

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 609 506**

51 Int. Cl.:

B01J 23/28 (2006.01)
C07C 45/33 (2006.01)
B01J 27/057 (2006.01)
B01J 27/19 (2006.01)
B01J 23/24 (2006.01)
B01J 23/652 (2006.01)
B01J 23/887 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **17.10.2007 PCT/EP2007/061062**
 87 Fecha y número de publicación internacional: **24.04.2008 WO08046843**
 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **17.10.2007 E 07821427 (7)**
 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **12.10.2016 EP 2073928**

54 Título: **Empleo de catalizadores de óxido mixto para la oxidación catalítica en fase gaseosa de alcanos**

30 Prioridad:

20.10.2006 CN 200610131008

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
20.04.2017

73 Titular/es:

**EVONIK DEGUSSA GMBH (100.0%)
Rellinghauser Strasse 1-11
45128 Essen, DE**

72 Inventor/es:

**FISCHER, ACHIM;
LU, WEIMIN;
WECKBECKER, CHRISTOPH y
HUTHMACHER, KLAUS**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 609 506 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

Empleo de catalizadores de óxido mixto para la oxidación catalítica en fase gaseosa de alcanos

La invención se refiere al empleo de catalizadores de óxido mixto para la oxidación catalítica en fase gaseosa de alcanos.

- 5 En especial se puede emplear el catalizador para la reacción de propano a acroleína y ácido acrílico o isobutano a metacroleína y ácido metacrílico, formándose acroleína y metacroleína al menos como producto principal. La reacción del alcano en catalizadores heterogéneos con un gas que contiene oxígeno conduce a una serie de productos secundarios: por ejemplo a la formación de CO_2 y CO , además del producto deseado acroleína y ácido acrílico.
- 10 Es sabido que, mediante el tipo de composición química del óxido mixto (formación de fases y formación de centros de reacción), como también a través del tipo de estructura física (por ejemplo porosidad, tamaño superficial, forma de catalizador) y el tipo de descarga de calor, se puede influir en gran medida sobre la capacidad de formación de producto (selectividad) y la productividad (rendimiento espacio-tiempo). En el caso de oxidación de alcanos se emplean generalmente como catalizador óxidos mixtos que presentan una estructura compleja en su constitución
- 15 química y física.

Estado de la técnica

- El empleo de catalizadores de óxido mixto a base de molibdeno en la oxidación en fase gaseosa de olefinas para dar aldehídos insaturados, y en caso dado los correspondientes ácidos carboxílicos insaturados, es conocido por el documento GB 3,776,952 A, el documento FR 1,447,982 A, el documento GB 1,086,523 A, el documento GB
- 20 1,286,083 A y el documento WO 2007/042369 A1.

Por el documento EP 1 075 871 A1 es conocido además el empleo de catalizadores de óxido mixto a base de molibdeno en la oxidación en fase gaseosa de olefinas para dar nitrilos insaturados.

- La reacción de propano con oxígeno o aire a través de los catalizadores conocidos Mo-V-Te conduce en general a la formación de ácido acrílico. No se forma acroleína, o se forma solo en trazas. Las publicaciones para la obtención de
- 25 ácido acrílico son numerosas, y objeto de muchas discusiones científicas.

El documento WO 2004/105938 A2 se refiere a la obtención de ácido acrílico a partir de propano bajo empleo de catalizadores de la fórmula general $\text{Te}_a\text{Mo}_1\text{V}_b\text{Nb}_c\text{O}_x$ (I) o $\text{Sb}_a'\text{Mo}_1\text{V}_b\text{O}_y$ (I'), en este caso se forma acroleína con selectividades de un 0 a un 0,3 %.

- En el documento WO 2006/058998 A2 se describe la obtención de un catalizador con tántalo de la fórmula general $\text{MoV}_a\text{XbTa}_c\text{Si}_d\text{O}_x$. El sistema catalizador se emplea igualmente para la obtención de ácido acrílico. Se forma acroleína con selectividades menores que un 1 % como producto secundario.
- 30

- Por el documento US 2005/0065370 A1 es conocido un procedimiento para la obtención de ácido (met)acrílico mediante la reacción de hidrocarburos saturados a través de un catalizador de óxido mixto, que contiene los elementos Mo y V, y al menos Te y Sb, así como uno de los elementos Nb, Ta, W, Ce y Ti, estando interrumpido el
- 35 lecho de catalizador por otro lecho de catalizador, que está constituido por un catalizador de óxido mixto con los elementos Mo, Bi y Fe besteht. En este caso se informa solo sobre la selectividad de ácido acrílico.

