

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 876 448**

51 Int. Cl.:

C07C 45/38 (2006.01)

C07C 47/04 (2006.01)

C07C 47/06 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **28.04.2016** **PCT/GB2016/051217**

87 Fecha y número de publicación internacional: **10.11.2016** **WO16177999**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **28.04.2016** **E 16720517 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **07.04.2021** **EP 3288917**

54 Título: **Proceso para la fabricación de aldehídos**

30 Prioridad:

01.05.2015 GB 201507595

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

12.11.2021

73 Titular/es:

**JOHNSON MATTHEY PUBLIC LIMITED
COMPANY (100.0%)
5th Floor, 25, Farringdon Street
London EC4A 4AB, GB**

72 Inventor/es:

HOLMBERG, JOHAN BJÖRN MATTIAS

74 Agente/Representante:

DEL VALLE VALIENTE, Sonia

ES 2 876 448 T3

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

DESCRIPCIÓN

Proceso para la fabricación de aldehídos

- 5 La invención se refiere a un proceso, en particular para la oxidación de un alcohol para producir un aldehído, por ejemplo, la oxidación de metanol para la fabricación de formaldehído.

10 Los procesos para la fabricación de formaldehído en los que el metanol se oxida sobre un catalizador se conocen desde hace muchos años. Un proceso bien conocido incluye la oxidación de metanol sobre un catalizador de óxido mixto, que usualmente contiene óxidos de hierro y molibdeno: $\text{CH}_3\text{OH} + 0,5 \text{O}_2 \rightarrow \text{CH}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}$. Las plantas industriales que utilizan este proceso operan usualmente a una presión de entrada del reactor de aproximadamente 1 bar G o menos. Aunque sería deseable aumentar la producción de una planta industrial mediante un aumento de la presión a la cual se opera el proceso, esto puede dar como resultado problemas debido a una pérdida de selectividad en el catalizador. El resultado es un aumento en la formación de subproductos no deseados tales como dimetil éter (DME), que se cree que se forma a partir de un aumento en la concentración de grupos metoxi adsorbidos en la superficie del catalizador:



20 Aunque la formación de DME se puede reducir aumentando la temperatura de reacción, las temperaturas más altas pueden tener un efecto perjudicial en la vida útil del catalizador. Por lo tanto, es deseable producir un proceso y un catalizador que puedan funcionar a presiones relativamente altas, al mismo tiempo que se mitiga la pérdida de selectividad que dicha operación pudiera implicar de cualquier otra manera. El proceso de la invención pretende proporcionar una solución a este problema.

25 Soares y col., Chemical Engineering Science 58 (2003) 1315-1322 describen la prueba de estabilidad catalítica de catalizadores de hierro-molibdato en presencia y ausencia de agua en la alimentación de reactor. El documento US20120071688 describe un proceso para preparar ácido acrílico a partir de metanol y ácido acético en el cual, en una zona de reacción, el metanol se oxida parcialmente a formaldehído en una reacción en fase gaseosa catalizada heterogéneamente. El documento EP2213370 describe un proceso para producir una mezcla de óxidos y el uso de esta mezcla de óxidos como catalizador en la producción de formaldehído por oxidación de metanol. El documento US3965194 describe que se puede usar un reactor de acero al carbono para producir formaldehído a partir de metanol mediante la pasivación del reactor con respecto a la producción de ácido fórmico por tratamiento bien con sulfuro de hidrógeno en ausencia de oxígeno o bien con una mezcla de dióxido de azufre y oxígeno. El documento US3236782 describe un método para regenerar un catalizador usado para catalizar una reacción de oxidación en fase de vapor. El documento US3277179 describe la producción directa de paraformaldehído en un proceso para la producción de formaldehído mediante la oxidación catalítica de metanol. El documento DE2630928 describe un proceso para la preparación de formaldehído dividiendo una corriente líquida de metanol y, opcionalmente, agua en aire bajo ciertas condiciones y oxidación de la mezcla resultante en presencia de un catalizador de óxido metálico a temperatura elevada.

