



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



(11) Número de publicación: **2 321 198**

(51) Int. Cl.:

**C07C 15/08** (2006.01)

**C07C 5/27** (2006.01)

**C07C 7/12** (2006.01)

(12)

### TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

(96) Número de solicitud europea: **04805513 .1**

(96) Fecha de presentación : **23.11.2004**

(97) Número de publicación de la solicitud: **1689695**

(97) Fecha de publicación de la solicitud: **16.08.2006**

(54) Título: **Procedimiento de producción de paraxileno que comprende una etapa de adsorción y dos etapas de isomerización.**

(30) Prioridad: **26.11.2003 FR 03 13964**

(73) Titular/es: **Institut Français du Pétrole**  
**1 & 4 avenue de Bois-Préau**  
**92852 Rueil Malmaison Cédex, FR**

(45) Fecha de publicación de la mención BOPI:  
**03.06.2009**

(72) Inventor/es: **Leflaive, Philibert;**  
**Wolff, Luc y**  
**Hotier, Gérard**

(45) Fecha de la publicación del folleto de la patente:  
**03.06.2009**

(74) Agente: **Ungría López, Javier**

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 producción de paraxileno que comprende una etapa de adsorción y dos etapas de isomerización.

5 La producción de paraxileno está en constante aumento desde hace treinta años a un ritmo anual medio de un 5 a un 6%. Las utilizaciones del paraxileno son las producciones de ácido tereftálico y de resinas de tereftalato de polietileno, para obtener tejidos sintéticos, cassettes de audio y de vídeo, botellas y más en general materias plásticas.

10 Para satisfacer la demanda siempre creciente de paraxileno, los petroquímicos pueden elegir entre practicar aumentos de capacidad sobre unidades existentes o construir unidades nuevas necesariamente de gran tamaño, ya que el umbral de rentabilidad para tales unidades se sitúa en las proximidades de las 400.000 t/año.

15 La presente invención permite responder a estos dos casos y especialmente permite hacer frente a aumentos de capacidad de las unidades existentes (frecuentemente llamados desatascos), puesto que las modificaciones implicadas son relativamente modestas.

En efecto, todos los equipos de la unidad de producción existente pueden ser reutilizados, consistiendo los añadidos en 1) una compuerta de todo o nada por lecho o una compuerta rotativa modificada en la sección de adsorción de la unidad de separación en lecho móvil simulado, 2) una columna de destilación del refinado-2 en la sección de destilación de dicha unidad, 3) un reactor de isomerización preferentemente en fase líquida y 4) una unidad de recristalización del paraxileno.

20 Estos añadidos permiten aumentar la producción de paraxileno en aproximadamente un treinta por ciento con respecto a la unidad existente para una inversión reducida y sin aumento del coste operativo unitario.

### 25 Examen de la técnica anterior

La producción de paraxileno de alta pureza por separación por adsorción es bien conocida de la técnica anterior. El último plan tecnológico que describe la producción de paraxileno de muy alta pureza está ilustrado en la patente 30 EP-A-0.531.191 de la solicitante.

La producción de paraxileno con una pureza del orden del 90-95% por adsorción en lecho móvil simulado seguida de una purificación final a más del 99,7% por cristalización es igualmente bien conocida de la técnica anterior. Se ilustra en las patentes EE.UU. 5.922.924 y EE.UU. 5.948.950 de la solicitante.

35 Estas patentes enseñan cómo concebir (tipos de zeolita, número de lechos, reparto por zona de los lechos) y operar (definición de las 3 razones: solvente con respecto a carga, reciclaje con respecto a carga, extracto con respecto a refinado) la unidad de adsorción para aumentar la productividad de la zeolita, bajar el número de lechos de 24 a un número de 8 a 15 según los casos y reducir la razón de solvente con respecto a carga flexibilizando la imposición de pureza.

40 La patente francesa FR 2.792.632 de la solicitante enseña que es posible utilizar dos unidades de isomerización en el seno del bucle que trata los compuestos aromáticos de 8 átomos de carbono.

45 El esquema descrito en dicha patente utiliza una columna de destilación, llamada columna de separación de etilbenceno, que puede presentar hasta 200 bandejas y debe ser operada con una tasa de reflujo muy importante. En cabeza de esta columna de destilación, se trasiega un primer flujo, que es una fracción rica en etilbenceno que se isomeriza en fase de vapor en las condiciones siguientes: temperatura superior a 300°C, preferiblemente de 360°C a 480°C, presión inferior a 2,5 MPa y preferiblemente de 0,5 a 0,8 MPa (1 MPa = 10<sup>6</sup> Pascales), velocidad espacial inferior a 10 h<sup>-1</sup>, preferiblemente comprendida entre 0,5 y 6 h<sup>-1</sup>, y razón molar hidrógeno a hidrocarburo inferior a 10 y preferiblemente comprendida entre 3 y 6.

50 La isomerización en fase líquida es realizada en las condiciones siguientes: temperatura inferior a 300°C y preferiblemente comprendida entre 200 y 260°C, presión inferior a 4 MPa y preferiblemente comprendida entre 2 y 3 MPa y velocidad espacial inferior a 10 h<sup>-1</sup> y preferiblemente comprendida entre 2 y 4 h<sup>-1</sup>, estando basado el catalizador en zeolita ZSM-5, por ejemplo.

55 La ventaja de trabajar con dos isomerizaciones distintas es doble:

60 - la isomerización en fase líquida a baja temperatura minimiza las reacciones parásitas de craqueo, de transalquilación y de dismutación, pero limita la conversión del etilbenceno;

- la isomerización en fase de vapor a alta temperatura con una carga rica en etilbenceno favorece la conversión de este producto, situándose el equilibrio termodinámico hacia el 8%.

65 Pero el inconveniente del procedimiento descrito en la patente FR 2 792 632 reside en el hecho de que la columna de destilación que permite separar los dos flujos necesita una gran inversión a la vez de que es muy costosa de operar.

# ES 2 321 198 T3

La presente invención permite obtener directamente los dos flujos que alimentan cada uno una unidad de isomerización por trasiego a nivel de la columna de adsorción de dos refinados distintos, uno llamado refinado intermedio, que va a alimentar una primera isomerización en fase de vapor tras la eliminación del desorbente, y el otro llamado refinado-2, que va a alimentar una segunda isomerización, preferentemente en fase líquida, tras la eliminación del desorbente.

La presente invención conserva, pues, las ventajas ligadas a la utilización de dos isomerizaciones distintas operando estas isomerizaciones sobre dos refinados, lo que suprime el inconveniente de una columna de destilación muy pesada.

10 Diversos documentos de la técnica anterior describen la extracción de dos refinados de composición distinta de una columna de adsorción en lecho móvil simulado.

15 La patente EE.UU. 4.313.015 describe tal separación en lecho móvil simulado sobre zeolita X intercambiada con bario, siendo el desorbente dietilbenceno.

15 El extracto obtenido está constituido por paraxileno demasiado impuro (99,44%) para ser comercializado según las normas actuales (estándar actual = 99,7% mínimo) y con un rendimiento del 97,5%.

