

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 976 725**

51 Int. Cl.:

C07C 67/303 (2006.01)

C07C 69/75 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **14.09.2021** **E 21196659 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **10.01.2024** **EP 4148038**

54 Título: **Procedimiento para la hidrogenación en el núcleo de tereftalatos de dialquilo con baja formación de subproductos**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
07.08.2024

73 Titular/es:

EVONIK OXENO GMBH & CO. KG (100.0%)
Paul-Baumann-Straße 1
45772 Marl, DE

72 Inventor/es:

ZANTHOFF, HORST-WERNER;
BAUER, JULIA;
GRASS, MICHAEL y
SCHNEIDER, THOMAS

74 Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

ES 2 976 725 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Procedimiento para la hidrogenación en el núcleo de tereftalatos de dialquilo con baja formación de subproductos

5 La presente invención se refiere a un procedimiento para la hidrogenación en el núcleo de tereftalatos de dialquilo con grupos alquilo C3 a C16 en una unidad de hidrogenación a base de dos unidades de reacción conectadas en serie. En el caso del procedimiento según la invención se regula un parámetro del procedimiento adecuado en relación con la primera unidad de reacción, de modo que se consiga una conversión de la reacción específica.

10 Los plastificantes se utilizan en muchos sectores técnicos para hacer que materiales sintéticos tales como poli(cloruro de vinilo) (PVC) sean más suaves y elásticos. Los ftalatos, es decir, los diésteres del ácido (orto)ftálico, son desde hace muchos años la clase dominante de plastificantes. En los últimos años, los ésteres alquílicos de los ácidos ciclohexanodicarboxílicos también han adquirido mayor importancia, sobre todo debido al debate sobre posibles problemas de salud relacionados con los plastificantes a base de ftalatos. En este caso, los ésteres dialquílicos del ácido 1,2-ciclohexanodicarboxílico y recientemente también los ésteres dialquílicos del ácido 1,4-ciclohexanodicarboxílico desempeñan un papel.

20 Los ésteres de los ácidos 1,2- y 1,4-ciclohexanodialquildicarboxílicos se pueden preparar mediante hidrogenación (utilizada en lo sucesivo como sinónimo de la expresión hidrogenación en el núcleo) del anillo aromático de los ftalatos o tereftalatos correspondientes. Para los ftalatos, es decir, los ftalatos de dialquilo, ya se utilizan hoy en día a escala industrial correspondientes hidrogenaciones en el núcleo, por ejemplo en el caso de la reacción de DINP (ftalato de diisononilo) para dar DINCH (éster del ácido 1,2-diisononilciclohexanodicarboxílico). En lo que respecta a la hidrogenación de los tereftalatos, es decir, tereftalatos de dialquilo, se parte de la base de que procedimientos de este tipo son menos interesantes desde el punto de vista económico, ya que la reacción de los tereftalatos de dialquilo discurre más lentamente y en este caso se forman más subproductos que en la hidrogenación en el núcleo de ftalatos de dialquilo. Los documentos US2021032189 y US2006167151 dan a conocer un procedimiento para la hidrogenación en el núcleo de ftalatos de 1,2-dialquilo y tereftalatos de 1,4-dialquilo utilizando varios reactores conectados en serie.

30 Por lo tanto, existía el cometido de proporcionar un procedimiento mejorado para la hidrogenación en el núcleo de tereftalatos de dialquilo que también pudiera funcionar de forma económica en comparación con la hidrogenación en el núcleo de ftalatos de dialquilo. Por lo tanto, el cometido de la presente invención consistía en proporcionar un procedimiento para la hidrogenación en el núcleo de tereftalatos de dialquilo en una unidad de hidrogenación, que permita una producción más eficiente de los correspondientes ésteres.

35 El problema pudo resolverse mediante el procedimiento descrito en la reivindicación 1 para la hidrogenación en el núcleo de tereftalatos de dialquilo con grupos alquilo de C3 a C16. Ejecuciones preferidas de este procedimiento se indican en las reivindicaciones subordinadas.

