(19) OFICINA ESPAÑOLA DE PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

(11) Número de publicación: **2 554 328**

(51) Int. CI.:

C07C 29/141 (2006.01)
C07C 31/20 (2006.01)

(12) TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA T3

(96) Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.02.2007 E 07712307 (3)**

(97) Fecha y número de publicación de la concesión europea: **23.09.2015 EP 1993983**

(54) Título: **Proceso para hidrogenar metilolalcanales**

(30) Prioridad:

01.03.2006 DE 102006009838

(45) Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
18.12.2015

(73) Titular/es:

BASF SE (100.0%)
67056 Ludwigshafen, DE

(72) Inventor/es:

MAAS, STEFFEN;
JOHANN, THORSTEN;
KOCH, MICHAEL;
SIRCH, TILMAN;
SCHLITTER, STEPHAN;
RITTINGER, STEFAN y
STEINIGER, MICHAEL

(74) Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

Observaciones :

Véase nota informativa (Remarks) en el folleto original publicado por la Oficina Europea de Patentes

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 para hidrogenar metilolalcanales

La invención se refiere a un proceso para la hidrogenación catalítica de metilolalcanales en la fase líquida en un catalizador de hidrogenación mediante control del valor del pH del efluente líquido.

La hidrogenación catalítica de los compuestos de carbonilo, tales como por ejemplo aldehídos, para la producción de alcoholes sencillos y funcionalizados ocupa un lugar importante en las líneas de producción de la industria química básica. Esto aplica particularmente para la hidrogenación de aldehídos los cuales pueden obtenerse mediante oxosíntesis o reacción de aldol.

Mediante reacción de aldol de alcanales con formaldehído en exceso, en presencia de cantidades estequiométricas de base, pueden obtenerse metilolalcanales. De la WO 01/51438 se conoce el uso de hidróxidos inorgánicos tales como hidróxido de sodio o hidróxido de calcio, en calidad de base. La WO 98/28253 y la DE-A 1957591 describen aminas como catalizadores básicos de la aldolización y la WO 98/29374 describe intercambiadores iónicos básicos. El metilolalcanal se obtiene de acuerdo con estos procesos como una solución acuosa al 20 a 80% en peso. El valor de pH de esta solución acuosa se encuentra solamente en 3,5 a 6,0, puesto que el catalizador básico de la aldolización también cataliza la reacción de Cannizzaro del formaldehído en ácido fórmico, el cual a su vez neutraliza la base, al menos parcialmente.

Si se quiere producir alcoholes polihídricos tales como pentaeritritol, neopentilglicol o trimetilolpropano a partir de soluciones acuosas de metilolalcanal, estas soluciones tienen que hidrogenarse.

Esta hidrogenación se realiza en términos generales a temperaturas por encima de 80 °C. Se observan disociaciones del grupo metilol para producir aldehído, la reacción de Cannizzaro del formaldehído en ácido fórmico y además formación de éteres, ésteres y acetal en el reactor de hidrogenación. Estas reacciones secundarias conducen a actividades bajas de hidrogenación y a bajos rendimientos de alcohol polihídrico.

Además, muchos catalizadores de hidrogenación en estas condiciones no son estables. Principalmente, los catalizadores a base de los óxidos de aluminio y de silicio, tal como se conocen a partir de la EP-A 44 444 y la WO 95/32171, pierden actividad en presencia de estas soluciones acuosas de metilolalcanal, en condiciones de hidrogenación, lo cual conduce según la experiencia a un rendimiento ostensiblemente más bajo, por períodos de tiempo de algunos meses. A escala industrial esto podría compensarse, al menos parcialmente, incrementando en etapas la temperatura de hidrogenación. Esta medida significa que junto con el consumo de energía elevado, anti-económico, las reacciones secundarias aumentan bastante a partir de una temperatura determinada, las cuales conducen a índices mayores de utilización (consumo de las materias primas) o a un producto menos puro, de modo que el catalizador tiene que reemplazarse por uno nuevo.