- En Xiamen Daxue Xuebao, Ziran Kexueban (2004), 43(2), 203-207 se describe la reacción de propano a acroleína a través de catalizadores de Mo-V-Te, en este caso se obtienen conversiones de propano de alrededor de un 20 %, y selectividades de acroleína de hasta un 30 %. En Cuihua Xuebao (2002), 23(3), 281-284 se describen conversiones
- 40 de propano a acroleína a través de $\text{Ag}_{0,3}\text{MoP}_{0,6}\text{O}$ y $\text{Ce}_{0,1}\text{Ag}_{0,3}\text{MoP}_{0,6}\text{O}_y$.

Según el documento US 2006/0004226 A1 se forman acroleína y ácido acrílico haciéndose reaccionar propano a través de dos zonas de reacción (catalizadores). En este caso, en la primera etapa se forma una mezcla de propano y propano, tras la segunda etapa, el condensado contiene, entre otros, un 98,48 % en peso de ácido acrílico y un 0,002 % en peso de acroleína.

- Por el documento US 2003/0236163 A1 y el documento WO 99/20590 A1 es conocida la oxidación de alcanos en presencia de catalizadores de óxido mixto a base de molibdeno.
- 45

Tarea y limitación

5 La presente invención toma como base la tarea de poner a disposición un procedimiento para la obtención de aldehídos, en el que se forman en especial acroleína, o también mezclas de acroleína y ácido acrílico en buenos rendimientos, a partir de propano mediante oxidación con oxígeno. La oxidación se lleva a cabo, en caso dado, en presencia de gases inertes, vapor de agua o gases de escape, a temperaturas elevadas y en presencia de catalizadores de óxido mixto heterogéneos.

La reacción del alcano para dar los productos de oxidación aldehído y ácido se efectúa a temperatura elevada y en una proporción entre alcano, oxígeno, gas(es) inerte(s) y agua generalmente de 1 : 0,5 - 5 : 0 - 10: 0 - 18. En una forma de realización preferente, la fracción de agua se sitúa en 0.

10 Como gases inertes se pueden emplear todos los compuestos gaseosos, que presentan comportamiento inerte bajo las condiciones de oxidación descritas. A modo de ejemplo, en este caso se puede tratar de nitrógeno, helio, o mezclas de éstos. Del mismo modo es posible alimentar de nuevo el "gas de retorno" del reactor.

Por lo tanto, es objeto de la invención el empleo de catalizadores de óxido mixto de la fórmula general



15 para la oxidación catalítica en fase gaseosa de alcanos, en la que significan:

G: al menos uno de los elementos que comprenden Si, Al, Ti, Zr,

y

g = 0 – 800,

20 x = número que se determina por la valencia y frecuencia de elementos distintos a oxígeno.

25 Las letras a a x representan las proporciones atómicas de los correspondientes elementos en relación con Mo. Los catalizadores de la fórmula general I son cuerpos sólidos catalíticamente activos especialmente apropiados, por ejemplo para la reacción de propano para dar acroleína y ácido acrílico, y se obtienen con un procedimiento que se da a conocer igualmente. De modo especialmente ventajoso, la reacción se lleva a cabo en reactores que permiten emplear el catalizador como lecho sólido o lecho fluidizado. No obstante, es igualmente posible aplicar el catalizador sobre la pared del espacio de reacción. En este punto nótese que los catalizadores de la fórmula general I se pueden utilizar también para la reacción de iso-butano para dar metacroleína y ácido metacrílico.