40 Según la invención, un proceso para la producción de un aldehído a partir del alcohol correspondiente comprende las etapas de alimentar a un reactor una corriente de alimentación que comprende dicho alcohol y un gas que contiene oxígeno; hacer reaccionar dicho alcohol en fase gaseosa con dicho gas que contiene oxígeno en dicho reactor en presencia de un catalizador que comprende óxidos de hierro y molibdeno, caracterizado por que el proceso comprende además la etapa de agregar agua a dicha corriente de alimentación, en donde dicho catalizador comprende un metal alcalino(térreo) además de dichos óxidos de hierro y molibdeno.

50 El reactor puede funcionar a una presión de entrada adecuada para el proceso y el equipo de la planta industrial disponibles en particular. El experto en la técnica debe seleccionar una presión adecuada para el reactor dependiendo de la planta industrial y el resultado deseado. Una planta de proceso típica para la producción de formaldehído usando un catalizador mixto de óxido de hierro-molibdeno puede operarse a una presión de entrada del reactor de aproximadamente 1 bar G. Bar G indica la presión manométrica en bares, es decir, la presión por encima de la presión atmosférica. Bar G puede convertirse en bares absolutos sumando la presión atmosférica local en bares. Mediante el uso del proceso de la invención, la presión de entrada del reactor puede ser al menos 0,4 bar G. Es una ventaja particular del proceso de la invención que la presión de entrada del reactor pueda aumentarse sin aumentar significativamente la velocidad de formación de éter. Por lo tanto, la presión de entrada del reactor puede ser de al menos 1,0 bar G, especialmente, mayor que 1,5 bar G, particularmente, mayor que 3 bar G y puede ser de hasta 10 bar G o mayor que 10 bar G, si está disponible un equipo de proceso adecuado.

60 El gas que contiene oxígeno puede ser cualquier corriente de gas adecuada. La concentración de oxígeno en el reactor se selecciona, usualmente, por el diseñador de proceso según el proceso previsto. Por ejemplo, la concentración de oxígeno puede seleccionarse para que la mezcla de oxígeno y compuestos orgánicos no sea explosiva. En un proceso típico para producir formaldehído, el gas que contiene oxígeno es aire. El gas que contiene oxígeno puede mezclarse con el alcohol y otros componentes de la corriente de alimentación, tales como una corriente reciclada, bien dentro del reactor, a la entrada del reactor o bien antes de que la corriente de alimentación se alimente a través de la entrada del reactor.

La corriente de alimentación puede comprender alcohol a una concentración de 1 % a 20 % en volumen de esa corriente de alimentación. La corriente de alimentación puede comprender de 3 % a 15 % en volumen de alcohol, por ejemplo, de aproximadamente 6 % en volumen a aproximadamente 12 % en volumen. El alcohol puede comprender metanol o etanol. En el proceso de la invención también se pueden hacer reaccionar otros alcoholes.

En un proceso típico, los productos de reacción que salen del reactor, conteniendo parte del producto de aldehído, se tratan para separar una porción del producto de aldehído de otros compuestos presentes en la corriente de producto. Estos otros productos incluyen usualmente alcohol sin reaccionar, agua, monóxido de carbono, dialquil éter y nitrógeno, que se ha añadido, por ejemplo, si el gas que contiene oxígeno utilizado es aire. Una porción de la corriente de producto tratada puede recircularse al reactor. En tal caso, la corriente de alimentación al reactor puede contener dialquil éter elaborado como subproducto en el reactor. Se sabe que cuando se añade dialquil éter al reactor, la cantidad de dialquil éter fabricada en la reacción tiende a ser menor. La corriente de alimentación puede contener hasta aproximadamente 0,7 % en volumen de dialquil éter. Típicamente, la corriente de alimentación puede contener de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 0,6 % en volumen de dialquil éter. El dialquil éter presente en la corriente de alimentación está presente, usualmente, como resultado de alimentar una corriente de producto recirculada al reactor. Cuando el proceso es un proceso para elaborar formaldehído a partir de la reacción de metanol con oxígeno, el dialquil éter es dimetil éter (DME). La conversión de metanol a dimetil éter es un problema conocido que afecta la productividad de los procesos de formaldehído, en particular cuando se opera a presiones de entrada más altas.