De esta manera, por ejemplo, durante la hidrogenación de hidroxipivaldehído o de dimetilolbutanal en los alcoholes correspondientes neopentilglicol (NPG) y trimetilolpropano (TMP), con la temperatura en aumento tiene lugar una reacción de retro-aldol. Los aldehídos generados en este caso se hidrogenan en subproductos indeseados (en el caso de la preparación de NPG se generan entonces isobutanol y metanol, en el caso de la preparación de TMP se producen 2-metilbutanol, 2-etil-1,3-propandiol y metanol) y por consiguiente los rendimientos se reducen. En el caso de la síntesis de NPG a temperatura elevada, también se observa en mayor extensión la formación del acetal cíclico de NPG y de hidroxipivaldehído (HPA). Este subproducto no puede separarse de NPG mediante destilación y por tanto conduce a un producto de valor con bajo grado de pureza. Además, las altas temperaturas promueven la reacción térmica de Tischtschenko de HPA en éster de neopentilglicol y ácido hidroxipiválico (HPN). Éste se hidrogena parcialmente en NPG y ácido hidroxipiválico (HPS), lo cual a su vez conduce a una reducción del valor de pH. Debido a estas reacciones secundarias, el incremento de temperatura como medio para mantener constante la actividad de hidrogenación de un catalizador senescente está limitado por factores económicos como el rendimiento y la pureza del producto.

De acuerdo con la invención se ha establecido ahora que el valor del pH en el reactor de hidrogenación tiene influencia decisiva en el resultado de la hidrogenación y en la actividad del catalizador. El valor de pH en el reactor de hidrogenación se determina de manera decisiva por su contenido de ácido fórmico. Además, la hidrólisis de HPN en NPG y HPS también tiene influencia en el valor de pH.

El ácido fórmico que se ha formado durante la aldolización como subproducto mediante una reacción de Cannizzaro a partir de formaldehído, en el transcurso de la hidrogenación operada a nivel industrial, se descompone en CO_2 y H_2 o en CO y H_2O. CO y CO_2 pueden detectarse en el gas de salida de la hidrogenación. La tasa de descomposición del subproducto indeseado de ácido fórmico depende, además de la temperatura, y de manera decisiva de la edad del catalizador. Con la edad creciente del catalizador, en condiciones de reacción constantes, también disminuye permanentemente la tasa de descomposición de ácido fórmico.

En términos generales, a fin de garantizar una buena disipación del calor de hidrogenación, el reactor de hidrogenación es operado a escala industrial con una alta proporción de circulación, es decir que la cantidad de circulación se selecciona mayor que la cantidad de nuevo afluente (abastecimiento de materia prima fresca a suministrar). Por lo tanto, el valor de pH en el reactor corresponde al pH del efluente de hidrogenación, pero se encuentra ostensiblemente más alto que el valor de pH del afluente de hidrogenación. La diferencia de los valores de pH entre el afluente (feed) y el efluente se determina por la actividad del catalizador respecto de la descomposición de ácido fórmico, así como por la temperatura, la cantidad de gas de salida y la carga.

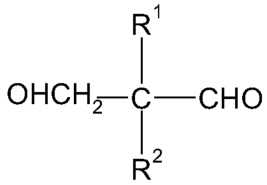
Del estado de la técnica ya se conocen procesos en los cuales se ha intentado influir en el resultado de la hidrogenación mediante el valor de pH.

PCT/WO 2004/092097 describe un proceso de hidrogenación en el cual el afluente de hidrogenación se neutraliza adicionando una base con el propósito de impedir efectos negativos del valor de pH en la estabilidad mecánica del soporte de catalizador. La desventaja de este proceso es que ajustando un valor de pH en el afluente de hidrogenación, debido a los efectos ya descritos como la descomposición del ácido fórmico o la formación de ácido hidroxipiválico, no es posible un control efectivo del valor de pH en el reactor de hidrogenación. Las oscilaciones del valor de pH en el reactor de hidrogenación que resultan obligatoriamente de este procedimiento impiden una conversión óptima de hidrogenación y el logro de una selectividad óptima.

La JP 2004-182622 describe un proceso de hidrogenación en el cual se ajusta el valor de pH a pH 5,5 - 7,5. En el caso de valores de pH se observó una descarga del metal activo desde el catalizador, lo cual condujo a una pérdida continua de actividad. Además, los vestigios (trazas) de metal interfieren en el procesamiento posterior. A valores de pH superiores se observaron condensaciones de aldol los cuales reducen la selectividad del proceso.

El objetivo fundamental de la invención fue proporcionar un proceso para la hidrogenación catalítica de metilolalcanales, en el cual puedan obtenerse alcoholes polihídricos con buenas selectividades de hidrogenación y rendimientos, con alta vida útil del catalizador.