30 Según procedimientos conocidos por el estado de la técnica, partiendo de fuentes apropiadas de los componentes de la masa de óxido multimetálico se genera una mezcla anhidra lo más íntima posible, de modo preferente finamente dividida, y ésta se trata térmicamente a temperaturas de > 150 a 700°C, preferentemente 400 a 700°C, o en especial 450 a 600°C. En principio, el tratamiento térmico se puede efectuar tanto bajo atmósfera oxidante, como también bajo atmósfera inerte, y en caso dado en presencia de vapor de agua. Como atmósfera oxidante entra en consideración, por ejemplo, aire, aire enriquecido con oxígeno molecular, o aire empobrecido en oxígeno. No obstante, el tratamiento térmico se lleva a cabo bajo atmósfera inerte, es decir, por ejemplo bajo nitrógeno molecular y/o gas noble. El tratamiento térmico se efectúa habitualmente a presión normal (1 atm). Naturalmente, el tratamiento térmico se puede efectuar también bajo vacío o bajo sobrepresión.

El tratamiento térmico puede requerir en suma de 0,25 h a 24 h o más, y se puede efectuar en varios pasos. Son preferentes 0,25 a 10 h.

40 El tratamiento térmico de la mezcla anhidra se efectúa preferentemente bajo una atmósfera inerte a una temperatura de > 150 a 400°C, o bien 250 a 450°C (= paso de descomposición previa). A continuación prosigue el tratamiento térmico convenientemente bajo gas inerte, a temperaturas de > 450 a 700°C, en especial 450 a 600°C.

45 Si fuera necesaria una conformación, es ventajoso interrumpir el tratamiento térmico en el intervalo de temperaturas de 420 a 490°C, llevar a cabo la conformación, para continuar seguidamente el tratamiento térmico en el intervalo de temperaturas de 490 a 700°C, en especial hasta bis 600°C. No obstante, también es posible moldear el polvo calcinado terminado.

ES 2 609 506 T3

El mezclado íntimo de los compuestos de partida se puede efectuar en forma anhidra o húmeda.

Si la obtención se efectúa en forma húmeda, los compuestos de partida se mezclan entre sí en forma de disoluciones y/o suspensiones acuosas. A continuación, la mezcla se seca en general a 60°C a < 150° C, en especial a 130°C, y se trata térmicamente tras el secado.

- 5 En el ámbito de la puesta en práctica del modo de obtención descrito anteriormente, entran en consideración como fuentes de los componentes del catalizador de óxido mixto según la fórmula (I) todas aquellas que pueden formar óxidos y/o hidróxidos en el caso de calentamiento (en caso dado al aire). Naturalmente, como tales compuestos de partida también se pueden emplear de modo concomitante, o exclusivamente, ya óxidos y/o hidróxidos de los constituyentes elementales.
- 10 Idealmente, los componentes se disuelven por separado o conjuntamente y se mezclan entre sí en forma de sus compuestos, seleccionados a partir del grupo compuestos amónicos, oxalatos, hidróxidos, carbonatos, fosfatos, acetatos, carbonilos y/o nitratos. Son especialmente preferentes carbonatos, nitratos y fosfatos, o mezclas de los mismos. Del mismo modo se pueden emplear ácidos de las sales, por ejemplo ácido nítrico, ácido fosfórico o ácido carbónico, o suspensiones de los correspondientes óxidos metálicos.
- 15 Dependiendo del tipo de sales metálicas, que se emplean en la precipitación, puede ser necesario añadir sales y ácidos, o mezclas de los mismos, a la mezcla de precipitación. En este caso se emplea idealmente amoniaco o sales de amoniaco, a modo de ejemplo carbonato amónico, heptamolibdato amónico o nitratos metálicos, a modo de ejemplo nitrato de cobalto; asimismo se pueden emplear los correspondientes ácidos, a modo de ejemplo ácido nítrico, en las cantidades necesarias para el ajuste de la proporción iónica. El valor de pH durante la precipitación se sitúa habitualmente en < 8, en especial < 7.
- 20

Es igualmente significativa la temperatura de la disolución de precipitación. De este modo, puede ser que a temperatura demasiado elevada se reduzca claramente la actividad posterior del catalizador. La precipitación se puede llevar a cabo en principio a temperaturas de 25 a 90°C.

- 25 El coprecipitado se puede precipitar en una etapa. Es especialmente preferente llevar a cabo la precipitación en varias etapas mediante adición gradual de los componentes aislados o mezclas de los mismos. El número de etapas de precipitación no está limitado en principio. No obstante, son preferentes una a tres etapas de precipitación.