40 El procedimiento según la invención es, por consiguiente, un procedimiento para la hidrogenación en el núcleo de tereftalatos de dialquilo con grupos alquilo de C3 a C16, preferentemente tereftalatos de dialquilo con grupos alquilo de C4 a C11, para dar los ésteres del ácido 1,4-ciclohexanodicarboxílico con los correspondientes grupos alquilo en una unidad de hidrogenación que se compone de dos unidades de reacción conectadas en serie, que se componen de un reactor o varios reactores en paralelo que funcionan en circuito o en paso recto, de los cuales el o los reactores de la segunda unidad de reacción funcionan en un paso recto, estando presente en cada caso un catalizador de hidrogenación heterogéneo en los reactores de las dos unidades de reacción de la unidad de hidrogenación y el procedimiento se caracteriza porque

50 el éster de ácido carboxílico aromático empleado como alimentación en los reactores de las unidades de reacción se pone en contacto con un gas que contiene hidrógeno, controlándose la conversión de la reacción en la primera unidad de reacción, y

55 en donde al menos un parámetro en relación con la primera unidad de reacción, seleccionado del grupo que consiste en la cantidad de alimentación suministrada a la primera unidad de reacción (cantidad total de alimentación nueva y reciclada), la cantidad de tereftalato de dialquilo a hidrogenar, la temperatura del reactor en el reactor o los reactores de la primera unidad de reacción, el aumento de temperatura, el caudal de circulación, la relación de alimentación/reciclaje, la relación de hidrógeno a éster de ácido carboxílico aromático, la presión del reactor, la composición de alimentación (p. ej., inhibición de la reacción añadiendo, p. ej., sustancias que reducen específicamente la actividad del catalizador), la cantidad de catalizador, la composición del catalizador, si existe enfriamiento, la cantidad de refrigerante que circula o la cantidad de producto en la salida de la primera unidad de reacción y una combinación de los mismos se regula de modo que se consiga una conversión de reacción en el intervalo de 85 a 93 %, preferiblemente de 88 a 92 %.

60 Sorprendentemente, se encontró que limitar la conversión de la reacción en la primera unidad de reacción conduce a que se pueda reducir la cantidad de subproductos y/o la cantidad de educto en el producto de hidrogenación final (después de pasar a través de la segunda unidad de reacción). El producto de reacción obtenido es, por lo tanto, más puro y

requiere menos esfuerzo de purificación o se encuentra inmediatamente disponible en la especificación necesaria para que pueda venderse o reutilizarse sin mayor esfuerzo de purificación.

5 Según la invención, la unidad de hidrogenación se compone de dos unidades de reacción conectadas en serie, cada una de ellas compuesta de un reactor o varios reactores en paralelo. En la segunda unidad de reacción, el (los) reactor(es) funcionan en un paso recto. El (los) reactor(es) en la primera unidad de reacción se pueden hacer funcionar de varias maneras. Sin embargo, se prefiere que en la primera unidad de reacción esté presente un reactor que funcione en circuito. Luego se ajusta la conversión de la reacción en relación con la alimentación de entrada y la entrada a la segunda unidad de reactor.

10 En el marco de la presente invención, el parámetro que se regula para limitar la conversión en el reactor o los reactores paralelos de la primera unidad de reacción se selecciona preferiblemente del grupo que consiste en la cantidad de alimentación suministrada al al menos un reactor de circuito (cantidad total de alimentación nueva y reciclada), la cantidad de tereftalato de dialquilo a hidrogenar, la temperatura del reactor en el al menos un reactor de circuito, el aumento de temperatura (= diferencia entre la temperatura en la entrada del reactor y la temperatura en la salida del reactor), el caudal de circulación, la relación de alimentación/reciclaje, la presión del reactor, en la medida en que esté presente una refrigeración, la cantidad de refrigerante que circula, la cantidad de producto en la salida de la primera unidad de reacción, y una combinación de los mismos. Los expertos en la técnica están familiarizados con las medidas apropiadas para regular estos parámetros. En una forma de realización particularmente preferida, el parámetro que se regula para limitar la conversión en uno o más reactores paralelos de la primera unidad de reacción se selecciona, en el marco de la presente invención, preferiblemente del grupo que consiste en la cantidad de alimentación suministrada al al menos un reactor de circuito (cantidad total de alimentación nueva y reciclada), la cantidad de tereftalato de dialquilo a hidrogenar, la relación de alimentación/reciclaje y una combinación de los mismos. Esto es particularmente ventajoso porque el rendimiento de la reacción se puede aumentar significativamente, lo que significa que se puede formar más producto en un tiempo más corto con una pequeña cantidad de subproductos.

