil para un complejo de aromáticos. Así pues, la saturación catalítica de las olefinas ayuda a mejorar la economía del esquema de flujo. Los catalizadores de saturación de olefinas adecuados en la presente invención contienen níquel elemental o un componente del grupo del platino soportado preferiblemente sobre un soporte de óxido inorgánico, que es típicamente alúmina. En el caso en que el níquel elemental está presente sobre un soporte, el níquel está presente preferiblemente en una cantidad de 2 a 40% en peso del peso total del catalizador. Un catalizador para uso en la presente invención se describe en US-A-5.658.453. Condiciones típicas de saturación de las olefinas incluyen una temperatura de 20° a 200°C, una presión de 5 a 70 kg/cm² y una ratio estequiometría de hidrógeno a olefinas de 1:1 a 5:1. Un reformado tratado por olefinas se muestra en una línea 19.

30 El reformado desbutanizado que comprende aromáticos en una línea 22 se combina con una corriente de colas de la unidad de separación de materias volátiles de la transalquilación en una línea 24 y se envía a una zona de fraccionamiento benceno-tolueno (BT) 54 por una línea 23. La zona de fraccionamiento BT 54 comprende generalmente al menos una columna, y comprende usualmente una columna de benceno 25 y una columna de tolueno 31. Sin embargo, la columna de benceno 25 puede eliminarse a favor de una columna de la unidad de separación de materias volátiles de la transalquilación, con una sección estabilizadora suficiente para producir una corriente de benceno adecuada. La zona de fraccionamiento BT 54 produce una corriente enriquecida en benceno en una línea 26, una corriente enriquecida en tolueno en una línea 32, y una corriente enriquecida en xileno y superiores en una línea 33. Típicamente, la corriente enriquecida en benceno de la línea 26 se produce a partir de las cabezas de la columna de benceno 25, enviándose las colas de la columna de benceno 25 por una línea 30 a alimentar la columna de tolueno 31. La corriente enriquecida en tolueno en la línea 32 se produce a partir de las cabezas de la columna de tolueno 31 y se envía a una unidad de transalquilación 36, produciendo las colas de la columna de tolueno 31 la corriente enriquecida en xileno y superiores en la línea 33. La corriente enriquecida en xileno y superiores de la línea 33 procedente del fondo de la columna de tolueno 31 se envía a una sección de recuperación de xileno 55 del complejo de aromáticos descrito más adelante.

45 La corriente enriquecida en benceno de la línea 26 se envía a una zona de destilación extractiva 27, que produce una corriente de producto benceno de alta pureza en una línea 29 y rechaza una corriente de sub-refinado por una línea 28. La corriente de refinado puede incorporarse en una mezcla de gasolina, utilizarse como material de alimentación para una planta de etileno, o convertirse en benceno adicional por reciclo a la unidad de reformación 13. El uso de destilación extractiva en lugar de una extracción líquido-líquido o procesos combinados extracción líquido-líquido/destilación extractiva en una mejora económica.

50 La destilación extractiva es una técnica para separación de mezclas de componentes que tienen volatilidad prácticamente igual y que tienen aproximadamente el mismo punto de ebullición. Es difícil separar los componentes de tales mezclas por destilación fraccionada convencional. En la destilación extractiva, se introduce un disolvente en una columna de destilación principal por encima del punto de entrada de la mezcla de fluidos que contienen hidrocarburos que debe separarse. El disolvente afecta a la volatilidad del componente fluido que contiene hidrocarburos que hierve a una temperatura superior de modo diferente que al componente fluido que contiene hidrocarburos que hierve a una temperatura inferior suficientemente para facilitar la separación de los diversos componentes fluidos que contienen hidrocarburos por destilación, y dicho disolvente sale con la fracción de colas. Disolventes adecuados incluyen tetrahidrotiofeno-1,1-dióxido (o sulfolano), dietilenglicol, trietilenglicol, o tetraetilenglicol. La corriente de refinado en la línea 28 que comprende compuestos no aromáticos sale por cabeza de la columna principal de destilación, mientras que la fracción de colas que contiene disolvente y benceno sale más abajo. A menudo, el refinado se enviará a una columna de lavado a fin de ponerse en contacto con agua y eliminar así cualquier disolvente disuelto residual. La corriente de colas de la columna principal de destilación se envía a una columna de recuperación de disolvente, en la cual se recupera el benceno por cabeza y el disolvente se recupera de

la fracción de colas y se hace pasar de nuevo a la columna principal de destilación. La recuperación de benceno de alta pureza en la línea 29 por destilación extractiva excede típicamente de 99% en peso.