20 Otros documentos (Patentes FR 2.782.714, FR 2.808.270, FR 2.822.820, FR 2.829.758 y FR 2.833.592 de la solicitante) ilustran igualmente separaciones que utilizan una columna de lecho móvil simulado de la que se trasiegan dos refinados distintos además del extracto. Contemplan todos la coproducción de paraxileno de pureza comercial, de metaxileno y/o de ortoxileno.

25 El conjunto de los documentos que describen el trasiego de dos refinados distintos de una columna de adsorción en lecho móvil simulado presentan, pues, limitaciones, ya sea en términos de pureza del paraxileno obtenido, ya sea en términos de rendimiento de este paraxileno, ligado a la coproducción de otros isómeros.

## Descripción sumaria de la invención

30 El fin principal de la invención es obtener paraxileno de una pureza de al menos el 99,7%. El procedimiento según la invención es un procedimiento de producción de paraxileno a partir de una carga que contiene xilenos, etilbenceno e hidrocarburos C9+, consistente en al menos las etapas siguientes:

35 - una etapa de adsorción en una unidad que opera en lecho móvil simulado de la que salen al menos tres efluentes: un extracto constituido esencialmente (es decir, al menos un 50% en peso) de paraxileno y de desorbente, una fracción intermedia llamada refinado intermedio que contiene esencialmente etilbenceno, preferiblemente con un alto rendimiento, y una segunda fracción llamada refinado-2 que contiene esencialmente una mezcla de meta- y de ortoxileno, preferiblemente substancialmente exenta de paraxileno y cuyo contenido en etilbenceno es preferiblemente inferior al 5%;

40 - una etapa de isomerización de los C8 aromáticos en una unidad que trabaja en fase de vapor y que convierte el etilbenceno para tratar el refinado intermedio;

45 - una etapa de isomerización de los C8 aromáticos en una unidad que trabaja en fase líquida o en fase de vapor, preferiblemente en fase líquida, para tratar el refinado-2. En función de los reglajes de la unidad de adsorción en lecho móvil simulado, el extracto puede estar constituido por paraxileno de pureza suficiente para ser comercializable (es decir, superior al 99,7%) y por desorbente, o bien estar constituido por paraxileno con un nivel de pureza insuficiente. En este último caso, se procede preferiblemente a la purificación por cristalización del extracto previamente desembarazado del desorbente por destilación.

50 Esta cristalización será preferentemente conducida entre +10°C y -30°C, como se describe, por ejemplo, en la patente EP-B1-0.531.191. El licor madre procedente de la cristalización puede entonces ser reciclado a nivel de la alimentación de la unidad de adsorción en lecho móvil simulado.

55 El solvente de lavado de los cristales de paraxileno es, por ejemplo, seleccionado entre los solventes siguientes: n-pentano, agua, paraxileno purificado o tolueno, y el licor de lavado resultante de la etapa de lavado puede ser reciclado a la alimentación de la columna de adsorción en lecho móvil simulado.

60 Más particularmente en el caso de un desasco de una unidad existente, la invención comprende preferiblemente en combinación:

65 - una etapa de adsorción en una unidad que opera en lecho móvil simulado y que tiene la particularidad de llevar tres efluentes: a) un extracto constituido por desorbente y por paraxileno cuya pureza es preferiblemente del orden del 90-95% en porcentaje en peso, b) un refinado intermedio que contiene etilbenceno preferiblemente con un alto rendimiento y c) un refinado-2 que contiene una mezcla de meta- y de ortoxileno substancialmente exenta de paraxileno, típicamente menos de un 1%, y cuyo contenido en etilbenceno es preferiblemente inferior al 5%;

- una etapa de purificación por cristalización del paraxileno de al menos una parte del extracto;

# ES 2 321 198 T3

- una etapa de isomerización de los C8 aromáticos en una unidad que trabaja en fase de vapor a alta temperatura, convirtiendo el etilbenceno para tratar el refinado intermedio;
- 5 - una etapa de isomerización de los C8 aromáticos en una unidad que trabaja preferentemente en fase líquida a baja temperatura para tratar el refinado-2.

## Descripción sumaria de las figuras

10 La figura 1 representa un esquema del procedimiento según la invención. Las partes en trazo punteado corresponden a variantes opcionales.

15 La figura 2 representa un esquema de procedimiento según la técnica anterior. Los números de los flujos son los mismos en las figuras 1 y 2 cuando estos flujos designan flujos similares en el sentido de que se trata de flujos que ocupan las mismas posiciones en la figura 1 y en la figura 2.

## Descripción detallada de la invención

20 Según una realización preferida, el procedimiento de producción de paraxileno según la invención a partir de una carga que contiene xilenos, etilbenceno e hidrocarburos C9+ comprende al menos las etapas siguientes (figura 1):

25 - se envía la carga (1) a una columna de destilación (CD2) de donde se trasiega en cabeza una mezcla (3) que contiene la mayor parte del metaxileno, del paraxileno y del etilbenceno y al menos una parte del ortoxileno, y de donde se trasiega en el fondo un flujo (4) de hidrocarburos C9-C10 y la parte restante del ortoxileno;

30 - se efectúa una separación de la mezcla de cabeza (3) en lecho móvil simulado en al menos una columna de separación (LM6) que tiene una pluralidad de lechos interconectados y que trabajan en bucle cerrado, cuya columna tiene al menos cinco zonas delimitadas por las inyecciones del flujo (3) que constituyen la carga de la columna (LM6) y del desorbente (5) y los trasiegos de un extracto (7) que contiene paraxileno, de un refinado intermedio (8) que contiene etilbenceno y de un refinado-2 (9) que contiene ortoxileno y metaxileno, estando comprendida la zona 1 de desorción del paraxileno entre la inyección del desorbente (5) y la recogida del extracto (7), estando comprendida la zona 2 de desorción del etilbenceno, del ortoxileno y del metaxileno entre la recogida del extracto (7) y la inyección de la carga de adsorción (3), estando comprendida la zona 3A de adsorción del paraxileno entre la inyección de la carga (3) y el trasiego del refinado intermedio (8), estando comprendida la zona 3B de adsorción del etilbenceno entre el trasiego de la fracción intermedia (8) y el trasiego del refinado-2 (9) y estando comprendida la zona 5 entre el trasiego de refinado-2 (9) y la inyección del desorbente (5);

40 - se destila el refinado intermedio (8) en una columna CD11 para eliminar sensiblemente todo el desorbente y se trasiega una primera fracción destilada (14) que contiene etilbenceno;

- se destila el refinado-2 en una columna CD12 para eliminar sensiblemente todo el desorbente y se trasiega una segunda fracción destilada (15);

45 - se destila el extracto (7) en una columna CD10 para recuperar una fracción (13) enriquecida en paraxileno;

- se envía dicha primera fracción destilada (14) a una primera zona de isomerización de los C8 aromáticos (IS19) que trabaja en fase de vapor y convierte el etilbenceno para obtener un primer isomerizado (22);

50 - se envía al menos una parte de dicha segunda fracción destilada (15) a una segunda zona de isomerización de los xilenos (IS20) para obtener un segundo isomerizado (21);

- se envía el primer isomerizado (22) tras la eliminación de sus fracciones ligeras en un tren de separación (29) hacia la columna de destilación (CD2);

55 - se recicla el segundo isomerizado (21), ya sea (flujo 40) a la columna de separación en lecho móvil simulado (LM6), en mezcla con el flujo de cabeza (3) procedente de la columna de destilación (CD2), ya sea (flujo 41) a la columna de destilación (CD2), en mezcla con la carga (1).