Este objetivo se logra mediante un proceso para la hidrogenación catalítica de metilolalcanales de la fórmula general



en la cual R^1 y R^2, independientemente uno de otro, significan otro grupo metilol o un grupo alquilo con 1 hasta 22 átomos de C o un grupo arilo o aralquilo con 6 a 33 átomos de C, en la fase líquida, en un catalizador de hidrogenación, caracterizado porque adicionando al menos una amina terciaria, una base inorgánica o un ácido inorgánico u orgánico al afluente de hidrogenación, se ajusta un valor de pH de 7,0 a 9,0 en el efluente de hidrogenación.

El proceso de la invención hace posible un control efectivo del valor de pH en el reactor ajustando el intervalo de valores de pH según la invención en el efluente de hidrogenación. Pueden evitarse las oscilaciones del valor de pH por reacciones secundarias de la hidrogenación y la influencia de un catalizador senescente. Se logran altos rendimientos, selectividades y vida útil del catalizador.

Por afluente de la hidrogenación en esta solicitud se entiende una solución acuosa que contienen metilolalcanal de la fórmula general I, principalmente una solución acuosa que contiene 20 a 80% en peso de metilolalcanal. Un afluente de hidrogenación de este tipo se prepara preferiblemente mediante reacción de aldehídos con formaldehído, de acuerdo con WO 98/28253 o DE-A 1957591.

Se procede de tal manera que el aldehído se hace reaccionar con cantidades 1 a 8 veces de formaldehído en presencia de una amina terciaria (aldolización) y la mezcla de reacción obtenida de esta manera se separa en dos soluciones, en cuyo caso una solución tiene el metilolalcanal mencionado y la otra solución tiene el producto de partida no convertido. Esta última solución se recircula a la reacción. La separación se efectúa por destilación o separación sencilla de la fase acuosa de la orgánica. La solución acuosa que contiene metilolalcanal puede emplearse como afluente de hidrogenación en el proceso de la invención.

Sin embargo, también es posible preparar la solución acuosa de metilolalcanal como afluente de hidrogenación de acuerdo con otros procesos del estado de la técnica, por ejemplo de acuerdo con los procesos conocidos de las WO 01/51438, WO 97/17313 y WO 98/29374.

En una variante preferida del proceso de la invención, en calidad de afluente de hidrogenación se emplea una solución de metilolalcanal acuosa, particularmente pobre en formaldehído o desprovista de formaldehído. En una solución de metilolalcanal pobre en formaldehído el contenido de formaldehído se encuentra por debajo de 5% en peso. La separación de formaldehído del efluente de aldolización, el cual fue obtenido a manera de ejemplo de acuerdo con WO 98/28253, puede efectuarse de acuerdo con métodos conocidos del estado de la técnica, por ejemplo mediante destilación.

El metilolalcanal de la fórmula general I es preferiblemente dimetilolalcanal, pentaeritrosa o hidroxipivaldehído.

El afluente de hidrogenación se mezcla antes de la entrada del reactor de hidrogenación con amina terciaria, base inorgánica o ácido inorgánico u orgánico, hasta que el efluente de hidrogenación, el cual se retira a la salida del reactor, tenga un valor de pH de 7,0 a 9,0, para la preparación de neopentilglicol preferiblemente un valor de 8,0 a 9,0, para la preparación de trimetilolpropano preferiblemente un valor de pH de 7,0 a 8,0. También es posible alimentar por separado el afluente de hidrogenación y la amina terciaria, la base inorgánica o el ácido inorgánico u orgánico y allí mezclarlos.

Como aminas terciarias adecuadas, a manera de ejemplo, se mencionan las aminas listadas en la DE-A 25 07 461. Como aminas terciarias particularmente se prefieren tri-n-alquil(de C_1 a C_4)aminas y particularmente se prefieren trimetilamina, trietilamina, tri-n-propilamina y tri-n-butilamina. En general, en el proceso de la invención se adicionan hasta 10% en peso (respecto del afluente de hidrogenación) de la amina terciaria para el control de pH. La amina puede emplearse como una sustancia pura o como solución acuosa.

Bases inorgánicas adecuadas son los carbonatos, hidrocarbonatos e hidróxidos de los metales alcalinos y alcalinotérreos.

Las aminas pueden utilizarse de manera particularmente ventajosa para ajustar el pH ya que forman sales que pueden descomponerse térmicamente con el ácido fórmico, las cuales pueden disociarse a su vez después de la hidrogenación. De esta manera, puede evitarse una carga de sal y la amina terciaria puede recircularse al proceso.