Se ha descubierto que la presencia de agua en la corriente de alimentación al reactor reduce la cantidad de dialquil éter que se forma. El agua puede añadirse a la corriente de alimentación agregando agua a un vaporizador en el cual se evapora el alcohol antes de alimentarlo al reactor. El agua puede añadirse a la alimentación de metanol, por ejemplo, antes de una etapa de vaporización. El agua puede añadirse a la corriente de alimentación en forma de vapor. El agua también puede estar presente en una corriente de producto recirculado. La cantidad de agua presente en la corriente recirculada depende de las etapas del proceso realizadas corriente abajo del reactor del que se extrae la corriente recirculada. En una planta industrial de formaldehído, los procesos corriente abajo incluyen, típicamente, una etapa de absorber la corriente de producto que contiene formaldehído en un líquido, que puede ser agua o una solución de urea para formar una solución que contiene formaldehído. El proceso de absorción se lleva a cabo, típicamente, en una torre de absorción de gas-líquido o absorbedor. Las condiciones en el absorbedor, particularmente a la salida de gas (típicamente, la parte superior) del absorbedor determinan la cantidad de agua contenida en el gas que se puede recircular al reactor de oxidación de alcohol. Como ejemplo, en un proceso típico, cuando funciona en condiciones ambiente de 20 °C y 70 % de humedad relativa, cuando la temperatura en la parte superior del absorbedor es de 40 °C y la presión en la parte superior del absorbedor es de 0,3 bar G, entonces la cantidad de agua en el gas que sale del absorbedor puede ser de aproximadamente 3,8 % en volumen. Si disminuye la temperatura en la parte superior del absorbedor o si se aumenta la presión en la parte superior del absorbedor, la cantidad de agua en el gas que sale del absorbedor disminuye. Por lo tanto, cuando el proceso de la invención se opera a presiones relativamente altas, lo que es deseable para aumentar la velocidad de salida de aldehído del reactor, la adición de agua a la corriente de alimentación tiene la ventaja de reducir la cantidad de dialquil éter que se forma. Preferentemente, se agrega suficiente agua a la corriente de alimentación para llevar la cantidad de agua en la corriente de alimentación a un valor en el intervalo de 3,0 a 15,0 % en volumen de agua, preferentemente, de 3,5 a 10,0 % en volumen. La etapa de añadir agua a la corriente de alimentación no incluye ninguna etapa de añadir una corriente de producto recirculada que contenga agua. Aunque se puede usar una corriente de producto recirculada y dicha corriente recirculada contiene usualmente agua, la invención se dirige a añadir agua adicional porque a una presión de operación mayor, la cantidad de agua en la corriente recirculada es insuficiente para llevar a cabo el proceso de la invención.

El catalizador comprende óxidos de hierro y molibdeno y comprende un metal alcalino(térreo) además de dichos óxidos de hierro y molibdeno. Un catalizador típico usado en el proceso con óxido es una mezcla de molibdato de hierro ($\text{Fe}_2(\text{MoO}_4)_3$) y trióxido de molibdeno (MoO_3) con una relación atómica Mo:Fe comprendida entre 2 y 3. El catalizador puede contener opcionalmente óxidos de otros metales tales como vanadio, aluminio, silicio, calcio, cobalto, cromo, cobre, magnesio, manganeso, níquel, cinc y titanio. Los catalizadores adecuados pueden tener un área superficial específica de aproximadamente 2 – 20 m²/g, por ejemplo, 3 – 10 m²/g. El catalizador puede adoptar cualquier forma física convencional. Los anillos, sillas y esferas son ejemplos de formas de partículas de catalizador conocidas y usadas en la industria. Un catalizador comercial típico comprende anillos que tienen un diámetro exterior de aproximadamente 4 - 6 mm y una longitud de aproximadamente 2 - 5 mm