La corriente enriquecida en tolueno en la línea 32 se mezcla usualmente con una corriente en una línea 41 rica en alquilaromáticos C_9 y C_{10} producidos por una columna de xileno 39 y cargados por una línea 34 a la unidad de transalquilación 36 para producción de xilenos adicionales y benceno. En la unidad de transalquilación 36, la alimentación se pone en contacto con un catalizador de transalquilación en condiciones de transalquilación. El catalizador es un catalizador de transalquilación estabilizado con metales. Dicho catalizador comprende un componente de zeolita, un componente metálico, y un componente de óxido inorgánico. El componente de zeolita es típicamente una zeolita pentasil, que incluye las estructuras de MFI, MEL, MTW, MTT y FER (Comisión sobre Nomenclatura de las Zeolitas de la IUPAC), una zeolita beta, o una mordenita. Preferiblemente, es una zeolita mordenita. El componente metálico es típicamente un metal noble o un metal base. El metal noble es un metal del grupo del platino seleccionado de platino, paladio, rodio, rutenio, osmio e iridio. El metal base se selecciona del grupo constituido por renio, estaño, germanio, plomo, cobalto, níquel, indio, galio, cinc, uranio, disprosio, talio, y mixturas de los mismos. El metal base puede estar combinado con otro metal base, o con un metal noble. Preferiblemente, el componente metálico comprende renio. Cantidades de metal adecuadas en el catalizador de transalquilación están comprendidas en el intervalo de 0,01 a 10% en peso, siendo preferido el intervalo de 0,1 a 3% en peso, y siendo muy preferido el intervalo de 0,1 a 1% en peso. Las cantidades adecuadas de la zeolita en el catalizador están comprendidas entre 1 y 99% en peso, preferiblemente entre 10 y 90% en peso, y más preferiblemente entre 25 y 75% en peso. El resto del catalizador está compuesto de aglomerante de óxido inorgánico, preferiblemente alúmina. Un catalizador de transalquilación para uso en la presente invención se describe en US-A-5.847.256.

Las condiciones empleadas en la zona de transalquilación incluyen normalmente una temperatura de 200° a 540°C. La zona de transalquilación opera a presiones moderadamente elevadas comprendidas en términos amplios entre 1 y 60 kg/cm². La reacción de transalquilación puede efectuarse en un amplio intervalo de velocidades espaciales, produciendo las velocidades espaciales mayores una ratio mayor de para-xileno a expensas de la conversión. La velocidad espacial horaria del líquido está comprendida generalmente en el intervalo de 0,1 a 20 h⁻¹. El material de alimentación se somete preferiblemente a transalquilación en fase vapor y en presencia de hidrógeno suministrado por una línea 35. Si la transalquilación tiene lugar en fase líquida, entonces la presencia de hidrógeno es opcional. Si está presente, el hidrógeno libre se asocia con el material de alimentación y los hidrocarburos reciclados en una cantidad de 0,1 moles por mol de alquilaromáticos hasta 10 moles por mol de alquilaromáticos. A esta ratio de hidrógeno a alquilaromáticos se hace también referencia como ratio de hidrógeno a hidrocarburo.

El efluente de la zona de transalquilación 36 se envía a una columna 52 de separación de materias volátiles de la unidad de transalquilación para separar las colas ligeras, enviándose luego a la zona de fraccionamiento BT 54 por las líneas 24 y 23. En ella, se recupera el producto benceno, y los xilenos se separan por fraccionamiento y se envían a la sección de recuperación de xileno 55 con la corriente enriquecida en xileno y superiores en la línea 33. El material de cabezas procedente de la columna de separación de materias volátiles de la transalquilación 52 se recicla normalmente de nuevo por la línea 17 a la desbutanizadora de la unidad de reformación para recuperación del benceno residual. Alternativamente, una sección o columna estabilizadora está situada en o después de la columna de la unidad de separación de materias volátiles de la unidad de transalquilación 52. Esta sección estabilizadora de la transalquilación puede producir una corriente enriquecida en benceno adecuada para destilación extractiva, y eliminar la necesidad de una columna separada de benceno en la sección de fraccionamiento BT. Una columna estabilizadora o de separación de materias volátiles de este tipo de la unidad de transalquilación está abarcada por tanto en la definición de la zona de fraccionamiento BT 54 cuando se elimina la columna separada de benceno. La columna de separación de materias volátiles de la unidad de transalquilación 52 puede recibir también producto tratado procedente de la zona de saturación de las olefinas o de las cabezas de la columna desheptanizadora de isomerización de los alquilaromáticos que normalmente se reciclaría a la columna desbutanizadora de la unidad de reformación 20.