- 30 La suspensión obtenida se puede elaborar adicionalmente de manera directa, o se puede dejar madurar ventajosamente durante > 0 a 24 horas. Son preferentes > 0 a 12 horas, son especialmente preferente 0 a 6 horas. Se sobreentiende que la suspensión de precipitación se homogeneiza antes de la elaboración subsiguiente, por ejemplo mediante agitación.

- 35 Tras la maduración, el líquido se puede eliminar de la suspensión mediante evaporación, centrifugado o filtración. Es igualmente posible evaporar el líquido, y simultáneamente secar el producto sólido, y esto se puede efectuar, por ejemplo, mediante secado por pulverización. El líquido se debía evaporar a una temperatura de 80 a 130°C. El secado del producto sólido se puede efectuar con aire, gases inertes que contienen oxígeno o gases inertes, a modo de ejemplo nitrógeno. Si el secado se lleva a cabo en un horno, la temperatura se debía situar entre 100 y 150°C. En un secador pulverizador se debía prever la temperatura inicial del medio de secado de 200 a 500°C, y una temperatura en la precipitación del polvo desecado de 80 a 200°C. El grano obtenido debía poseer preferentemente una distribución de tamaños de grano de 15 a 160 µm con un diámetro de grano medio entre 15 y 80 µm.

- 40 El polvo desecado se puede calcinar en principio en los más diversos tipos de horno, como por ejemplo en un horno de aire circulante, tubo giratorio, horno de hordas, horno de cuba u horno de banda. La calidad de regulación, o bien la calidad de registro de temperatura del horno debía ser lo más elevada posible. El tiempo de residencia del polvo en el horno se debía situar entre 0,25 y 10 h, según tipo de horno.

- 45 Es igualmente posible llevar a cabo la calcinación y la descomposición térmica de las sales, que se produce en este caso, en una o varias etapas. En este caso se pueden utilizar temperaturas de 200 a 650°C, en especial 300°C a 650°C. La descomposición térmica se puede llevar a cabo bajo adición de gas inerte, a partir de mezclas de oxígeno con un gas inerte.

Como gas inerte son empleables, por ejemplo, nitrógeno, helio, vapor de agua, o mezclas de estos gases.

Tras el tratamiento térmico, la masa de catalizador obtenida se puede desmenuzar convenientemente, y en caso dado clasificar.

5 El polvo obtenido de este modo es apropiado como catalizador. Para la aplicación industrial es especialmente conveniente conformar el polvo tras adición de agentes de moldeo y aglutinantes comerciales. Esto se puede efectuar mediante tableado, extrusión, o mediante revestimiento de un soporte. En este caso, la forma geométrica del soporte no es limitante. Más bien ésta se ajusta a las especificaciones del reactor (por ejemplo diámetro de tubo, longitud de la carga de catalizador). A modo de ejemplo, el soporte puede ser una pirámide, un cilindro, una silla de montar, una esfera, un anillo o un polígono, pero también puede ser una pared del reactor, en la que tiene lugar la reacción de los reactivos.

10 Como material para el cuerpo soporte, según la invención entran en consideración en especial óxido de aluminio, óxido de titanio, óxido de silicio, silicatos, como arcilla, caolín, piedra pómez, silicato de aluminio y silicato de magnesio, carburo de silicio y óxido de circonio.

La superficie del cuerpo soporte puede ser tanto lisa, como también rugosa. La superficie del cuerpo soporte es ventajosamente rugosa.

15 El grosor de la cubierta de masa oxidica activa que se encuentra sobre los catalizadores estratificados se sitúa habitualmente en 10 a 1000 μm . No obstante, también puede ascender a 50 hasta 700 μm , 100 a 600 μm , o 150 a 400 μm . También son grosores de cubierta posibles 10 a 500 μm , 100 a 400 μm , o 150 a 300 μm .

20 Como agente aglutinante se pueden emplear diversos aceites, polioles, como por ejemplo glicerina y alcoholes polivinílicos, celulosas, sacáridos, acrilatos, así como derivados de alquilo, mezclas o condensados de los mismos. En el caso de una conformación del polvo catalizador, el catalizador se debía someter a tratamiento térmico subsiguiente preferentemente en el intervalo de temperaturas de 490 a 650°C, de modo que la masa activa solidificara para el empleo en reactores industriales.