El catalizador comprende un metal alcalino o un metal alcalinotérreo, tal como sodio, potasio, magnesio y calcio. El metal alcalino (o metal alcalinotérreo) puede añadirse al catalizador por cualquier método adecuado. Cuando el catalizador se fabrica por precipitación a partir de una solución de sales de hierro y molibdeno solubles, el precipitado usualmente contiene metal alcalino cuando el agente de precipitación es una solución de un compuesto de metal alcalino, tal como hidróxido de sodio o carbonato de sodio, por ejemplo. En las preparaciones convencionales, este metal alcalino se elimina lavándolo con agua hasta una concentración específica de metal alcalino. En la preparación de un catalizador para usar en el proceso de la invención, se

puede dejar que el metal alcalino resida en dicho catalizador precipitado a una concentración más alta que la habitual, controlando la cantidad que se elimina por lavado. Opcionalmente, se podría agregar un compuesto de metal alcalino(térreo) al agua de lavado para aumentar la cantidad de metal alcalino(térreo) del catalizador. Tras la posterior calcinación del catalizador, el metal alcalino(térreo) puede convertirse en un óxido y puede formar un óxido mixto con el hierro y/o el molibdeno u otro metal que pueda estar presente. Cuando el metal alcalino(térreo) se añade al catalizador durante una etapa de precipitación, la cantidad de metal alcalino en el catalizador terminado puede ser de 50 a 1000 ppm en peso de dicho metal alcalino, por ejemplo, de 50 – 250 ppm en peso, basado en el peso total del catalizador. El metal alcalino puede añadirse a un catalizador mediante impregnación con una solución de una sal de metal alcalino soluble, tal como hidróxido de sodio, y después secarse. El catalizador impregnado puede opcionalmente calcinarse. Cuando se prepara impregnando un catalizador de óxido de metal conformado con una solución de una sal de metal alcalino(térreo), el catalizador puede comprender de 50 a 300 ppm en peso de dicho metal alcalino(térreo), por ejemplo, de 50 – 250 ppm en peso, basado en el peso total del catalizador,

Un proceso preferido según la invención comprende la oxidación de metanol para producir formaldehído. Otro proceso preferido comprende la oxidación de etanol para producir acetaldehído.

La temperatura de reacción es, típicamente, mayor que 250 °C, normalmente, entre 250 °C y 400 °C. La temperatura de entrada del alimento del reactor puede estar comprendida, típicamente, de aproximadamente 60 °C a aproximadamente 220 °C. La temperatura de reacción puede variar a lo largo de la longitud del lecho del reactor. Normalmente, el reactor funciona de manera que la temperatura sea más alta en un lugar entre las zonas de entrada y salida del reactor. La composición del catalizador en el lecho de catalizador puede alterar la temperatura de reacción en diferentes partes del reactor. Puede usarse un lecho de catalizador mixto, en el cual un catalizador puede mezclarse con un material inerte o con un catalizador de composición y actividad diferentes para proporcionar un perfil de actividad deseado a través del lecho de catalizador. La temperatura de reacción puede controlarse mediante un sistema de transferencia de calor. La temperatura del reactor puede variar con el tiempo. Un catalizador típico tiende a perder actividad durante su vida útil. La temperatura del reactor puede variar para tener en cuenta tal pérdida de actividad.

En una realización típica, el reactor comprende un tubo de reacción provisto de un sistema de transferencia de calor. Se puede usar más de un reactor, en paralelo o en serie. Una planta de proceso comercial puede comprender una pluralidad de tubos de reacción, conteniendo cada uno un lecho de partículas catalizadoras y cada uno está en contacto térmico con un sistema de transferencia de calor. La planta de proceso puede comprender más de 100 y, frecuentemente, varios miles de tubos de reacción.