Como se ha indicado arriba, la corriente enriquecida en xileno y superiores en la línea 33 procedente del fondo de la columna de tolueno 31 se envía a la sección de recuperación de xileno 55 del complejo de aromáticos. Esta sección del complejo de aromáticos comprende al menos una columna de xileno 39, y generalmente incluirá además una unidad de proceso para separación de al menos un isómero de xileno, que típicamente es el producto para-xileno del complejo de aromáticos. Preferiblemente, una zona de separación de para-xileno 43 de este tipo opera en asociación con una unidad de isomerización 51 para isomerización de los compuestos alquilaromáticos restantes de nuevo a una mixtura de equilibrio o próxima al equilibrio que contiene para-xileno, que puede reciclarse de nuevo para recuperación ulterior en una modalidad de bucle. De acuerdo con ello, la corriente enriquecida en xileno y superiores en la línea 33, que puede mezclarse con una corriente de reciclo en una línea 38 para formar una corriente en una línea 37, se carga a una columna de xileno 39. La columna de xileno 39 está diseñada para reprocesar una corriente de material de alimentación en una línea 40 a la zona de separación de para-xileno 43 hasta niveles muy bajos de concentración de alquilaromáticos C_9 (A_9). Los compuestos A_9 pueden acumularse en un bucle de circulación de desorbente dentro de la zona de separación de para-xileno 43, por lo que es más eficiente eliminar este material aguas arriba en la columna de xileno 39. La corriente de material de alimentación de cabezas

en la línea 40 procedente de la columna de xileno 39 se carga directamente a la zona de separación de para-xileno 43.

5 El material procedente de la parte inferior de la columna de xileno 39 se retira como una corriente rica en alquilaromáticos C₉ y C₁₀ por la línea 41, que se envía luego a la zona de transalquilación 36 para producción de xilenos adicionales y benceno. La corriente de la línea 41 recogida como corriente lateral en la columna de xileno (lo cual elimina una columna de aromáticos pesados) es habilitada realmente por el catalizador de transalquilación estabilizado con metales. Una columna separada que efectúa un fraccionamiento riguroso para mantener los precursores de coque tales como metil-indano o naftaleno fuera de la corriente ya no es necesaria, dado que el catalizador de transalquilación estabilizado con metales puede procesarlos. Cualquier cantidad remanente de material C₁₁₊ es rechazada por el fondo de la columna de xileno 39 por una línea 42. Otra realización consiste en enviar justamente toda la corriente de colas de la columna de xileno a la unidad de transalquilación en lugar de la corriente lateral.

15 Alternativamente, si se va a producir orto-xileno en el complejo, la columna de xileno se diseña para hacer un fraccionamiento entre meta- y orto-xileno y dejar escapar una cantidad precalculada de orto-xileno en las colas. Las colas de la columna de xileno se envían luego a una columna de orto-xileno (no representada) en la que se recupera por cabeza un producto orto-xileno de alta pureza. El material procedente de la parte inferior de la columna de orto-xileno se retira como una corriente rica en alquilaromáticos C₉ y C₁₀ y se envía luego a la unidad de transalquilación. Cualquier material C₁₁₊ remanente se rechaza en las colas de la columna de orto-xileno.

20 La zona de separación de para-xileno 43 puede estar basada en un proceso de cristalización fraccionada o en un proceso de separación por adsorción, los dos cuales son bien conocidos en la técnica, y está basada preferiblemente en el proceso de separación por adsorción. Dicha separación por adsorción puede recuperar más del 99% en peso de para-xileno puro en una línea 44 con alta recuperación por paso. Cualquier cantidad residual de tolueno en la alimentación a la unidad de separación se extrae junto con el para-xileno, se fracciona en una columna de acabado dentro de la unidad, y se recicla luego opcionalmente a la columna 52 de separación de materias volátiles de la unidad de transalquilación. De este modo, el refinado procedente de la zona de separación de para-xileno 43 está casi totalmente exento de para-xileno, hasta un nivel usualmente inferior a 1% en peso. El refinado se envía por una línea 45 a la unidad de isomerización de los alquilaromáticos 51, en la que se produce para-xileno adicional por restablecimiento de una distribución de equilibrio o cuasi-equilibrio de los isómeros de xileno. Cualquier cantidad de etilbenceno en el refinado de la unidad de separación de para-xileno se convierte en xilenos adicionales o se convierte en benceno por desalquilación, dependiendo del tipo de catalizador de isomerización utilizado.