Es particularmente ventajoso el uso de la misma amina terciaria en el proceso de aldolización en metilolalcanal (la condensación de aldehídos superior y formaldehído) y en la hidrogenación.

En calidad de ácidos inorgánicos u orgánicos pueden utilizarse de acuerdo con la invención ácidos minerales tales como ácido clorhídrico, ácido sulfúrico o ácido fosfórico; o ácidos orgánicos tales como ácido cítrico, ácido acético o ácido etilhexanoico. Preferiblemente se utiliza ácido acético. En términos generales, para el control de pH se adicionan entre 0 y 3% en peso (respecto del afluente de hidrogenación) de una solución acuosa al 10% del ácido.

La medición del valor de pH se efectúa con las técnicas conocidas, preferiblemente con un electrodo de vidrio y un pH-metro.

Los catalizadores que pueden utilizarse según la invención son catalizadores adecuados para la hidrogenación que tienen preferiblemente al menos un metal del subgrupo 8 a 12 del sistema periódico de los elementos, tales como Fe, Ru, Os, Co, Rh, Ir, Ni, Pd, Pt, Cu, Ag, Au, Zn, Cd, Hg, preferiblemente Fe, Co, Ni, Cu, Ru, Pd, Pt, particularmente preferible Cu, preferible sobre un material de soporte habitual, particularmente preferible sobre uno de los óxidos de titanio, zirconio, hafnio, silicio y/o aluminio. La preparación de los catalizadores que pueden usarse según la invención puede efectuarse de acuerdo con métodos conocidos del estado de la técnica para la preparación de catalizadores soportados de este tipo. Preferiblemente pueden utilizarse también catalizadores soportados que tienen cobre sobre un material de soporte que contiene óxido de aluminio o dióxido de titanio, en presencia o en ausencia de uno o de varios de los elementos magnesio, bario, zinc o cromo. Catalizadores de este tipo y su preparación son conocidos de la WO 99/44974.

Además, para la hidrogenación de acuerdo con la invención son adecuados los catalizadores soportados que contienen cobre, tal como están descritos en la WO 95/32171 y los catalizadores divulgados en las EPA 44 444 y DE 19 57 591.

La hidrogenación puede realizarse de manera discontinua o continua, por ejemplo en un reactor tubular lleno de un lecho de catalizador, en el cual se hace pasar la solución de reacción sobre el lecho del catalizador, por ejemplo mediante procedimiento de flujo hacia arriba o de flujo hacia abajo (en modo de goteo o en modo de fase líquida), tal como está descrito en la DE-A 19 41 633 o la DE-A 20 40 501. Puede ser ventajoso reciclar la corriente parcial del efluente de reacción opcionalmente con enfriamiento y de nuevo hacerla pasar por el lecho fijo del catalizador. Este modo de circulación es operado preferiblemente con una proporción de circulación a afluente (feed) de 10:1 a 20:1. Asimismo, puede ser ventajoso realizar la hidrogenación en varios reactores conectados de manera sucesiva, por ejemplo en 2 a 4 reactores, en cuyo caso la reacción de hidrogenación se realiza solamente hasta una conversión parcial de, por ejemplo, 50 a 98% en los reactores individuales antes del último reactor y solamente en el último reactor completar la hidrogenación. En tal caso puede ser conveniente enfriar el afluente de hidrogenación que viene

del reactor precedente, por ejemplo por medio de dispositivos de refrigeración o mediante una inyección de gases fríos tales como hidrógeno o nitrógeno o introduciendo una corriente parcial de solución de reacción fría.

La temperatura de hidrogenación se encuentra en general entre 50 y 180°C, preferiblemente 90 y 140°C. Como presión de hidrogenación se aplican generalmente 10 a 250 bar, preferiblemente 20 a 120 bar.

La hidrogenación puede realizarse adicionando un solvente inerte. Como solvente pueden emplearse agua, éteres cíclicos tales como THF o dioxano, como también éteres acíclicos; asimismo alcoholes inferiores como, por ejemplo, metanol, etanol o 2-ethilhexanol.

Por lo demás, pueden aplicarse métodos de hidrogenación cualesquiera y pueden emplearse cualesquiera catalizadores de hidrogenación, tal como se describen al principio para la hidrogenación de aldehídos habitualmente y en la bibliografía estándar.

