

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 439 239**

51 Int. Cl.:

C07C 29/151 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **25.05.2007** **E 07732991 (0)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **11.09.2013** **EP 2024315**

54 Título: **Procedimiento para la conversión de gas de síntesis en compuestos oxigenados**

30 Prioridad:

01.06.2006 EP 06252836

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
22.01.2014

73 Titular/es:

**BP CHEMICALS LIMITED (100.0%)
CHERTSEY ROAD
SUNBURY-ON-THAMES, MIDDLESEX TW16 7BP,
GB**

72 Inventor/es:

**BOLTON, LESLIE WILLIAM y
GRACEY, BENJAMIN PATRICK**

74 Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

ES 2 439 239 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 conversión de gas de síntesis en compuestos oxigenados.

La presente invención se refiere a un procedimiento mejorado para la conversión de materias primas de alimentación que contienen un óxido u óxidos de carbono e hidrógeno en compuestos hidrocarbúricos que contienen oxígeno en presencia de un catalizador en partículas.

En particular, la presente invención se refiere a un procedimiento mejorado para la conversión de materias primas de alimentación que contienen un óxido u óxidos de carbono (CO y CO₂) e hidrógeno, p. ej. gas de síntesis o sintegas, en alcoholes en presencia de un catalizador basado en sulfuro de molibdeno modificado en partículas y/o un catalizador basado en metanol modificado y/o un catalizador basado en rodio.

10 US 4.122.110 se refiere a un procedimiento para fabricar alcoholes, particularmente alcoholes primarios saturados lineales, haciendo reaccionar monóxido de carbono con hidrógeno a una presión entre 20 y 250 bar y una temperatura entre 150°C y 400°C, en presencia de un catalizador, caracterizado porque el catalizador contiene al menos 4 componentes esenciales: (a) cobre (b) cobalto (c) al menos un elemento M seleccionado de cromo, hierro, vanadio y manganeso y (d) al menos un metal alcalino.

15 US 4.831.060 se refiere a la producción de alcoholes mixtos a partir de monóxido de carbono e hidrógeno gaseosos utilizando un catalizador, opcionalmente con un cocatalizador, en donde los metales del catalizador son molibdeno, volframio o renio, y los metales del cocatalizador son cobalto, níquel o hierro.

El catalizador se promueve con un promotor de Fischer-Tropsch como un metal de la serie alcalina o alcalinotérrea o una cantidad menor de torio y se trata adicionalmente mediante sulfurización. La composición de la fracción de alcoholes mixtos se puede seleccionar seleccionando el grado de contacto íntimo entre los componentes catalíticos.

Journal of Catalysis 114, 90-99 (1988) divulga un mecanismo de formación de etanol a partir de gas de síntesis sobre CuO/ZnO/Al₂O₃. La formación de etanol a partir de CO y H₂ sobre un catalizador para metanol de CuO/ZnO se estudia en un microrreactor de lecho fijo midiendo la distribución isotópica del carbono en el etanol obtenido como producto cuando se añadía metanol C(13) a la alimentación.

25 Un objetivo de la presente invención es proporcionar un procedimiento mejorado, en cuanto a la selectividad y la actividad y la vida útil del catalizador, para la conversión de materias primas de alimentación que contienen un óxido u óxidos de carbono e hidrógeno en compuestos hidrocarbúricos que contienen oxígeno, en presencia de un catalizador en partículas, donde un catalizador en partículas se define como un catalizador heterogéneo bien soportado o bien no soportado.

30 En particular, la presente invención se refiere a un procedimiento mejorado, en cuanto a la selectividad y la actividad y la vida útil del catalizador, para la conversión de materias primas de alimentación que contienen un óxido u óxidos de carbono e hidrógeno, p. ej. gas de síntesis o sintegas, en alcoholes en presencia de un catalizador en partículas; en donde dicho catalizador en partículas es un catalizador basado en sulfuro de molibdeno modificado.