La invención se describirá adicionalmente en los siguientes ejemplos.

Ejemplo 1 (no según la invención)

Se cargó un reactor monotubo (21,2 mm de diámetro interno, longitud 1655 mm) con un lecho mixto de un catalizador comercial que comprendía molibdato de hierro ($\text{Fe}_2(\text{MoO}_4)_3$) y trióxido de molibdeno (MoO_3) con una relación atómica Mo:Fe de 2,5 mezclado con un material inerte para proporcionar un perfil de reacción estándar a través del lecho. El reactor se equipó con 10 termopares radiales insertados en el lecho del catalizador separados a distancias aproximadamente iguales a lo largo del lecho.

La alimentación consistió en aire seco y nitrógeno suministrados por el controlador de flujo másico y alimentación de agua y metanol por dos bombas separadas. La corriente de producto, muestreada en la salida del reactor, se analiza por cromatografía de gases. Los gases se precalentaron a aprox. 200 °C. El líquido se precalentó hasta 55 °C antes de mezclarse en el vaporizador, en el que la alimentación se vaporizó y se calentó hasta aproximadamente 200 °C, que es la temperatura de entrada al reactor. El tubo se enfrió mediante un sistema de transferencia de calor mediante aceite que funciona según el principio de termosifón.

La reacción se hizo funcionar con un flujo de entrada de gas total de 66,90 NI/min con diversas concentraciones de entrada de agua y DME y concentraciones fijas de oxígeno y metanol de 11,0 % en volumen (en gas seco) y 10,0 % en volumen, respectivamente, siendo nitrógeno el resto. El nivel de DME en la carga estuvo comprendido de 0 % a 0,27 % porque cuando una planta comercial funciona con una corriente de recirculación, la carga contiene algo de DME.

Todas las pruebas se realizaron con una presión de entrada del reactor de 1,69 bar G. El contenido de agua y el contenido de DME de la corriente de alimentación se variaron, manteniendo el contenido de oxígeno y metanol y la presión fijos. La presión en el sistema de transferencia de calor se modificó para que variara la temperatura del aceite y se compensara la influencia del agua que tiene un impacto negativo sobre la actividad. Las condiciones operativas de las pruebas para las diferentes condiciones del catalizador se presentan en la Tabla 1. En la tabla: DME = dimetil éter, MeOH = metanol, FA = formaldehído, HTF = temperatura del fluido de transferencia de calor, máx = temperatura máxima medida en el tubo del reactor.

Los resultados muestran que a medida que la cantidad de agua en la alimentación aumenta de 2,6 % a 7,6 %, para cualquier concentración inicial dada de DME, el rendimiento del DME baja. El DME es un subproducto no deseado y representa una pérdida de rendimiento potencial del formaldehído. Este efecto se percibe en el intervalo de temperaturas de operación usadas.

5

Tabla 1

Concentración en la alimentación (% en volumen)		Rendimiento y pérdidas (un único paso) (%)				Temperatura (°C)	
DME	H ₂ O	MeOH	CO	DME	FA	HTF	máx.
0	2,6	3,0	4,6	3,6	88,8	266	350
0	2,6	3,0	4,7	3,4	88,8	268	346
0	5,1	2,4	5,0	3,4	89,2	268	374
0	5,1	2,8	4,6	3,4	89,2	270	358
0	5,1	3,0	4,6	3,4	89,0	272	358
0	7,6	2,6	5,1	3,2	89,2	274	366
0	7,6	2,9	5,0	3,2	88,9	276	362
0,15	2,6	3,1	4,6	3,1	89,1	266	351
0,15	2,6	3,2	4,6	3,0	89,1	268	346
0,15	5,1	2,6	5,0	2,7	89,7	268	378
0,15	5,1	2,9	4,6	2,7	89,7	270	377
0,15	5,1	3,1	4,5	2,8	89,5	272	358
0,15	7,6	2,8	5,0	2,5	89,7	274	368
0,15	7,6	2,9	5,1	2,6	89,4	276	361
0,27	2,6	3,2	4,6	2,8	89,4	266	351
0,27	2,6	3,3	4,6	2,8	89,3	268	349
0,27	5,1	2,4	5,4	2,2	90,0	268	379
0,27	5,1	2,6	5,2	2,4	89,8	270	363
0,27	5,1	2,9	5,1	2,4	89,6	272	358
0,27	7,6	2,7	5,2	2,2	89,9	274	369
0,27	7,6	2,8	5,1	2,2	89,9	276	360