35 En la unidad de isomerización de los alquilaromáticos 51, la corriente de refinado de la línea 45 se pone en contacto con un catalizador de isomerización en condiciones de isomerización. El catalizador de isomerización está compuesto típicamente de un componente de tamiz molecular, un componente metálico, y un componente de óxido inorgánico. La selección del componente de tamiz molecular permite el control sobre la eficiencia de catalizador entre isomerización de etilbenceno y desalquilación de etilbenceno, dependiendo de la demanda global de benceno. Por consiguiente, el tamiz molecular puede ser un aluminosilicato zeolítico o un tamiz molecular no zeolítico. El componente de aluminosilicato zeolítico (o zeolita) es típicamente una zeolita pentasil, que incluye las estructuras de MFI, MEL, MTW, MTT y FER (Comisión sobre Nomenclatura de las Zeolitas de la IUPAC), una zeolita beta, o una mordenita. El tamiz molecular no zeolítico es típicamente uno o más de los tipos de estructura AEL, especialmente SAPO-11, o uno o más de los tipos de estructura ATO, especialmente MAPSO-31, de acuerdo con el "Atlas de Tipos de Estructura de las Zeolitas" (Butterworth-Heinemann, Boston, Mass., 3ª edición, 1993). El componente metálico es típicamente un componente de metal noble, y puede incluir un componente modificador de metal base opcional además del metal noble o en lugar del metal noble. El metal noble es típicamente un metal del grupo del platino seleccionado de platino, paladio, rodio, rutenio, osmio, e iridio. El metal base se selecciona del grupo constituido por renio, estaño, germanio, plomo, cobalto, níquel, indio, galio, cinc, uranio, disprosio, talio, y mixturas de los mismos. El metal base puede estar combinado con otro metal base, o con un metal noble. Las cantidades totales de metal adecuadas en el catalizador de isomerización están comprendidas entre 0,01 y 10% en peso, prefiriéndose el intervalo de 0,1 a 3% en peso. Las cantidades adecuadas de zeolita en el catalizador están comprendidas entre 1 y 99% en peso, preferiblemente entre 10 y 90% en peso, y de modo más preferible entre 25 y 75% en peso. El resto del catalizador está compuesto de aglomerante de óxido inorgánico, típicamente alúmina. Un catalizador de isomerización para uso en la presente invención se describe en US-A-4.899.012.

55 Condiciones típicas de isomerización incluyen una temperatura comprendida en el intervalo de 0° a 600°C y una presión que va desde la atmosférica a 50 kg/cm². La velocidad espacial horaria del líquido hidrocarbonado del material de alimentación con relación al volumen de catalizador es de 0,1 a 30 h⁻¹. El hidrocarburo se pone en contacto con el catalizador en mezcla con una corriente gaseosa que contiene hidrógeno en una línea 46 a una ratio molar de hidrógeno a hidrocarburo de 0,5:1 a 15:1 o más, y preferiblemente una ratio de 0,5 a 10. Si se utilizan condiciones en fase líquida para la isomerización, entonces no se añade a la unidad cantidad alguna de hidrógeno.

60 El efluente procedente de la unidad de isomerización 51 se envía por una línea 47 a una columna desheptanizadora 48. Una corriente de colas en una línea 49 de la desheptanizadora 48 se trata para eliminar las olefinas, en caso necesario, en una unidad de saturación de olefinas 50 con los métodos de saturación de olefinas descritos anteriormente. Una alternativa consiste en poner la unidad de saturación de olefinas 50 después de la unidad de

isomerización 51 y utilizar la columna desheptanizadora 48 para eliminar hidrógeno residual. Si el catalizador utilizado en la unidad de isomerización 51 es del tipo de desalquilación de etilbenceno, entonces la saturación de las olefinas puede no ser necesaria en absoluto.