60 Según una variante más preferida de la invención, la fracción (13) procedente del extracto (7) está enriquecida en paraxileno de al menos un 50% de pureza y es enviada a al menos una zona de cristalización (CR23) para liberar cristales de paraxileno y un licor madre, siendo separados los cristales del licor madre, eventuales resuspendidos, lavados y recuperados (flujo 24), y se mezcla el licor madre (25) con la carga (1) que alimenta la columna de separación en lecho móvil simulado (LM6) a través de la columna CD2.

## ES 2 321 198 T3

La primera zona de isomerización (IS19) que trabaja en fase gaseosa es generalmente operada en las condiciones siguientes:

- temperatura superior a 300°C, preferiblemente de 350°C a 480°C;
- presión inferior a 4 MPa, preferiblemente de 0,5 a 2 MPa;
- velocidad espacial horaria (V.V.H.) inferior a  $10 \text{ h}^{-1}$  (10 litros por litro y por hora), preferiblemente comprendida entre 0,5 y  $6 \text{ h}^{-1}$ ;
- catalizador que contiene una zeolita de tipo estructural EUO y al menos un metal del grupo VIII;
- razón molar H<sub>2</sub>/hidrocarburos inferior a 10, preferiblemente comprendida entre 3 y 6.

La segunda zona de isomerización (IS20) trabaja preferiblemente en fase líquida y es operada en las condiciones siguientes:

- temperatura inferior a 300°C, preferiblemente de 200°C a 260°C;
- presión inferior a 4 MPa, preferiblemente entre 2 y 3 MPa;
- velocidad espacial horaria (V.V.H.) inferior a  $10 \text{ h}^{-1}$ , preferiblemente comprendida entre 2 y  $4 \text{ h}^{-1}$ ;
- catalizador que contiene una zeolita de tipo ZSM-5.

Es eventualmente posible operar esta segunda zona de isomerización con una adición de hidrógeno, de forma, por ejemplo, que la razón molar H<sub>2</sub>/hidrocarburos sea inferior a 10, preferiblemente comprendida entre 3 y 6. Tal funcionamiento con adición de hidrógeno es, en particular, preferido en caso de que esta segunda zona de isomerización sea operada en fase de vapor.

Según otra variante del procedimiento según la invención, el flujo (4) de fondo de la columna de destilación (CD2) es destilado en una columna de destilación (CD32) para producir en cabeza un flujo (33) de ortoxileno de alta pureza y en fondo un flujo (34) que contiene hidrocarburos C9-C10. Según una subvariante de la variante anterior, el flujo que contiene el ortoxileno (33) es reciclado a la zona de isomerización en fase líquida (IS20).

El adsorbente utilizado en la unidad de separación en lecho móvil simulado (LM6) es generalmente una zeolita X intercambiada con bario o una zeolita Y intercambiada con potasio o una zeolita Y intercambiada con bario y con potasio.

El desorbente utilizado en la unidad de separación en lecho móvil simulado (LM6) es generalmente seleccionado entre el paradietilbenceno, el tolueno, el paradifluorobenceno o dietilbencenos en mezcla. La razón volémica del desorbente con respecto a la carga en la unidad de separación en lecho móvil simulado (LM6) está comprendida entre 0,5 y 2,5 y preferiblemente comprendida entre 1,4 y 1,7.

La unidad de separación en lecho móvil simulado (LM6) es operada a una temperatura comprendida entre 20°C y 250°C, preferiblemente entre 90°C y 210°C y aún más preferiblemente entre 160°C y 200°C, y bajo una presión comprendida entre la presión de burbuja de los xilenos a la temperatura operativa y 2 MPa. El contenido en etilbenceno de la segunda fracción destilada procedente del refinado-2 (flujo 15) alcanza a lo sumo el 5% en peso y es preferiblemente inferior al 1% en peso.

El catalizador de la unidad de isomerización en fase gaseosa (IS19) puede incluir una zeolita de tipo estructural EUO y al menos un metal del grupo VIII de la clasificación periódica de los elementos en una proporción ponderal del 0,01% al 2% con respecto al catalizador. El catalizador de la unidad de isomerización en fase gaseosa (IS19) puede contener en ciertos casos una zeolita EU-1 y platino.

Según una variante de la invención, una parte del flujo destilado procedente del refinado-2 (flujo 15) puede ser enviada a un conjunto de unidades que permitan producir metaxileno y/o ortoxileno de alta pureza.

El procedimiento según la invención está particularmente bien adaptado a una modificación de una unidad existente con vistas a un aumento de la cantidad de paraxileno producida.

El funcionamiento del procedimiento según la invención, y en particular la composición de los diferentes flujos, es precisado a continuación en relación a la figura 1. La carga fresca es introducida por la línea (1) en una columna de destilación (CD2). Esta carga fresca contiene mayoritariamente compuestos C8-aromáticos, xilenos y etilbenceno, en proporción variable según el origen de la fracción. Puede contener eventualmente impurezas en cantidad variable según el origen de la carga, que serán esencialmente compuestos C9 y C10 aromáticos y compuestos parafínicos y nafténicos.

## ES 2 321 198 T3

El contenido en impurezas nafténicas o parafínicas es ventajosamente inferior al 1% en peso. Preferiblemente, este contenido es inferior al 0,3% en peso y aún más preferiblemente este contenido es inferior al 0,1% en peso. La carga puede proceder o bien de una unidad de aromatización, o bien de una unidad de dismutación deltolueno, o bien de una unidad de transalquilación deltolueno y de los C9 aromáticos.

5 Se añade a la carga fresca un isomerizado vehiculado por una línea (22) y opcionalmente un licor madre vehiculado por las líneas (25) o (28), cuyo contenido en paraxileno está ventajosamente comprendido entre el 25 y el 40%. El conjunto de los flujos (1), (22) y (28) o (25) alimenta una columna de destilación (CD2).

10 El efluente de fondo (4) de la columna (CD2) está constituido esencialmente por compuestos C9 y C10 aromáticos y eventualmente por ortoxileno. Opcionalmente, la mezcla (4) de ortoxileno y de hidrocarburos aromáticos C9-C10 trasegada en fondo de la columna de destilación (CD2) puede ser enviada a otra columna de destilación (CD32) de donde se extrae en cabeza un flujo (33) de ortoxileno de alta pureza (al menos un 98,5%) y en fondo un flujo (34) que contiene hidrocarburos C9-C10.

15 El efluente de cabeza (3) de la columna (CD2), así como eventualmente el isomerizado vehiculado por la línea (21), constituyen la carga de una unidad de separación en lecho móvil simulado (LM6). La unidad de separación en lecho móvil simulado (LM6) es alimentada por una parte por la carga vehiculizada por la línea (3) y por otra por desorbente vehiculado por una línea (5).