Ejemplo 2

10

Una muestra nueva del catalizador comercial usado en el Ejemplo 1 se modificó por impregnación con hidróxido de sodio. Se agregaron 0,15 g de NaOH (50 %) y 41,2 g de metanol a 200 g de catalizador. El disolvente se realizó a temperatura ambiente durante la noche. El catalizador contenía 275 ppm de Na.

15

El catalizador se usó para preparar un lecho de catalizador mixto en el reactor usado en el Ejemplo 1. El catalizador modificado se usó en el primer cuarto del lecho de catalizador. El resto del lecho de catalizador se elaboró usando catalizador no modificado, como se usó en el Ejemplo 1. La reacción se hizo funcionar en las condiciones establecidas en el Ejemplo 1 y los resultados se muestran en la Tabla 2.

20

El efecto ventajoso del agua en la pérdida de DME se observa también en la Tabla 2. Además, el catalizador modificado con sodio parece haber reducido aún más la cantidad de DME perdida.

Tabla 2

Concentración en la alimentación (% en volumen)		Rendimiento y pérdidas (un único paso) (%)				Temperatura (°C)	
DME	H ₂ O	MeOH	CO	DME	FA	HTF	máx.
0	2,6	3,0	4,8	3,0	89,3	268	359
0	5,1	2,5	5,1	3,0	89,4	268	368
0	5,1	2,5	4,9	3,0	89,6	270	361
0	5,1	2,7	4,9	2,7	89,6	272	362
0	7,6	2,6	5,0	2,8	89,6	272	370
0	7,6	2,8	4,6	2,7	89,8	274	361
0	7,6	2,8	4,8	2,6	89,8	276	369
0,15	2,6	3,0	4,9	2,3	89,9	268	358

0,15	5,1	2,7	5,0	2,5	89,8	268	368
0,15	5,1	2,8	4,8	2,7	89,7	270	360
0,15	5,1	2,9	4,8	2,5	89,8	272	361
0,15	7,6	2,7	5,0	2,4	90,0	272	368
0,15	7,6	2,9	4,7	2,5	89,9	274	361
0,15	7,6	2,9	4,6	1,8	90,6	276	367
0,27	2,6	3,1	4,7	2,0	90,3	268	358
0,27	5,1	2,5	5,1	2,2	90,2	268	369
0,27	5,1	2,8	4,8	1,8	90,6	270	362
0,27	5,1	2,8	4,9	2,0	90,3	272	360
0,27	7,6	2,6	5,0	1,9	90,5	272	369
0,27	7,6	2,8	4,8	1,6	90,8	274	364
0,27	7,6	2,9	4,8	2,0	90,4	276	363

Ejemplo 3

5 El experimento del Ejemplo 1 se repitió usando un catalizador elaborado según el método del Ejemplo 2, que se había usado durante un período de tiempo y que tenía una producción específica de aproximadamente 15 MT de formaldehído al 37 % por kg de catalizador.

10 Los datos, presentados en la Tabla 3, muestran que para cualquier concentración dada de DME en la corriente de alimentación, la cantidad de DME preparada en el proceso disminuye a medida que se eleva la concentración de agua en la corriente de alimentación. Esto lleva a un aumento en el rendimiento del formaldehído.