5 La corriente de colas de la desheptanizadora en la línea 49, después del tratamiento de las olefinas, se recicla luego nuevamente a la columna de xileno 39 por la línea 38. De este modo, todos los aromáticos C_8 se reciclan continuamente dentro de la sección de recuperación de xilenos del complejo hasta que salen del complejo de aromáticos como para-xileno, benceno, u opcionalmente ortoxileno. Las cabezas de la desheptanizadora se reciclan normalmente de nuevo por la línea 18 a la desbutanizadora de la unidad de reformación para recuperación de benceno residual. Alternativamente, el líquido de cabezas se recicla de nuevo a la columna del separador de
10 materias volátiles de la unidad de transalquilación 52.

De acuerdo con lo anterior, el complejo de aromáticos de la presente invención presenta ventajas económicas excelentes. Estas mejoras dan como resultado un complejo de aromáticos con ahorros en la curva de costes dentro de los límites de la batería y una mejora en el retorno de las versiones en dicho complejo.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para producción de benceno y para-xileno a partir de una corriente de reformado catalítico constituido por los pasos de:

- 5 a) proporcionar opcionalmente la corriente de reformado a una primera zona de saturación de olefinas, en donde dicha corriente se pone en contacto con un catalizador de saturación de olefinas en condiciones de saturación de olefinas para producir una corriente de reformado tratada para olefinas;
- b) combinar la corriente de reformado con al menos una porción de una corriente de producto de transalquilación para formar una corriente mezclada;
- 10 c) separar la corriente mezclada del paso (b) en una zona de fraccionamiento benceno-tolueno para producir una corriente enriquecida en benceno, una corriente enriquecida en tolueno, y una corriente enriquecida en xileno y superiores;
- d) hacer pasar la corriente enriquecida en benceno a una zona de destilación extractiva para producir una corriente de refinado y un producto benceno que se recupera como corriente de producto de dicho proceso;
- 15 e) combinar la corriente enriquecida en tolueno con una corriente procedente de una columna de xileno rica en alquilaromáticos C₉ y C₁₀;
- f) hacer pasar las corrientes combinadas del paso (e) a una zona de transalquilación, en donde dichas corrientes se ponen en contacto con un catalizador de transalquilación estabilizado con metales en condiciones de transalquilación para producir la corriente de producto de transalquilación del paso (b), en donde el catalizador de transalquilación estabilizado con metales comprende un componente zeolítico, un componente metálico, y un componente de óxido inorgánico;
- 20 g) separar la corriente enriquecida en xileno y superiores del paso (c) en una zona de fraccionamiento de xilenos para producir una corriente de cabeza de xilenos y la corriente procedente de una columna de xilenos rica en alquilaromáticos C₉ y C₁₀ del paso (e); y
- h) hacer pasar la corriente de cabeza de xilenos a una zona de separación de para-xileno, en donde el para-xileno se concentra en una corriente de producto enriquecida en para-xileno que se recupera como una corriente de producto de dicho proceso.
- 25

2. El proceso de la reivindicación 1, en el cual la corriente de reformado se produce a partir de un material de alimentación de nafta por:

- 30 proporcionar una corriente de material de alimentación de nafta a una zona de hidrot ratamiento, que pone en contacto el material de alimentación con un catalizador de hidrot ratamiento en condiciones de hidrot ratamiento para producir una corriente de nafta hidrot ratada; la corriente de nafta hidrot ratada se hace pasar a una zona de reformación y se pone en contacto con un catalizador de reformación en condiciones de reformación para producir una corriente de reformado catalítico que comprende componentes aromáticos e hidrocarburos de colas ligeras; la corriente de reformado catalítico se combina con una corriente líquida de cabezas del separador de materias volátiles de la transalquilación y las corrientes combinadas se separan en una zona de fraccionamiento de la desbutanizadora que produce una corriente de producto hidrocarbonado de colas ligeras que se retira del proceso y una corriente aromática desbutanizada como la corriente de reformado; una corriente de colas del separador de materias volátiles de la transalquilación proporciona la al menos una porción de la corriente de producto de la zona de transalquilación en la corriente mezclada, la corriente de producto de transalquilación se separa en una zona de fraccionamiento del separador de materias volátiles de la transalquilación para producir la corriente líquida de cabezas del separador de materias volátiles y la corriente de colas del separador de materias volátiles de la transalquilación; la corriente enriquecida en xileno y superiores se combina con una corriente de colas de la desheptanizadora y las corrientes combinadas se separan en la zona de fraccionamiento de xilenos, que produce adicionalmente una corriente de colas rica en alquilaromáticos C₁₁ que se retira del proceso; la corriente de cabezas del fraccionador de xilenos se hace pasar a la zona de separación de para-xileno que produce adicionalmente una corriente efluente de la zona de producto separado de para-xileno que comprende metaxileno; la corriente efluente de la zona de producto separado de paraxileno se hace pasar a una zona de isomerización de xilenos y se pone en contacto con un catalizador de isomerización en condiciones de isomerización para producir un producto de isomerización; el producto de isomerización se separa en una zona de fraccionamiento de la desheptanizadora que comprende al menos una columna desheptanizadora y opcionalmente al menos una zona de saturación de olefinas; y la zona de fraccionamiento de la desheptanizadora produce la corriente de colas de la desheptanizadora.
- 40
- 45
- 50