20 Se puede utilizar cualquier tipo de desorbente. El desorbente preferido es el paradietilbenceno; sin embargo, pueden también ser convenientes otros desorbentes, tales como eltolueno, elparadifluorobenceno o dietilbencenos en mezcla.

25 Los efluentes de la unidad (LM6) son un extracto (7), un refinado intermedio (8) y un refinado-2 (9), comprendiendo dicha unidad de separación al menos cinco zonas delimitadas por las inyecciones de carga y de desorbente y los trasiegos de refinado intermedio, de refinado-2 y de extracto:

- la zona 1 de desorción del paraxileno, comprendida entre la inyección del desorbente (5) y el trasiego del extracto (7), lleva preferiblemente al menos 4 lechos de adsorbente;

30 - la zona 2 de desorción del etilbenceno, del ortoxileno y del metaxileno, comprendida entre el trasiego del extracto (7) y la inyección de la carga (3), lleva preferiblemente al menos 9 lechos de adsorbentes;

35 - la zona 3A de adsorción del paraxileno, comprendida entre la inyección de la carga (3) y el trasiego del refinado intermedio (8), lleva preferiblemente al menos 4 lechos de adsorbentes;

- la zona 3B de adsorción del etilbenceno, comprendida entre el trasiego del refinado intermedio (8) y el trasiego del refinado-2 (9), lleva preferiblemente al menos tres lechos de adsorbentes;

40 - la zona 4, comprendida entre el trasiego del refinado-2 (9) y la inyección del desorbente (5), lleva preferiblemente al menos dos lechos de adsorbentes.

45 Según una característica preferida de la invención, se puede inyectar el desorbente en la zona 1 y la carga en la zona 3A de la columna (LM6) en una razón volumétrica de desorbente a carga de a lo sumo 1,7/1, y preferiblemente de a lo sumo 1,5/1.

El extracto (7) está constituido esencialmente portolueno, paraxileno y desorbente.

50 El refinado intermedio (8) está constituido esencialmente portolueno, metaxileno y ortoxileno, etilbenceno, paraxileno para la parte no recuperada en el extracto y desorbente.

El refinado-2 (9) está constituido esencialmente por metaxileno y ortoxileno y por desorbente. Está substancialmente exento de paraxileno y de etilbenceno. El extracto (7) es enviado a una columna de destilación (CD10).

55 En fondo de la columna (CD10), se trasiega por la línea (16) el desorbente, que es reenviado a la zona 1 de la columna (LM6) por la línea (5). En cabeza de la columna (CD10), se trasiega una mezcla de paraxileno y de toluelo por la línea (13). En caso de que la pureza del paraxileno no sea suficiente, se envía la mezcla hacia una unidad de cristalización (CR23).

60 La unidad (CR23) produce paraxileno de alta pureza, que se evaca por la línea (24), y un licor madre, que puede ser reenviado ya sea directamente a la entrada de la columna de destilación (CD2) por la línea (25), ya sea opcionalmente hacia una columna de destilación (CD26) que permite extraer toluelo en cabeza por la línea (27) y una mezcla de xileno susceptible de contener de un 25 a un 40% de paraxileno por la línea de fondo (28), reciclada directamente a la entrada de la columna de destilación (CD2).

65 El refinado-2 (9) es enviado a una columna de destilación (CD12). En fondo de la columna (CD12), se trasiega desorbente por la línea (18), el cual es reenviado hacia la línea (5). En cabeza de la columna (CD12), se trasiega una mezcla de metaxileno y de ortoxileno por una línea (15), que se envía hacia la isomerización preferentemente en fase líquida y a baja temperatura (IS20).

## ES 2 321 198 T3

Opcionalmente, se puede utilizar una parte del flujo (15) para la producción de metaxileno o de ortoxileno de alta pureza (flujo 36), tal como se describe en la solicitud de patente francesa 01/12777, o por cualquier otro medio conocido por el experto en la técnica.

- 5 La unidad de isomerización (IS20) preferentemente en fase líquida puede trabajar en las condiciones siguientes:
- temperatura inferior a 300°C, preferiblemente comprendida entre 200 y 260°C;
  - presión inferior a 4 MPa, preferiblemente comprendida entre 2 y 3 MPa;
  - 10 - velocidad espacial inferior a  $10 \text{ h}^{-1}$ , preferiblemente comprendida entre  $2 \text{ h}^{-1}$  y  $4 \text{ h}^{-1}$ .

Todos los catalizadores susceptibles de isomerizar los hidrocarburos de 8 átomos de carbono resultan convenientes para la unidad de isomerización (IS20) de la presente invención. Preferiblemente, se utilizará un catalizador que 15 contenga una zeolita de tipo ZSM-5.

El efluente de la unidad de isomerización (IS20) es reenviado por la línea (21), ya sea hacia la columna de destilación (CD2), ya sea directamente a la entrada de la unidad de separación (LM6) en caso de que el contenido en compuestos distintos de los C8-aromáticos sea bajo, típicamente del orden del 1% en peso.

20 El refinado intermedio es enviado por una línea (8) a una columna de destilación (CD11). En fondo de la columna (CD11), se reenvía por la línea (17) el desorbente, que es reintroducido por la línea (5) en la zona 1 de la unidad de separación (LM6). En cabeza de la columna (CD11), se trasiega por una línea (14) una mezcla de xilenos y de etilbenceno. Los efluentes de la línea (14) son enviados hacia la unidad de isomerización (IS19), que funciona a alta 25 temperatura en fase de vapor.

- La unidad de isomerización (IS19) es operada preferiblemente en las condiciones siguientes:
- temperatura superior a 300°C, preferiblemente de 360°C a 480°C;
  - presión inferior a 2,5 MPa y preferiblemente de 0,5 a 0,8 MPa;
  - 30 - velocidad espacial inferior a  $10 \text{ h}^{-1}$ , preferiblemente comprendida entre  $0,5 \text{ h}^{-1}$  y  $6 \text{ h}^{-1}$ ;
  - razón molar de hidrógeno a hidrocarburo inferior a 10 y preferiblemente comprendida entre 3 y 6.

Todos los catalizadores susceptibles de isomerizar los hidrocarburos de 8 átomos de carbono, zeolíticos o no, 40 son convenientes para la unidad de isomerización (IS19) de la presente invención. Preferiblemente, se utiliza un catalizador que contiene una zeolita ácida, por ejemplo de tipo estructural MFI, MOR, MAZ, FAU y/o EUO. Aún más preferiblemente, se utiliza un catalizador que contiene una zeolita de tipo estructural EUO y al menos un metal del grupo VIII de la clasificación periódica de los elementos.