25 En cuanto al ajuste de la cantidad de producto en la salida de la primera unidad de reacción, como posibilidad para ajustar la conversión de la reacción: la limitación de la conversión de la reacción también se puede crear de forma puramente matemática haciendo pasar una parte de la alimentación utilizada alrededor de la primera unidad de reacción, es decir, no pasa a través del o de los reactores de la unidad de reacción y no se hidrogena. La parte de la alimentación que pasa alrededor de la primera unidad de reacción se mezcla luego con el producto de salida de la reacción de la primera unidad de reacción, regulando así la cantidad de producto en la salida de la primera unidad de reacción, y a la segunda unidad de reacción con el (los) reactor(es), que es (son) hecho(s) funcionar en un pase recto. La corriente alimentada a la segunda unidad de reacción presenta entonces una composición que corresponde a la composición de un producto de salida de la reacción de la primera unidad de reacción, en la que se ha conseguido una conversión de reacción en el intervalo de 85 a 93 %, preferiblemente 88 o bien 92 %. Esto se puede regular muy fácilmente mediante la cantidad de alimentación que circula alrededor de la primera unidad de reacción. En esta forma de realización, la conversión deseada en la primera unidad de reacción es solo ficticia. La verdadera conversión de reacción en la primera unidad de reacción puede ser entonces (significativamente) mayor y se reduce artificialmente mediante la adición de alimentación.

40 El procedimiento según la invención podría realizarse en principio de forma discontinua o de forma continua. Según la invención se prefiere que sea un procedimiento continuo. A pesar de la limitación de la conversión de reacción en la primera unidad de reacción, en el procedimiento según la invención se consigue una conversión total, referida a toda la unidad de hidrogenación, mayor que o igual a 99,7 %, preferentemente mayor que o igual a 99,8 %. La cantidad de subproductos en el producto del procedimiento de hidrogenación en el núcleo después de la unidad de hidrogenación es preferentemente menor que 1,3 % en peso, de forma especialmente preferente menor que 1,2 % en peso.

45 Según la invención, en la hidrogenación en el núcleo se utilizan tereftalatos de dialquilo con grupos alquilo de C3 a C16. La elección de la longitud de los grupos alquilo es menos crítica y no debería plantear problema importante alguno al experto en la técnica. Sin embargo, se prefiere que los dos grupos alquilo presenten la misma longitud de cadena. El tereftalato de dialquilo empleado es preferiblemente tereftalato de dialquilo con grupos alquilo de C4 a C11, más preferiblemente un tereftalato de dialquilo con grupos alquilo de C4 a C10, más preferiblemente un tereftalato de dialquilo con grupos alquilo de C5 a C9, de manera especialmente preferida un tereftalato de dialquilo con grupos alquilo de C8 o C9. De manera muy especialmente preferente el tereftalato de dialquilo empleado es tereftalato de dietilhexilo o tereftalato de diisonilo.

50 El tereftalato de dialquilo empleado en la hidrogenación en el núcleo se puede preparar mediante transesterificación de ésteres del ácido tereftálico, por ejemplo tereftalato de dimetilo, con un alcohol correspondiente o mediante esterificación de ácido tereftálico con un alcohol correspondiente. La longitud de cadena del alcohol empleado corresponde a la longitud de cadena del éster formado.

55 Según la invención, en el caso del procedimiento según la invención se emplean catalizadores de hidrogenación heterogéneos para la hidrogenación en el núcleo de tereftalatos de dialquilo o, en general, ésteres de ácidos carboxílicos aromáticos. Estos pueden ser catalizadores que contienen un material de soporte o catalizadores no soportados (sin material de soporte), por ejemplo Ni Raney. El catalizador de hidrogenación heterogéneo, que se emplea en la hidrogenación en el núcleo en los al menos dos reactores de la unidad de hidrogenación, comprende preferiblemente al

menos un metal de transición sobre un material de soporte o se compone de al menos un metal de transición sobre un material de soporte. Catalizadores adecuados también son familiares para el experto en la materia y se pueden encontrar, por ejemplo, en el documento WO 03/103830 A1.

5 El metal de transición del catalizador de hidrogenación heterogéneo es preferentemente un metal que se selecciona del grupo 8 del Sistema Periódico de los Elementos (grupo hierro), preferentemente del grupo formado por hierro, rutenio, cobalto, níquel, rodio, platino, paladio o mezclas de los mismos. El rutenio es el metal de transición particularmente preferido del catalizador empleado en la presente invención. El contenido de metales de transición en el catalizador de hidrogenación heterogéneo se encuentra preferentemente en el intervalo de 0,1 a 10 % en peso, preferentemente, en particular, en el intervalo de 0,2 a 5 % en peso, especialmente en el intervalo de 0,5 a 3 % en peso. Si se utiliza rutenio como metal de transición, el contenido de rutenio, calculado como metal, se sitúa preferentemente en el intervalo de 0,1 a 10 % en peso, en particular en el intervalo de 0,2 a 5 % en peso, muy particularmente en el intervalo entre 0,5 y 3 % en peso.