La presente invención proporciona así un procedimiento para la conversión de materias primas de alimentación que contienen un óxido u óxidos de carbono e hidrógeno en compuestos hidrocarbúricos que contienen oxígeno, en presencia de un catalizador basado en sulfuro de molibdeno modificado en partículas, que comprende la etapa de hacer reaccionar un óxido u óxidos de carbono e hidrógeno, en presencia del catalizador en partículas en un reactor de conversión, para formar productos que comprenden compuestos hidrocarbúricos que contienen oxígeno; caracterizado porque se añade un aldehído o aldehídos al reactor de conversión y porque los compuestos hidrocarbúricos que contienen oxígeno representan al menos 40% en peso de los productos líquidos totales, bajo condiciones de temperatura y presión estándar, que salen del reactor de conversión, en donde el aldehído que se añade al reactor de conversión se selecciona de un número de carbonos de uno a tres.

En particular, la presente invención proporciona un procedimiento para la conversión de materias primas de alimentación que contienen un óxido u óxidos de carbono e hidrógeno, p. ej. gas de síntesis o sintegas, en alcoholes en presencia de un catalizador basado en sulfuro de molibdeno modificado en partículas, que comprende la etapa de hacer reaccionar monóxido de carbono e hidrógeno en presencia de dicho catalizador en un reactor de conversión para formar alcoholes, caracterizado porque se añade un aldehído o aldehídos al reactor de conversión.

Según una realización preferida, la presente invención proporciona un procedimiento para la conversión de hidrocarburos en alcoholes que comprende las etapas de:

50 1. convertir una materia prima de alimentación hidrocarbúrica en una mezcla de óxido u óxidos de carbono e hidrógeno, en un reactor de sintegas,

2. hacer pasar la mezcla de óxido u óxidos de carbono e hidrógeno desde el reactor de sintegas hasta un reactor de conversión, y

3. hacer reaccionar dicha mezcla, en dicho reactor de conversión, en presencia de un catalizador basado en sulfuro de molibdeno modificado en partículas, para formar alcoholes, caracterizado porque se añade un aldehído o aldehídos al reactor de conversión.

Para el propósito de la presente invención y las reivindicaciones adjuntas, "producir compuestos hidrocarbúricos que contienen oxígeno para formar una mezcla de óxido u óxidos de carbono e hidrógeno (p. ej. gas de síntesis)", significa que los hidrocarburos que contienen oxígeno representan al menos 40% en peso, preferiblemente al menos 70% en peso, y lo más preferiblemente al menos 90% en peso de los productos líquidos totales, bajo condiciones de temperatura y presión estándar, que salen del reactor de conversión.

Según una realización preferida de la presente invención, los compuestos hidrocarbúricos que contienen oxígeno son alcoholes y se pueden producir como subproductos otros compuestos oxigenados orgánicos tales como aldehídos, ácidos carboxílicos, ésteres y éteres.

Según una realización adicional de la presente invención, los alcoholes comprenden principalmente metanol, etanol, propanoles y butanoles (predominantemente n-butanol e isobutanol); dichos metanol, etanol, propanoles (predominantemente n-propanol con bajas cantidades de isopropanol) y butanoles preferiblemente representan juntos al menos 10% en peso, más preferiblemente al menos 20% en peso y lo más preferiblemente al menos 40% en peso de los productos líquidos totales, bajo condiciones de temperatura y presión estándar, que salen del reactor de conversión.

Según otra realización preferida de la presente invención, los alcoholes C5 y C5+ representan menos de 10% en peso, preferiblemente menos de 8% en peso y lo más preferiblemente menos de 5% en peso de los alcoholes totales obtenidos del reactor de conversión.

Según otra realización de la presente invención, también se producen agua y dióxido de carbono en el reactor de conversión y dichos agua, alcohol o alcoholes y compuestos oxigenados orgánicos (p. ej. aldehídos, ésteres, éteres y ácidos carboxílicos) preferiblemente representan juntos al menos 50% en peso de los productos líquidos totales, bajo condiciones de temperatura y presión estándar, que salen del reactor de conversión. Según una realización de la presente invención, el aldehído o aldehídos que se añaden al reactor de conversión provienen directamente de los compuestos oxigenados orgánicos obtenidos del reactor de conversión como subproductos. Dichos aldehído o aldehídos se separan así preferiblemente del alcohol o alcoholes producidos en el reactor de conversión y se reciclan de nuevo a dicho reactor de conversión.