25 La reacción según la invención para la obtención de acroleína, o en caso dado mezclas de acroleína y ácido acrílico, se lleva a cabo en general a temperaturas de 350 - 500 °C y a una presión de 1,0 - 2,2 bara. La reacción de los reactivos alcano para dar los productos de oxidación aldehído, y en caso dado ácido, se efectúa a temperaturas más elevadas, y a una proporción entre alcano, oxígeno, gas(es) inerte(s) y agua preferentemente de 1 : 0,5 - 5 : 0 - 10 : 0 - 15, en el caso de una carga con 2 - 20 mol de alcano o de una mezcla de alcano/l de carga de catalizador/h.

30 En lugar de gas inerte, se puede emplear el gas de escape de la reacción, a partir del cual se separaron los componentes condensables. Se obtienen resultados especialmente buenos en el caso de empleo de reactores de haz de tubos, de placas (por ejemplo los documentos EP, 0 995 491; EP 1 147 807) o reactores de pared (por ejemplo Redlingshoefer H., Fischer A., et al., Ind. Eng. Chem. Res. 2003, 42, 5482-5488; EP 1 234 612), en los que el catalizador se aplica sobre la pared.

35 El diámetro interno de los tubos de reacción, o bien la distancia de las placas, debía ascender a 18 hasta 28 mm, preferentemente 20 a 26 mm, el grosor de pared del acero que contiene hierro se debía situar entre 1 y 3,5 mm. Una longitud de reactor típica asciende a 3,00 a 4,00 m. El catalizador se emplea preferentemente en la longitud del reactor de manera unitaria, sin dilución con cuerpos moldeados diluyentes, pero la aplicación, naturalmente, también puede hacer necesario, por ejemplo, diluir con cuerpos moldeados inertes.

Los catalizadores empleados según la invención poseen también una actividad y selectividad mejoradas para la obtención de acroleína, también en el caso de carga específica elevada.

La invención se explica a continuación por medio de ejemplos de realización. En este caso se define

el rendimiento (%) del producto como

40 $(\text{mol/h de producto formado}) / (\text{mol/h de reactivo alimentado}) * 100$

la conversión de alcano (%) como

$[1 - (\text{mol/h de alcano que sale del reactor}) / (\text{mol/h de alcano que entra en el tubo de reacción})] * 100$

la selectividad (%) como

$(\text{rendimiento de producto} / \text{conversión}) * 100.$

Para mejorar la comprensión, la invención presentada se describe mediante los siguientes ejemplos, pero no está limitada a estos ejemplos.

Ejemplos

Ejemplo 1 no según la invención

5 Se obtuvo una disolución I disolviéndose a 80°C 2118,6 g de heptamolibdato amónico en 2,7 l de agua. Se obtuvo una disolución II a 80°C mediante disolución de la cantidad deseada de $\text{H}_2\text{TeO}_4 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$ y nitrato de cobalto. Ambas disoluciones se reunieron bajo agitación, y la lechada formada (suspensión) se concentró por evaporación hasta sequedad. El polvo aún húmedo obtenido se secó a 150°C y se transformó en los óxidos a una temperatura de 600°C. El polvo de óxido metálico mixto posee la composición $(\text{MoCo}_{0,1}\text{Te}_{0,2})\text{O}_x$.

10 Ejemplo 2 no según la invención

El catalizador del ejemplo 1 se cargó con una mezcla de composición de una fracción de propano (grado químico) (50 % de la cantidad total de mezcla) y una fracción de oxígeno (50 % de la cantidad total de mezcla). La velocidad espacial resultante ascendía a 3000 h⁻¹. La temperatura del portador de calor ascendía a 450°C. La conversión de propano se situaba en un 48,9 mol-%, la selectividad de producto en acroleína ascendía en este caso a un 32 %.

15 Ejemplo 3 no según la invención

Se obtuvo una disolución I disolviéndose a 80°C 2118,6 g de heptamolibdato amónico en 2,7 l de agua. Se obtuvo una disolución II a 80°C mediante disolución de la cantidad deseada de nitrato de Bi(III) y nitrato de cromo (III). Ambas disoluciones se reunieron bajo agitación, y la suspensión formada se concentró por evaporación hasta sequedad. El polvo aún húmedo obtenido se secó a 150°C y se transformó en los óxidos a una temperatura de 600°C. El polvo de óxido metálico mixto posee la composición $(\text{MoCr}_{0,0286}\text{Bi}_{0,05})\text{O}_x$.