15 El material de soporte sobre el que se encuentra el metal de transición del catalizador de hidrogenación heterogéneo se selecciona preferentemente del grupo formado por carbón activado, carburo de silicio, óxido de aluminio, dióxido de silicio, aluminosilicato, zeolitas, dióxido de titanio, dióxido de zirconio, óxido de magnesio, óxido de zinc o mezclas de los mismos. Materiales de soporte preferidos son óxido de aluminio, dióxido de silicio, dióxido de titanio y mezclas de los mismos, siendo especialmente preferidos el dióxido de titanio y el óxido de aluminio. Además, estos materiales de soporte pueden contener componentes de metales alcalinos, alcalinotérreos y/o azufre.

20 Los catalizadores de hidrogenación heterogéneos en los reactores de las dos unidades de reacción pueden presentar la misma o diferente composición de metal de transición y material de soporte. Los al menos dos catalizadores de hidrogenación heterogéneos presentan preferiblemente la misma composición, es decir, comprenden el mismo metal de transición y el mismo material de soporte, pudiendo ser diferente el contenido de metal de transición, preferiblemente el contenido de rutenio.

25 Según la invención, la hidrogenación en el núcleo se lleva a cabo preferentemente en fase líquida. La hidrogenación en el núcleo se puede llevar a cabo con catalizadores de hidrogenación homogéneos o heterogéneos dispuestos en suspensión o en trozos en un lecho fijo. En el procedimiento según la invención se prefiere una hidrogenación en el núcleo continua sobre un catalizador heterogéneo dispuesto en un lecho fijo, en el que la mezcla de reacción se encuentra principalmente en estado líquido en las condiciones de reacción. Preferiblemente, el (los) reactor(es) se hacen funcionar con una fase mixta líquido/gas, p. ej., como reactor(es) de lecho percolador, que puede(n) estar total o parcialmente inundado(s).

30 Para la hidrogenación en el núcleo se pueden seleccionar diferentes variantes de procedimiento. Puede realizarse un procedimiento adiabático o politrópico, de una etapa o multietapa. En este último caso, todos los reactores, preferiblemente reactores tubulares, pueden funcionar de forma adiabática o politrópica, así como uno o varios de ellos de forma adiabática y los demás de forma politrópica.

35 La hidrogenación en el núcleo según la invención se puede llevar a cabo en fase mixta líquido/gas o en fase líquida en reactores trifásicos en isocorriente, introduciéndose el gas de hidrogenación en la corriente líquida de educto/producto de manera en sí conocida. En aras de una distribución uniforme del líquido, una mejor disipación del calor de la reacción y un alto rendimiento espacio-tiempo, los reactores se hacen funcionar preferentemente con cargas de líquido elevadas de 15 a 120, en particular de 25 a 80 m³ por m² de sección transversal del reactor vacío. y hora. Si un reactor funciona en paso recto, la carga específica de catalizador (LHSV) puede adoptar valores entre 0,1 y 10 h⁻¹.

40 En una forma de realización preferida, el procedimiento de hidrogenación en el núcleo se puede llevar a cabo en ausencia o preferentemente en presencia de un disolvente. Como disolventes se pueden emplear todos los líquidos que forman una solución homogénea con el educto y el producto, se comportan de forma inerte en condiciones de hidrogenación y se pueden separar fácilmente del producto.

45 Como disolventes se pueden emplear, por ejemplo, las siguientes sustancias: éteres de cadena lineal o cíclicos tales como, por ejemplo, tetrahidrofurano o dioxano, así como alcoholes alifáticos, en los que el radical alquilo presenta 1 a 13 átomos de carbono. Alcoholes o mezclas de alcoholes que se pueden utilizar preferentemente son, por ejemplo, isopropanol, n-butanol, isobutanol, n-pentanol, 2-etilhexanol, nonanoles, mezclas técnicas de nonanoles, decanol, mezclas técnicas de decanoles, tridecanoles.

50 Cuando se emplean alcoholes como disolventes, puede ser aconsejable utilizar el alcohol o la mezcla de alcoholes que se produciría durante la saponificación del producto. Esto excluye la formación de subproductos mediante transesterificación. Otro disolvente preferido es el producto de hidrogenación, en este caso los propios tereftalatos de dialquilo hidrogenados en el núcleo.