Preferiblemente, el catalizador de la unidad de isomerización (IS19) contiene de un 1 a un 70% en peso de una 45 zeolita de tipo estructural EUO (EU-1, por ejemplo) que incluye silicio y al menos un elemento T seleccionado preferiblemente entre el aluminio y el boro, donde la razón Si/T está comprendida entre 5 y 100. Dicha zeolita está en forma de hidrógeno al menos en parte y el contenido en sodio es tal que la razón atómica Na/T es inferior a 0,1. Eventualmente, el catalizador de la unidad de isomerización puede contener entre un 0,01 y un 2% en peso de estaño o de indio y azufre a razón de 0,5 a 2 átomos por átomo de metal del grupo VIII.

50 El efluente de la unidad de isomerización (IS19) es enviado en un tren de separaciones (29) que permite recuperar una parte del hidrógeno que se recicla a la unidad de isomerización (IS19) por medio del compresor (30) y de la línea (38). La parte de hidrógeno no reciclado es compensada por un aporte de hidrógeno fresco. Se recupera una fracción intermedia constituida esencialmente por hidrocarburos parafínicos y nafténicos, que se reenvía a la entrada 55 de la unidad de isomerización (IS19) por medio de la línea (31). Se recupera a la salida del tren de separación (29) un isomerizado constituido por las fracciones más pesadas, que se envía hacia la columna de destilación (CD2) por la línea (22).

En el caso particular de un desatasco de un bucle aromático existente (figura 2), la invención consiste en aumentar 60 en aproximadamente un treinta por ciento el caudal de carga fresca y el caudal de paraxileno producido, siguiendo utilizando los equipos principales del bucle, o sea:

- 1) la columna de destilación de los xilenos (CD2);
- 2) la unidad de separación de los xilenos (LM6) en lecho móvil simulado que funciona sobre cuatro flujos principales (desorbente, carga, extracto que contiene el paraxileno de alta pureza, un solo refinado que contiene los otros hidrocarburos aromáticos C8);

# ES 2 321 198 T3

3) la unidad de isomerización (IS19) alimentada por el refinado trasegado de la columna de separación (LM6), que convierte el etilbenceno utilizando, por ejemplo, un catalizador a base de zeolita de tipo estructural EUO, que lleva un reactor, un compresor de reciclaje, una columna de estabilización y una columna que permite recuperar los naftenos C8 y C9 para reciclarlos a la carga.

5 Para realizar este desatasco según la invención, la unidad de separación en lecho móvil simulado (LM6) estará adaptada para funcionar con cinco flujos principales (desorbente, carga, extracto, refinado intermedio y refinado-2).

10 La unidad convencional de cuatro flujos será modificada para poder integrar este quinto flujo (llamado refinado-2) y alimentando una unidad de isomerización específica (IS20), adquiriendo entonces el único refinado de antes del desatasco la denominación de refinado intermedio y alimentando siempre la unidad de isomerización (IS19). Esta modificación será realizada ya sea añadiendo una compuerta de todo o nada por lecho, estando unido el conjunto de estas compuertas a un colector común, ya sea modificando la compuerta rotativa para gestionar ahora cinco flujos principales.

15 Generalmente, la resistencia mecánica de las bandejas distribuidoras que separan los lechos es suficiente para aceptar un aumento del orden del 30% del caudal interno. Si no es ése el caso, se deberá efectuar una descarga del tamiz y un refuerzo mecánico de las bandejas.

20 Para separar el refinado-2 del desorbente, también se deberá utilizar una nueva columna de destilación (CD12). El refinado-2 desembarazado del desorbente se isomerizará en la unidad de isomerización preferentemente en fase líquida (IS20) tal como se ha descrito anteriormente.

25 Hay que hacer notar que, preferiblemente, el isomerizado obtenido como efluente de la unidad (IS20) será reciclado (flujo 40) directamente a la unidad de adsorción (LM6) sin transitar por la columna de xileno (CD2), que generalmente no puede aceptar un aumento de la carga del orden del 30%.

30 Finalmente, se obtiene el aumento del orden del 30% del caudal de carga y de los tráficos internos a la columna de adsorción (LM6) en detrimento de la pureza del extracto.

35 Típicamente, el contenido en impurezas en el extracto se multiplica por un factor comprendido entre 2 y 10 según que se mantenga o no la razón de desorbente a carga. Resulta de ello que sólo las unidades cuya pureza inicial del paraxileno estaba próxima al 99,9% podrían continuar produciendo paraxileno comercializable. En el caso más general, la pureza del paraxileno cae por debajo del 99,6% y típicamente por debajo del 99%. Este último debe, pues, sufrir generalmente una purificación final, que se realiza en la unidad de cristalización (CR23).

40 Por otra parte, la columna de extracto (CD10) no es generalmente capaz de aceptar un aumento de la carga del orden del 30%. La solución consiste, pues, en utilizar la columna de purificación del paraxileno (CD35) generalmente existente en el bucle aromático en paralelo a la columna de extracto (CD10).

## Ejemplos

45 La invención será mejor comprendida tras la lectura de los dos ejemplos siguientes: El ejemplo 1, comparativo, presenta un bucle aromático según la técnica anterior.

El ejemplo 2 presenta el mismo bucle tras un aumento de capacidad del 30% realizado según la invención.

### 50 Ejemplo 1

#### (Comparativo)

Este ejemplo ilustra la técnica anterior y describe un bucle aromático esquematizado en la figura 2 y que lleva:

55 - una columna de xileno (CD2) que permite extraer los aromáticos C9 y C10 (flujo 4) y enviar a la unidad de adsorción (LM6) un flujo (3) constituido esencialmente por aromáticos C8;

60 - una unidad de adsorción en lecho móvil simulado (LM6) de 4 zonas de la que se trasiega un extracto (7) y un único refinado (8);

- una unidad de isomerización (IS19) alimentada por una parte (14) del refinado (8) tras eliminación del desorbente por medio de la columna de destilación (CD11);

65 - una columna de purificación del paraxileno (CD35) corriente abajo de la columna de destilación CD10. En fondo de dicha columna CD35, se trasiega paraxileno (flujo 37) con un nivel de pureza superior al 99,7%.

## ES 2 321 198 T3

Se utiliza como unidad de caudal el millar de toneladas por año (kt/año).

La carga (1) que alimenta el bucle aromático procede del reformaje y presenta un caudal de 460 kt/año. Se añaden a la carga (1) 1.540 kt/año de isomerizado (22) recicladas de la unidad de isomerización (IS19) que convierte el etilbenceno. El flujo resultante es destilado en la columna de xilenos (CD2). Las condiciones operativas de esta columna son las siguientes:

Columna: 120 bandejas

10 Temperatura de cabeza: 255°C

Presión de cabeza: 0,95 MPa

15 Temperatura de fondo: 305°C

Presión de fondo: 1,05 MPa

Se trasiegan en fondo de la columna (CD2) 20 kt/año de una mezcla de C9 y C10 aromáticos (flujo 4) y en cabeza 1.980 kt/año de fracción de C8 aromáticos (flujo 3) cuyo contenido en paraxileno es de aproximadamente el 21% y 20 cuyo contenido en etilbenceno es de aproximadamente el 10%.