Ejemplos

Ejemplo 1

Hidrogenación de hidroxipivaldehído a neopentilglicol

Afluente de hidrogenación

1,1 mol de isobutiraldehído se revolvieron a 75 °C por 1 hora con 1 mol de formaldehído en forma de una solución al 40% y 4% molar de trimetilamina, respecto de isobutiraldehído. La solución de reacción se concentró retirando mediante destilación a presión normal las sustancias con menor punto de ebullición, por ejemplo isobutiraldehído y una parte del agua. El producto de fondo estaba compuesto de 75% en peso de hidroxipivalinaldehído, 20 % en peso de agua y aproximadamente 5 % en peso de otros componentes orgánicos secundarios.

Preparación de catalizador

Todos los datos porcentuales indicados en este subtítulo, mientras no se indique algo diferente, representan un porcentaje en peso. Las composiciones porcentuales indicadas se refieren a los componentes de óxido del catalizador terminado.

Las materias primas fueron una solución de soda al 20% en peso y una solución acuosa I que contenía 2,67 % en peso de Al y 5 % en peso de Cu en forma de sus nitratos.

Al precipitarse se dosificó solución I y solución de soda a 80% en un recipiente para precipitación de modo que el pH se ajustó a un valor de 5,6.

La mezcla de precipitación se trasladó a un recipiente más grande con agitación y allí, a 80 °C, se ajustó a un pH de 7,9 con solución de soda. Luego, la suspensión se hizo pasar por un filtro de prensa. La mezcla se filtró y se lavó con agua para liberarla de nitrato. La pasta de filtro se suspendió en agua y se secó en una torre de aspersión con aire caliente a 130-150 °C de temperatura de salida. Después de eso se efectuó una calcinación a una temperatura de 375 - 390°C. A continuación, el polvo fue transformado en tabletas de 3 × 3 mm con 3 % en peso de grafito en calidad de adyuvantes.

Las tabletas obtenidas fueron calcinadas ahora en un tubo giratorio calentado a una temperatura de 600 °C durante 60 minutos.

El catalizador estaba compuesto de 55 % de CuO y 45 % en peso de Al_2O_3, tenía una superficie específica (BET) de 95 m^2/g, una porosidad medida con Hg de 0,38 ml/g con una densidad compactada de 1042 g/l.

150 ml de este catalizador de Cu/Al_2O_3 fueron activados en un reactor tubular a 190 °C haciendo pasar una mezcla de 5% en volumen de hidrógeno y 95% en volumen de nitrógeno (volumen total 50 Nl/h) a presión ambiente durante 24 h.

Hidrogenación

Como solución de partida sirvió la mezcla descrita previamente como afluente de hidrogenación. A esta mezcla se adicionaron de 0 a 7 % en peso (respecto del afluente de hidrogenación) de una solución acuosa al 15 % en peso de trimetilamina (2 a 5 % en peso (respecto del afluente de hidrogenación) o de una solución acuosa al 5 % en peso de ácido cítrico en los ejemplos comparativos) a fin de ajustar el valor de pH indicado en la tabla 1 del efluente de hidrogenación. El afluente de hidrogenación obtenido de esta manera fue bombeado sobre el catalizador en un reactor de hidrogenación con circulación del líquido (circulación: afluente = 10:1) con una carga de catalizador de 0,4 $kgHPA/l_{kat}$ x h en modo de goteo (de flujo hacia abajo) a 40 bar y 120°C.

La tabla 1 muestra una comparación del proceso de la invención con los ejemplos comparativos V1 y V2, en los cuales el valor de pH del efluente de hidrogenación se encuentra respectivamente por fuera del rango de la invención.

Para medir el valor de pH se utilizó un pH-metro de la empresa Knick modelo 766 con un electrodo de vidrio N1041A de la empresa Schott.

Tabla 1:

Ejemplo	Valor de pH del efluente de hidrogenación	Conversión [%]	Selectividad de NPG [%]
V1	6,4	84,8	98,4
V2	6,9	91,9	99,2
1	7,8	97,1	99,9
2	8,3	97,2	99,7
3	8,6	97,6	99,6
4	8,9	97,9	99,3

NPG = Neopentilglicol

Ejemplo 2

Hidrogenación de dimetilolbutanal (DMB) a trimetilolpropano (TMP)

Afluente (feed) de hidrogenación

El afluente de hidrogenación se preparó de acuerdo con el ejemplo 6 de la PCT/WO 98/28253.