55 La hidrogenación en el núcleo se puede llevar a cabo en un intervalo de presiones de 3 a 300 bares, preferentemente de 20 a 200 bares. Las temperaturas de hidrogenación se sitúan preferentemente en el intervalo de 50 a 250 °C, en particular en el intervalo de 60 a 200 °C.

5 Como gases de hidrogenación se pueden emplear mezclas arbitrarias de gases que contengan hidrógeno y que no contengan cantidades nocivas de venenos para catalizadores tales como, por ejemplo, monóxido de carbono o sulfuro de hidrógeno. Además de hidrógeno, en el gas de hidrogenación pueden estar presentes, por ejemplo, CO₂, nitrógeno o metano. Preferentemente se utiliza hidrógeno con una pureza superior al 95 %, en particular superior al 98 %.

La invención se explica a continuación con ayuda de ejemplos. Estos ejemplos muestran formas de realización ejemplares y no han de entenderse como limitantes.

10 **Ejemplo**

Ensayos de hidrogenación con ftalato de diisononilo (DINP) y tereftalato de diisononilo (DINT) se llevaron a cabo en una unidad de hidrogenación que se componía de un reactor de circuito y un reactor hecho funcionar en paso recto de la siguiente manera:

15 La hidrogenación en el núcleo de DINT o bien DINP se realizó en un reactor tubular en funcionamiento cíclico con un segundo reactor tubular conectado en paso recto. Los reactores tubulares se hicieron circular en isocorriente con la fase líquida (DINT o bien DINP y producto de hidrogenación) y la fase gaseosa (hidrógeno) en el lecho percolador. Se utilizó un catalizador de rutenio disponible comercialmente (Specialyst® 102: 1 % Ru sobre un soporte de TiO₂, razón social Evonik Operations GmbH) como catalizador de hidrogenación en ambos reactores. Éste se empleó en el reactor tubular de circuito con un diámetro interior de 40 mm y una longitud de 479 mm y en el segundo reactor con un diámetro interior de 20 mm y una longitud de 1076 mm. La tasa de alimentación de DINT o bien DINP empleada en la hidrogenación en el núcleo se varió según el experimento entre aprox. 180 - 800 g/h, el caudal de circulación fue siempre de 80 L/h. La tasa de alimentación se cambió durante la reacción para influir en la conversión de la reacción. La regulación de hidrógeno se llevó a cabo utilizando un funcionamiento constante de gases de escape con una corriente de gases de escape de 0,5 L/h. Los ensayos se llevaron a cabo en cada caso a una presión de la instalación de 100 bares, así como a una temperatura del reactor tubular de 105 °C en el reactor de circuito y de 110 °C en el segundo reactor. Se examinó el producto de salida de la unidad de hidrogenación para determinar la presencia y cantidad de subproductos mediante cromatografía de gases (GC). Los resultados se muestran en la Tabla 1 a continuación:

30

Educto	Temperatura / °C	Tasa de alimentación / g/h	Conversión en el reactor de circuito / %	Conversión total (después del último reactor) / %	Cantidad de subproductos después del último reactor / % en peso
DINT	105	246	95,1	> 99,8	1,49
DINT	105	397	91,0	> 99,8	1,11
DINT	105	429	90,0	> 99,8	1,02
DINP	105	427	94,9	> 99,8	0,49
DINP	105	792	90,1	> 99,8	0,43