Se envía esta fracción a una unidad de adsorción en lecho móvil simulado de cuatro zonas (LM6) y cuatro flujos principales: la carga (flujo 3), el desorbente (flujo 5), el extracto (flujo 7) y el refinado (flujo 8). Esta unidad está compuesta por 24 lechos que contienen una zeolita X intercambiada con bario. La temperatura es de 175°C. La configuración es: 5 lechos en la zona 1, 9 lechos en la zona 2, 7 lechos en la zona 3 y 3 lechos en la zona 4. El desorbente está constituido en un 99% por paradietilbenceno y el caudal de desorbente (5) es de 3.000 kt/año.

El caudal de extracto (7) a la salida de la unidad de adsorción (LM6) es de 1.200 kt/año; se envía a una columna de destilación (CD10) de la que se trasiegan en fondo 790 kt/año de desorbente (16) reciclado hacia la unidad de adsorción (LM6) y en cabeza 410 kt/año de una mezcla (13) esencialmente constituida por tolueno y por paraxileno.

Se envía esta mezcla (13) a una columna de destilación (CD35) que permite trasegar 10 kt/año de tolueno en cabeza (flujo 39) y 400 kt/año de paraxileno en fondo (flujo 37).

35 La pureza del paraxileno obtenido es del 99,8%. Los contenidos en impurezas son respectivamente:

metaxileno: 0,08%

40 etilbenceno: 0,08%

ortoxileno: 0,04%.

El caudal de refinado (8) es de 3.780 kt/año. En fondo de la columna (CD11), se trasiegan 2.210 kt/año de desorbente (flujo 17) reciclado hacia la unidad de separación (LM6); en cabeza de columna, se trasiegan 1.570 kt/año de refinado desembarazado del desorbente (flujo 14), cuyo contenido en paraxileno es del 1% aproximadamente.

Se añaden al flujo (14) 160 kt/año de una fracción parafínica y nafténica C8 y C9 (flujo 31). Se inyecta esta mezcla en el reactor de isomerización (IS19). Se reciclan 130 kt/año de hidrógeno a través del compresor 30 (flujo 38).

50 La unidad de isomerización (IS19) trabaja en las condiciones siguientes:

Temperatura: 385°C

55 Catalizador: contiene platino y zeolita EU-1

Velocidad espacial: 3,5 h<sup>-1</sup>

Razón H<sub>2</sub>/hidrocarburos: 4,4:1

60 Presión: 0,9 MPa

El contenido en etilbenceno de la mezcla introducida en la unidad de isomerización (IS19) es de aproximadamente el 11,5%. A la salida del reactor de isomerización (IS19), un tren de separación (29) permite producir 20 kt/año de un gas ligero que contiene esencialmente hidrógeno, 20 kt/año de tolueno y 160 kt/año de una fracción parafínica y nafténica (flujo 31) antes citada. La parte más pesada del isomerizado (flujo 22), o sea, 1.540 t/año, es reciclada hacia la entrada de la columna de xilenos (CD2).

# ES 2 321 198 T3

## Ejemplo 2

(Según la invención)

5 Este ejemplo ilustra una aplicación de la invención consistente en aumentar la capacidad del bucle aromático descrito en el ejemplo 1 en un 30%. Este ejemplo es ilustrado por la figura 1 según la invención.

La unidad de separación en lecho móvil simulado (LM6) está adaptada para funcionar con un nuevo flujo llamado refinado-2, o sea, cinco flujos principales (el desorbente, la carga, el extracto, el refinado intermedio y el refinado-2).

10 La unidad de adsorción (LM6) de cuatro flujos del ejemplo 1 según la técnica anterior es, pues, modificada para poder integrar este quinto flujo, ya sea añadiendo una compuerta de todo o nada por lecho, estando unido el conjunto de estas compuertas a un colector común, ya sea modificando la compuerta rotatoria para gestionar ahora cinco flujos principales.

15 Generalmente, la resistencia mecánica de las bandejas distribuidoras que separan los lechos es suficiente para aceptar un aumento del orden del 30% del caudal interno. Si no es éste el caso, se deben efectuar una descarga del tamiz y un refuerzo mecánico de las bandejas. Para separar el refinado-2 del desorbente, se utiliza igualmente una nueva columna de destilación (CD12).

20 Se añade igualmente al bucle aromático del ejemplo 1 una unidad de cristalización (CR23) alimentada por el flujo (13) y de la que se extrae el paraxileno (flujo 24) producido y un licor madre (flujo 25), que es reciclado hacia la columna de xilenos (CD2).

25 Se añade aún al bucle aromático una unidad de isomerización que trabaja en fase líquida (IS20) a baja temperatura, alimentada por el flujo (15) y cuyo efluente (flujo 21 y 40) es reciclado hacia la unidad de adsorción (LM6) en mezcla con el flujo (3).

30 La columna de adsorción en lecho móvil simulado (LM6) está siempre compuesta por 24 lechos que contienen una zeolita X intercambiada con bario. Lleva ahora 5 zonas definidas de la manera siguiente: 5 lechos en la zona 1, 9 lechos en la zona 2, 5 lechos en la zona 3A, 3 lechos en la zona 3B y 2 lechos en la zona 4. La temperatura es de 175°C.

35 La unidad de isomerización en fase líquida (IS20) trabaja en las condiciones operativas siguientes:

Presión: 2 MPa

Temperatura: 260°C

40 Catalizador: Contiene zeolita ZSM-5

Velocidad espacial: 3 h<sup>-1</sup>

45 La carga del bucle, procedente del reformaje, es de 600 kt/año, o sea, un 30% más que las 460 kt/año del ejemplo 1. Se añaden a la carga (1) 1.540 kt/año de isomerizado (flujo 22) reciclado de la unidad de isomerización (IS19) y 20 kt/año de licor madre de cristalización (flujo 28) cuyo contenido en paraxileno es del 38%. El flujo resultante es destilado en la columna de xilenos (CD2).

50 Se trasiegan en fondo de la columna (CD2) 30 kt/año de mezcla de C9 y C10 aromáticos (flujo 4) y en cabeza 2.130 kt/año de fracción de C8 aromáticos (flujo 3). Se añaden al flujo (3) 460 kt/año de isomerizado (flujo 40) procedente del reactor de isomerización (IS20) y se envía el flujo resultante a una unidad de adsorción en lecho móvil simulado (LM6) con cinco zonas y cinco flujos principales. El desorbente (flujo 5) está constituido en un 99% por paradietilbenceno. El caudal de desorbente es de 3.900 kt/año.

55 El caudal de extracto (flujo 7) a la salida de la unidad de adsorción (LM6) es de 1.580 kt/año. Se envía a las columnas de extracto (CD10) y de purificación (CD35). El caudal de extracto enviado a la columna (CD10) es de 1.200 kt/año. El caudal de extracto enviado a la columna (CD35) es de 380 kt/año.

60 Se trasiegan en fondo de estas columnas 1.040 kt/año de desorbente (flujo 16), que es reciclado hacia la unidad de adsorción en lecho móvil simulado (LM6), y en cabeza 540 kt/año de una mezcla (flujo 13) esencialmente constituida portolueno y por paraxileno.

65 Se envía esta mezcla (flujo 13) a la unidad de cristalización (CR23), de donde se extraen 20 Kt/año de licor madre rico en tolueno (flujo 25), que es reciclado en la entrada de la columna (CD2), y 520 kt/año de paraxileno con una pureza del 99,8% (flujo 24).