Activación del catalizador

300 ml de un catalizador de Cu/TiO_2 J PCT/WO 99/44974 fueron activados en un reactor tubular a 190°C haciendo pasar una mezcla de 5% en volumen de hidrógeno y 95% en volumen de nitrógeno (volumen total 150 Nl/h) a presión ambiental durante 24 horas.

Hidrogenación

En calidad de solución de partida sirvió la mezcla descrita previamente como afluente de hidrogenación. A la mezcla se adicionaron entre 0:03 por ciento en peso (respecto del afluente de hidrogenación) de una solución acuosa al 10% de ácido cítrico a fin de ajustar el valor de pH indicado en la tabla 2 del efluente de hidrogenación. El afluente de hidrogenación obtenido de esta manera fue conducido en modo goteo, a 80 bares de presión con H_2, a través del reactor calentado a 120 °C. La carga fue de 0,4 kg de dimetilolbutanal (DMB)/ (l_{Kat}.*h). Una parte del efluente de hidrogenación fue mezclado nuevamente con el afluente (modo de circulación). La proporción de circulación a afluente fue de 10:1. La tabla 2 muestra conversiones y selectividades determinadas por varios días a diferentes valores de pH. El valor de pH fue medido en muestras del efluente del reactor a temperatura ambiente.

La tabla 2 muestra una comparación del proceso de la invención con los ejemplos comparativos V3 y V4 en los cuales el valor de pH del efluente de hidrogenación se encuentra respectivamente por fuera del rango de la invención.

Para medir el valor de pH se utilizó un pH-metro de la empresa Knick modelo 766 con un electrodo de vidrio N1041A de la empresa Schott.

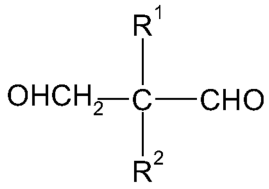
Tabla 2

Ejemplo	Valor de pH del efluente de hidrogenación	Conversión [%]	Selectividad de TMP [%]
5	7,4	98,9	95,7
6	7,2	97,8	94,0
7	7,1	97,2	93,4
8	7,0	95,4	92,6
V3	5,1	83,8	92,3
V4	4,5	81,2	92,8

TMP = Trimetilolpropano

REIVINDICACIONES

1. Proceso para la hidrogenación catalítica de metilolalcanales de la fórmula general



en la cual R^1 y R^2 significan, independientemente entre sí, otro grupo metilol o un grupo alquilo con 1 a 22 átomos de C, o un grupo arilo o aralquilo con 6 a 33 átomos de, en la fase líquida en un catalizador de hidrogenación, caracterizado porque adicionando al menos una amina terciaria, una base inorgánica o un ácido inorgánico u orgánico al afluente de hidrogenación se ajusta un valor de pH de 7,0 a 9,0 en el efluente de hidrogenación.

2. Proceso según la reivindicación 1 caracterizado porque el afluente de hidrogenación tiene menos de 5 % en peso de formaldehído.

3. Proceso según la reivindicación 1 o 2 caracterizado porque se utiliza una tri-n-alquilamina.

4. Proceso según una de las reivindicaciones 1 a 3 caracterizado porque se adiciona trimetilamina, y etil amina, tri-n-propilamina y/o tri-n-butilamina.

5. Proceso según una de las reivindicaciones 1 o 2 caracterizado porque se adiciona ácido acético.

6. Proceso según una de las reivindicaciones 1 a 4, caracterizado porque el catalizador de hidrogenación tiene al menos un metal de los subgrupos 8 a 12 del sistema periódico de los elementos.

7. Proceso según una de las reivindicaciones 1 a 5, caracterizado porque es un catalizador soportado.

8. Proceso según la reivindicación 6, caracterizado porque como material de soporte se utilizan los óxidos de titanio, zirconio, hafnio, silicio y/o aluminio.

9. Proceso según una de las reivindicaciones 5 a 7, caracterizado porque el catalizador de hidrogenación tiene cobre sobre un material de soporte que contiene óxido de aluminio o dióxido de titanio, en presencia o ausencia de uno o varios de los elementos magnesio, bario, zinc o cromo.

10. Proceso según una de las reivindicaciones 1 a 8, caracterizado porque comprende hidroxipivalinaldehído, pentaeritrosa o dimetilolbutanal.