35 Se demuestra que en la hidrogenación en el núcleo de tereftalato, limitando la conversión en el primer reactor, se puede reducir significativamente la cantidad de subproductos después del último reactor. Sin embargo, en el caso del correspondiente ftalato este cambio es mínimo. Limitar la conversión en el caso de tereftalato tiene aquí, además, la ventaja de que la tasa de alimentación se puede aumentar significativamente. Esto significa que se pueden producir más productos hidrogenados en el núcleo con mayor pureza, aumentando con ello la rentabilidad del procedimiento.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para la hidrogenación en el núcleo de tereftalatos de dialquilo con grupos alquilo de C3 a C16, preferentemente tereftalatos de dialquilo con grupos alquilo de C4 a C11, para dar los ésteres del ácido 1,4-ciclohexanodicarboxílico con los correspondientes grupos alquilo en una unidad de hidrogenación que se compone de dos unidades de reacción conectadas en serie, que se componen de un reactor o varios reactores en paralelo, de las que el reactor o los reactores en la segunda unidad de reactor se hacen funcionar en paso recto, estando presente en cada caso un catalizador de hidrogenación heterogéneo en los reactores de las dos unidades de reacción de la unidad de hidrogenación y el procedimiento se caracteriza por que
5 el éster de ácido carboxílico aromático empleado como alimentación en los reactores de las unidades de reacción se pone en contacto con un gas que contiene hidrógeno, controlándose la conversión de la reacción en la primera unidad de reacción, y
10 en donde al menos un parámetro en relación con la primera unidad de reacción, seleccionado del grupo que consiste en la cantidad de alimentación suministrada a la primera unidad de reacción (cantidad total de alimentación nueva y reciclada), la cantidad de tereftalato de dialquilo a hidrogenar, la temperatura del reactor en el reactor o los reactores de la primera unidad de reacción, el aumento de temperatura, el caudal de circulación, la relación de alimentación/reciclaje, la relación de hidrógeno a éster de ácido carboxílico aromático, la presión del reactor, la composición de alimentación, la cantidad de catalizador, la composición del catalizador, si existe enfriamiento, la cantidad de refrigerante que circula o la cantidad de producto en la salida de la primera unidad de reacción y una combinación de los mismos se regula de modo
15 que se consiga una conversión de reacción en el intervalo de 85 a 93 %, preferiblemente de 88 a 92 %.
2. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que en la primera unidad de reacción está presente un reactor que se hace funcionar en circuito.
- 25 3. Procedimiento según las reivindicaciones 1 y 2, en el que la cantidad de subproductos en el producto del procedimiento de la hidrogenación en el núcleo después de la unidad de hidrogenación es inferior a 1,3 % en peso, preferentemente inferior a 1,2 % en peso.
- 30 4. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el que la conversión total en el caso del procedimiento, referida a toda la unidad de hidrogenación, es mayor que o igual a 99,7 %, preferentemente mayor que o igual a 99,8 %.
- 35 5. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el que el tereftalato de dialquilo empleado en la hidrogenación en el núcleo es un tereftalato de dialquilo con grupos alquilo de C4 a C10, preferiblemente un tereftalato de dialquilo con grupos alquilo de C5 a C9, de manera especialmente preferida un tereftalato de dialquilo con grupos alquilo de C8 o C9.
- 40 6. Procedimiento según la reivindicación 5, en el que el tereftalato de dialquilo empleado en la hidrogenación en el núcleo se prepara mediante transesterificación de tereftalato de dimetilo con un alcohol con 4 a 10 átomos de carbono o mediante esterificación de ácido tereftálico con un alcohol con 4 a 10 átomos de carbono.
- 45 7. Procedimiento según la reivindicación 5, en el que el tereftalato de dialquilo empleado en la hidrogenación en el núcleo es tereftalato de dietilhexilo o tereftalato de diisononilo.
- 50 8. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el que el catalizador de hidrogenación heterogéneo empleado en la hidrogenación en el núcleo en los reactores de las dos unidades de reactor de la unidad de hidrogenación comprende un metal de transición sobre un material de soporte.
- 55 9. Procedimiento según la reivindicación 8, en el que el metal de transición es un metal del grupo 8 del Sistema Periódico de los Elementos (grupo hierro), preferentemente rutenio.
- 60 10. Procedimiento según la reivindicación 8 o 9, en el que el material de soporte se selecciona del grupo que consiste en carbón activado, carburo de silicio, óxido de aluminio, dióxido de silicio, aluminosilicato, zeolitas, dióxido de titanio, dióxido de zirconio, óxido de magnesio, óxido de zinc o mezclas de los mismos.
- 65 11. Procedimiento según la reivindicación 10, en el que el material de soporte es dióxido de titanio u óxido de aluminio.
12. Procedimiento según una de las reivindicaciones 8 a 11, en el que el contenido de metales de transición en el catalizador de hidrogenación heterogéneo se encuentra preferentemente en el intervalo de 0,1 a 10 % en peso, preferentemente, en particular, en el intervalo de 0,2 a 5 % en peso, especialmente en el intervalo de 0,5 a 3 % en peso.
13. Procedimiento según una de las reivindicaciones 8 a 12, en el que los catalizadores de hidrogenación en los al menos dos reactores de la unidad de hidrogenación presentan la misma composición.
14. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el que la temperatura de hidrogenación en el caso de la hidrogenación en el núcleo se encuentra en el intervalo de 50 a 250 °C.

15. Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el que la hidrogenación en el núcleo se lleva a cabo en un intervalo de presiones de 3 a 300 bares.