3. El proceso de la reivindicación 2, en el cual la zona desheptanizadora produce adicionalmente una corriente líquida de cabezas y la corriente de reformado catalítico y la corriente líquida de cabezas del separador de materias volátiles de la transalquilación se combinan con la corriente líquida de cabezas procedente de la desheptanizadora.

55

4. El proceso de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3 en el cual el catalizador de saturación de olefinas comprende un componente de níquel o del grupo de platino, y un componente de óxido inorgánico y en donde las condiciones de saturación de las olefinas comprenden una temperatura de 20° a 200°C, una presión de 5 a 70 kg/cm² y una ratio estequiométrica de hidrógeno a olefinas de 1:1 a 5:1.
- 5 5. El proceso de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3 en el cual el componente metálico del catalizador de transalquilación estabilizado con metales se selecciona del grupo constituido por platino, paladio, rodio, rutenio, osmio, iridio, renio, estaño, germanio, plomo, cobalto, níquel, indio, galio, cinc, uranio, disprosio, talio, y mixturas de los mismos.
6. El proceso de la reivindicación 5, en el cual el componente del grupo metálico seleccionado es renio.
- 10 7. El proceso de las reivindicaciones 5 ó 6 en el cual el componente zeolítico se selecciona del grupo constituido por una zeolita pentasil, una zeolita beta, una zeolita mordenita, o mixturas de las mismas.
8. El proceso de la reivindicación 7, en el cual el componente zeolítico es mordenita.
9. El proceso de la reivindicación 7 u 8, en el cual el componente de óxido inorgánico es alúmina.
- 15 10. El proceso de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el cual las condiciones de transalquilación comprenden una temperatura de 200° a 540°C, una presión de 1 a 60 kg/cm², y una velocidad espacial horaria del líquido de 0,1 a 20 h⁻¹.
- 20 11. El proceso de las reivindicaciones 2 ó 3, en el cual el catalizador de hidrotratamiento comprende un componente de óxido de cobalto u óxido de níquel, un componente de óxido de molibdeno u óxido de wolframio, y un componente de soporte de óxido inorgánico y en el cual las condiciones de hidrotratamiento comprenden una velocidad espacial horaria del líquido de 1,0 a 5,0 h⁻¹, una ratio de hidrógeno a material de alimentación de nafta de 50 a 135 Nm³/m³, y una presión de 10 a 35 kg/cm².
12. El proceso de las reivindicaciones 2 ó 3, en el cual las condiciones de reformación comprenden una velocidad espacial horaria del líquido de 1,0 a 5,0 h⁻¹, una ratio de hidrógeno a hidrocarburo de 1 a 10 moles de hidrógeno por mol de nafta, y una presión de 2,5 a 35 kg/cm².
- 25 13. El proceso de las reivindicaciones 2 ó 3, en el cual la zona de fraccionamiento de la desbutanizadora comprende al menos una columna estabilizadora y al menos una zona de saturación de las olefinas, y preferiblemente la zona de saturación de las olefinas comprende un catalizador de níquel y alúmina.
- 30 14. El proceso de las reivindicaciones 2 ó 3, en el cual el catalizador de isomerización comprende un componente de tamiz molecular, un componente metálico, y un componente de óxido inorgánico, y en el cual las condiciones de isomerización comprenden una temperatura dentro del intervalo de 0° a 600°C, una presión comprendida entre la atmosférica y 50 kg/cm², y una velocidad espacial horaria del líquido de 0,1 a 30 h⁻¹.