Tabla 3

Concentración en la alimentación (% en volumen)		Rendimiento y pérdidas (un único paso) (%)				Temperatura (°C)	
DME	H ₂ O	MeOH	CO	DME	FA	HTF	máx.
0	2,6	1,8	4,8	4,4	89,0	286	396
0	2,6	1,5	4,9	4,5	89,1	289	400
0	2,6	1,3	5,0	4,5	89,2	292	403
0	5,1	2,5	4,7	3,6	89,2	286	402
0	5,1	1,8	5,1	3,7	89,4	289	402
0	5,1	1,6	5,2	3,8	89,5	292	406
0	7,6	2,2	5,1	3,4	89,4	289	414
0	7,6	1,9	5,1	3,4	89,7	292	409
0	7,6	1,7	5,0	3,2	90,1	295	408
0,15	2,6	2,0	4,5	3,8	89,6	286	400
0,15	2,6	1,8	4,7	3,8	89,7	289	398
0,15	2,6	1,5	4,8	3,8	89,9	292	403
0,15	5,1	2,4	5,0	3,3	89,3	286	405
0,15	5,1	1,9	5,1	3,1	89,9	289	400
0,15	5,1	1,7	5,2	3,1	90,0	292	408
0,15	7,6	2,6	4,9	2,3	90,2	289	405
0,15	7,6	1,9	5,0	2,3	90,9	292	408
0,15	7,6	1,7	5,1	2,3	91,0	295	407
0,27	2,6	2,0	4,5	3,2	90,2	286	398
0,27	2,6	1,7	4,8	3,3	90,2	289	398
0,27	2,6	1,6	4,8	3,2	90,4	292	402
0,27	5,1	2,4	5,1	2,8	89,7	286	405
0,27	5,1	2,0	5,1	2,7	90,2	289	403
0,27	5,1	1,7	5,2	2,8	90,3	292	406
0,27	7,6	2,5	5,1	1,8	90,7	289	407
0,27	7,6	2,0	5,1	2,0	90,9	292	409
0,27	7,6	1,7	5,1	1,6	91,6	295	408

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la producción de un aldehído a partir del alcohol correspondiente comprende las etapas de alimentar a un reactor una corriente de alimentación que comprende dicho alcohol y un gas que contiene oxígeno; hacer reaccionar dicho alcohol en fase gaseosa con dicho gas que contiene oxígeno en dicho reactor en presencia de un catalizador que comprende óxidos de hierro y molibdeno, **caracterizado por que** el proceso comprende además la etapa de agregar agua a dicha corriente de alimentación, en donde dicho catalizador comprende un metal alcalino(térreo) además de dichos óxidos de hierro y molibdeno.
2. Un proceso según la reivindicación 1, en donde dicho reactor se opera a una presión de entrada de al menos 1,5 bar G.
3. Un proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 2, en donde dicho gas que contiene oxígeno es aire.
4. Un proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1 - 3, en donde una porción de dicha corriente de alimentación comprende una corriente de producto recirculada de dicho proceso.
5. Un proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1 - 4, en donde dicha corriente de alimentación comprende un alquiléter.
6. Un proceso según la reivindicación 5, en donde dicha corriente de alimentación comprende como máximo 3 % en volumen de dicho alquiléter.
7. Un proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1 - 6, en donde se añade agua a dicha corriente de alimentación en una cantidad para producir una corriente de alimentación que comprende agua a una concentración de 3 % a 10 % en volumen de dicha corriente de alimentación.
8. Un proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1 - 7, en donde dicha corriente de alimentación comprende alcohol a una concentración de 1 % a 20 % en volumen de la corriente de alimentación.
9. Un proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1-8, en donde dicho catalizador comprende de 50 a 300 ppm en peso del metal alcalino(térreo).
10. Un proceso según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 9, en donde dicho metal alcalino es sodio.
11. Un proceso según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que es un proceso para producir formaldehído que comprende la etapa de hacer reaccionar metanol con un gas que contiene oxígeno de manera que el alcohol comprende metanol y dicho aldehído comprende formaldehído.