La unidad de cristalización está constituida por dos zonas de cristalización, siendo la primera operada a una temperatura de aproximadamente 10°C y la segunda a una temperatura de aproximadamente -20°C.

## ES 2 321 198 T3

El caudal de refinado intermedio (flujo 8) es de 3.190 kt/año. En fondo de la columna de destilación del refinado intermedio (CD11), se trasiegan 1.600 kt/año de desorbente (flujo 17) reciclado hacia la unidad de separación (LM6), y, en cabeza de la columna (CD11), se trasiegan 1.590 kt/año de refinado (flujo 14), cuyo contenido en paraxileno es del 1% aproximadamente.

5 Se añaden al flujo (14) 160 kt/año de una fracción parafínica y nafténica C8 y C9 (flujo 31). Se inyecta la mezcla de los flujos (14), (31), así como un reciclaje de 130 kt/año de hidrógeno (38), en el reactor de isomerización (IS19), que trabaja a alta temperatura en fase de vapor sobre un catalizador que contiene platino y zeolita EU-1. El contenido en etilbenceno de dicha mezcla es de aproximadamente un 16,4%.

10 A la salida del reactor de isomerización (IS19), un tren de separación (29) permite producir 25 kt/año de un gas que contiene mayoritariamente hidrógeno, 30 kt/año de tolueno y 160 kt/año de la fracción parafínica y nafténica antes citada (flujo 31). La parte más pesada del isomerizado (flujo 22), o sea, 1.540 t/año, es reciclada hacia la entrada de la columna de xilenos (CD2). El caudal de refinado-2 (flujo 9) es de 1.720 kt/año. En fondo de la columna de destilación 15 del refinado-2 (CD12), se trasiegan 1.260 kt/año de desorbente (flujo 18) reciclado hacia la unidad de adsorción (LM6), y se trasiegan en cabeza 460 kt/año de un flujo (15) cuyo contenido en etilbenceno es del 0,07% y cuyo contenido en paraxileno es del 0,15%.

20 Se isomeriza la mezcla (flujo 15) a baja temperatura en fase líquida en una unidad de isomerización (IS20) y el isomerizado obtenido (flujo 21) es reenviado directamente a la entrada de la unidad de adsorción (LM6).

Se reutiliza lo esencial de los elementos constituyentes del bucle aromático inicial y la inversión asociada al aumento del 30% de producción de paraxileno es netamente inferior a la que habría necesitado un bucle C8-aromático nuevo de idéntica capacidad.

25

30

35

40

45

50

55

60

65

## REIVINDICACIONES

1. Procedimiento de producción de paraxileno a partir de una carga que contiene xilenos, etilbenceno e hidrocarburos C9+, consistente en al menos las etapas siguientes:

- una etapa de adsorción en una unidad (LM6) que opera en lecho móvil simulado de la que surgen al menos tres flujos: un extracto constituido esencialmente por paraxileno y por desorbente, una fracción intermedia llamada refinado intermedio que contiene esencialmente etilbenceno y una segunda fracción llamada refinado-2 que contiene esencialmente una mezcla de meta- y de ortoxileno;

- una etapa de isomerización de los C8 aromáticos en una unidad (IS19) que trabaja en fase de vapor y convierte el etilbenceno para tratar el refinado intermedio;

- una etapa de isomerización de los C8 aromáticos en una unidad (IS20) que trabaja en fase líquida o en fase de vapor para tratar el refinado-2.

2. Procedimiento según la reivindicación 1 que incluye además, entre la etapa de adsorción y las etapas de isomerización, una etapa de purificación por cristalización del paraxileno de al menos una parte del extracto.

3. Procedimiento según la reivindicación 1 ó 2 que incluye al menos las etapas siguientes:

- se envía la carga (1) a una columna de destilación (CD2) de la que se trasiega en cabeza una mezcla (3) que contiene la mayor parte del metaxileno, del paraxileno y del etilbenceno y al menos una parte del ortoxileno, y de la que se trasiega en fondo un flujo (4) de hidrocarburos C9-C10 y la parte restante del ortoxileno;

- se efectúa una separación de la mezcla de cabeza (3) en lecho móvil simulado en al menos una columna de separación (LM6) que contiene una pluralidad de lechos interconectados y que trabaja en bucle cerrado, cuya columna tiene al menos cinco zonas delimitadas por las inyecciones del flujo (3) que constituye la carga de la columna (LM6) y del desorbente (5) y los trasiegos de un extracto (7) que contiene paraxileno, de un refinado intermedio (8) que contiene etilbenceno y de un refinado-2 (9) que contiene ortoxileno y metaxileno, estando comprendida la zona 1 de desorción del paraxileno entre la inyección del desorbente (5) y la recogida del extracto (7), estando comprendida la zona 2 de desorción del etilbenceno, del ortoxileno y del metaxileno entre la recogida del extracto (7) y la inyección de la carga de adsorción (3), estando comprendida la zona 3A de adsorción del paraxileno entre la inyección de la carga (3) y el trasiego del refinado intermedio (8), estando comprendida la zona 3B de adsorción del etilbenceno entre el trasiego de la fracción intermedia (8) y el trasiego del refinado-2 (9) y estando comprendida la zona 5 entre el trasiego de refinado-2 (9) y la inyección del desorbente (5);

- se destila el refinado intermedio (8) en una columna CD11 para eliminar sensiblemente todo el desorbente y se trasiega una primera fracción destilada (14) que contiene etilbenceno;

- se destila el refinado-2 en una columna CD12 para eliminar sensiblemente todo el desorbente y se trasiega una segunda fracción destilada (15);

- se destila el extracto (7) en una columna CD10 para recuperar una fracción (13) enriquecida en paraxileno;

- se envía dicha primera fracción destilada (14) a una primera zona de isomerización de los C8 aromáticos (IS19) que trabaja en fase de vapor y que convierte el etilbenceno para obtener un primer isomerizado (22);

- se envía al menos una parte de dicha segunda fracción destilada (15) a una segunda zona de isomerización de los xilenos (IS20) para obtener un segundo isomerizado (21);

- se envía el primer isomerizado (22) tras eliminación de sus fracciones ligeras en un tren de separación (29) hacia la columna de destilación (CD2);

- se recicla el segundo isomerizado (21), ya sea (flujo 40) a la columna de separación en lecho móvil simulado (LM6), en mezcla con el flujo de cabeza (3) procedente de la columna de destilación (CD2), ya sea (flujo 41) a la columna de destilación (CD2), en mezcla con la carga (1).

4. Procedimiento según la reivindicación 3, en el cual la fracción (13) procedente del extracto (7) es enriquecida en paraxileno de al menos un 50% de pureza y es enviada a al menos una zona de cristalización (CR23) para liberar cristales de paraxileno y un licor madre, siendo separados los cristales del licor madre y eventualmente resuspendidos, lavados y recuperados (flujo 24), y se mezcla el licor madre (25) con la carga (1) que alimenta la columna de separación en lecho móvil simulado (LM6) a través de la columna de destilación (CD2).