20 Ejemplo 4 no según la invención

El catalizador del ejemplo 3 se cargó con una mezcla de composición de una fracción de propano (grado químico) y una fracción de oxígeno. La velocidad espacial resultante ascendía a 3000 h⁻¹. La temperatura del portador de calor ascendía a 500°C. La conversión de propano se situaba en un 38 mol-%, la selectividad de producto en acroleína ascendía en este caso a un 43 %.

25 Ejemplo 5 no según la invención

El gas de producto del ejemplo 4 se recicló y se hizo reaccionar sobre el catalizador del ejemplo 3. La velocidad espacial resultante ascendía a 3000 h⁻¹. La temperatura del portador de calor ascendía a 500°C. La conversión de propano se situaba en un 76 mol-%, la selectividad de producto en acroleína ascendía en este caso a un 33 %.

30 Ejemplo 6

Se obtuvo una disolución I disolviéndose a 80°C 2118,6 g de heptamolibdato amónico en 2,7 l de agua. Se obtuvo una disolución II a 80°C mediante disolución de la cantidad deseada de nitrato de Cr(III) y $\text{H}_2\text{TeO}_4 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$. Ambas disoluciones se reunieron bajo agitación, y la suspensión formada se concentró por evaporación hasta sequedad. El polvo aún húmedo obtenido se secó a 150°C y se transformó en los óxidos a una temperatura de 600°C. El polvo de óxido metálico mixto posee la composición $(\text{MoCr}_{0,0286}\text{Te}_{0,05})\text{O}_x$.

35 Ejemplo 7 no según la invención

El catalizador del ejemplo 6 se cargó con una mezcla de composición de una fracción de propano (grado químico) y una fracción de oxígeno. La velocidad espacial resultante ascendía a 3000 h⁻¹. La temperatura del portador de calor ascendía a 450°C. La conversión de propano se situaba en un 27,5 mol-%, la selectividad de producto en acroleína ascendía en este caso a un 58 %.

40 Ejemplo 8 según la invención

Se obtuvo una disolución I disolviéndose a 80°C 2118,6 g de heptamolibdato amónico en 2,7 l de agua. Se obtuvo una disolución II a 80°C mediante disolución de la cantidad deseada de nitrato de Cr(III), H_3PO_4 und $\text{H}_2\text{TeO}_4 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$. Ambas disoluciones se reunieron bajo agitación, y la suspensión formada se concentró por evaporación hasta sequedad. El polvo aún húmedo obtenido se secó a 150°C y se transformó en los óxidos a una temperatura de 600°C. El polvo de óxido metálico mixto posee la composición $(\text{MoCr}_{0,0286}\text{Te}_{0,05}\text{P}_{0,05})\text{O}_x$.

Ejemplo 9 según la invención

El catalizador del ejemplo 8 se cargó con una mezcla de composición de una fracción de propano (grado químico) y una fracción de oxígeno. La velocidad espacial resultante ascendía a 3000 h⁻¹. La temperatura del portador de calor ascendía a 450°C. La conversión de propano se situaba en un 30 mol-%, la selectividad de producto en acroleína ascendía en este caso a un 70 %.

5

REIVINDICACIONES

1.- Empleo de catalizadores de óxido mixto para la oxidación catalítica en fase gaseosa de alcanos, caracterizado por que se emplea un catalizador de óxido mixto de la fórmula general



5 en la que significan:

G: al menos uno de los elementos Si, Al, Ti, Zr,

y

$g = 0 - 800,$

$x =$ número que se determina por la valencia y frecuencia de elementos distintos a oxígeno.

10 2.- Empleo según la reivindicación 1, caracterizado por que se oxida propano para dar acroleína, o acroleína y ácido acrílico.

3.- Empleo según la reivindicación 1, caracterizado por que se oxida isobutano para dar metacroleína, o metacroleína y ácido metacrílico.

15 4.- Empleo según las reivindicaciones 1 a 3, caracterizado por que se carga el catalizador con una mezcla de gas de reacción que contiene alcano, oxígeno, gas inerte y agua en una proporción de 1:0,5-5:0-10:0-18.