# ES 2 321 198 T3

5. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el cual la primera zona de isomerización (IS19) que trabaja en fase gaseosa es operada en las condiciones siguientes:

- temperatura superior a 300°C,
- presión inferior a 4 MPa,
- velocidad espacial horaria (V.V.H.) inferior a  $10\text{ h}^{-1}$ ,
- catalizador que contiene una zeolita de tipo estructural EUO y al menos un metal del grupo VIII,
- razón molar H<sub>2</sub>/hidrocarburos inferior a 10.

10. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el cual la segunda zona de isomerización (IS20) trabaja en fase líquida y es operada en las condiciones siguientes:

- temperatura inferior a 300°C,
- presión inferior a 4 MPa,
- velocidad espacial horaria (V.V.H.) inferior a  $10\text{ h}^{-1}$ ,
- catalizador que contiene una zeolita de tipo ZSM-5.

15. 7. Procedimiento según una de las reivindicaciones 3 a 6, en el cual el flujo (4) de fondo de la columna de destilación (CD2) es destilado en una columna de destilación (CD32) para producir en cabeza un flujo (33) de ortoxileno de alta pureza y en fondo un flujo (34) que contiene hidrocarburos C9-C10.

20. 8. Procedimiento según la reivindicación 7, donde el flujo que contiene el ortoxileno (33) es reciclado a la zona de isomerización en fase líquida (IS20).

25. 9. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el cual el adsorbente utilizado en la unidad de separación en lecho móvil simulado (LM6) es una zeolita X intercambiada con bario o una zeolita Y intercambiada con potasio o una zeolita Y intercambiada con bario y con potasio.

30. 10. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el cual el desorbente utilizado en la unidad de separación en lecho móvil simulado (LM6) es seleccionado entre el paradietilbenceno, el tolueno, el paradifluorobenceno o dietilbencenos en mezcla.

35. 11. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el cual la razón volúmica del desorbente a la carga en la unidad de separación en lecho móvil simulado (LM6) está comprendida entre 0,5 y 2,5.

40. 12. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el cual la unidad de separación en lecho móvil simulado (LM6) es operada a una temperatura comprendida entre 20°C y 250°C y bajo una presión comprendida entre la presión de burbuja de los xilenos a la temperatura operativa y 2 MPa.

45. 13. Procedimiento según una de las reivindicaciones 3 a 12, en el cual el contenido en etilbenceno de la segunda fracción destilada procedente del refinado-2 (flujo 15) alcanza a lo sumo un 5% en peso.

50. 14. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el cual el catalizador de la unidad de isomerización en fase gaseosa (IS19) comprende una zeolita de tipo estructural EUO y al menos un metal del grupo VIII de la clasificación periódica de los elementos en una proporción ponderal del 0,01% al 2% con respecto al catalizador.

55. 15. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el cual el catalizador de la unidad de isomerización en fase gaseosa (IS19) contiene una zeolita EU-1 y platino.

60. 16. Procedimiento según una de las reivindicaciones 3 a 15, en el cual una parte del flujo destilado procedente del refinado-2 (flujo 15) es enviada a un conjunto de unidades que permiten producir metaxileno y/u ortoxileno de alta pureza.

65

FIG.1

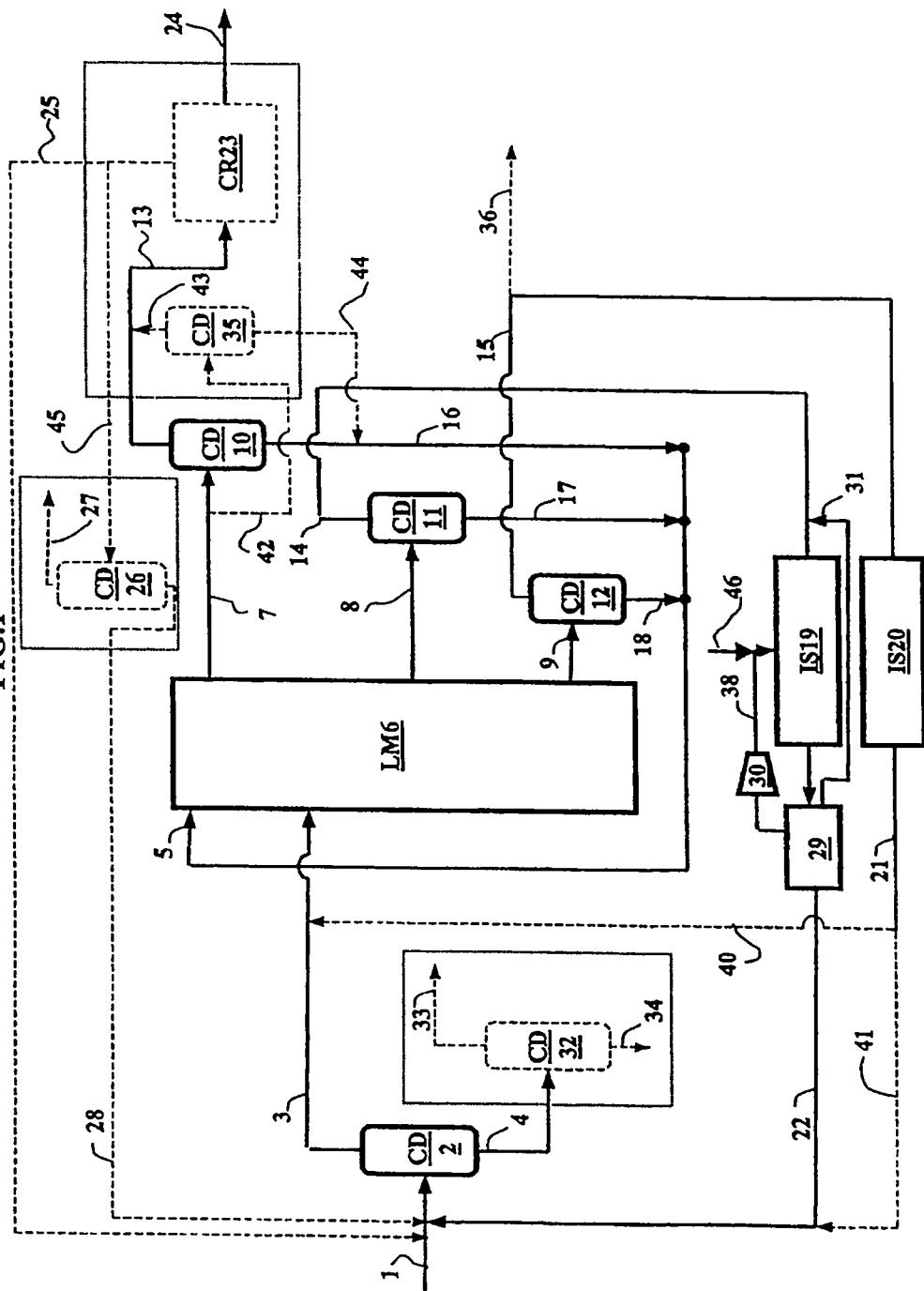


FIG.2