El aldehído que se añade al reactor de conversión se selecciona de un número de carbonos de uno a tres, preferiblemente formaldehído, acetaldehído o propionaldehído, y/o una mezcla de al menos dos de dichos aldehídos. Los aldehídos preferidos son acetaldehído o propionaldehído, y/o una mezcla de los mismos. El aldehído también se puede seleccionar de derivados alcohólicos de aldehído tales como acetales, p. ej. dimetilformal [$\text{CH}_3\text{OCH}_2\text{OCH}_3$, también conocido como 1,1-dimetoximetano]; 1,1-dimetoxietano [$(\text{CH}_3\text{O})_2\text{CHCH}_3$]; 1,1-dietoxietano; 1-metoxi,1-etoxietano y/o una mezcla de al menos dos de dichos aldehídos.

Bastante sorprendentemente, la adición y/o el reciclado de cantidades incluso pequeñas de aldehído al reactor de conversión han resultado ser muy beneficiosos para la selectividad del alcohol o los alcoholes, particularmente la selectividad del etanol, mientras que simultáneamente incrementan la actividad del catalizador y mejoran la vida útil.

Más allá de estas ventajas inesperadas, también se han encontrado otras ventajas cuando se aplica la presente invención de procedimiento, entre otras:

(i) menos residuo, menos subproductos y así mayor eficacia del carbono.

(ii) economía/eficacia mejoradas, ya que hay menos separaciones y un número reducido de depósitos de almacenamiento.

Como se indicó, el catalizador en partículas utilizado en el reactor de conversión es un catalizador basado en sulfuro de molibdeno modificado; estos pueden estar modificados por un promotor. El promotor o los promotores se pueden añadir como sales durante la preparación del catalizador, y son preferiblemente iones potasio (p. ej. derivados de una sal de potasio, tal como carbonato o acetato potásico). Las cargas preferidas de iones potasio por molibdeno están comprendidas entre 0,7 y 1,5, lo más preferiblemente entre 1,0 y 1,4.

El catalizador preferido, según la presente invención, es un catalizador basado en sulfuro de molibdeno que contiene cobalto, estando comprendida preferiblemente la relación molar de cobalto a molibdeno entre 0,5 y 3,0, más

preferiblemente entre 0,5 y 1,0 y lo más preferiblemente entre 0,5 y 0,9.

Según otra realización de la presente invención, el aldehído o aldehídos añadidos al reactor de conversión no proceden del reciclado directo de los compuestos oxigenados orgánicos producidos en dicho reactor de conversión. Preferiblemente, el aldehído o aldehídos proceden de una ruta indirecta, p. ej. de la separación de las olefinas obtenidas durante una etapa posterior de procesamiento químico adicional (es decir convertir los alcoholes en las olefinas correspondientes).

Según una realización de la presente invención, el catalizador utilizado en el reactor de conversión no produce ningún compuesto de aldehído.

Según una realización preferida de la presente invención, el alcohol o alcoholes representan al menos 90% en peso de los hidrocarburos que contienen oxígeno.

Cualquier corriente de alimentación que contenga hidrocarburos que se pueda convertir en una materia prima de alimentación que comprende monóxido de carbono e hidrógeno, lo más preferiblemente un gas de síntesis (o "sintegas"), es útil en los procedimientos de la presente invención. La materia prima de alimentación hidrocarbúrica utilizada según la presente invención es preferiblemente un material carbonoso, por ejemplo biomasa, plástico, nafta, colas de refinería, gas de descarga de hornos de fundición, sintegas bruto (procedente de gasificación de hulla subterránea o gasificación de biomasa), LPG, gasóleo, materiales residuales de vacío, petróleos de esquisto bituminoso, asfaltos, diversos tipos de fuelóleos, residuos municipales, corrientes de reciclado de un procedimiento que contienen hidrocarburos, y hulla y/o gas natural; siendo la hulla y el gas natural las fuentes preferidas y siendo el gas natural la fuente más preferible.

Según una realización preferida de la presente invención, se utiliza metano como la materia prima de alimentación hidrocarbúrica, que se ha de convertir en un óxido u óxidos de carbono y H_2 (p. ej. gas de síntesis).

Se conocen bien procedimientos para producir mezclas de un óxido u óxidos de carbono e hidrógeno (comúnmente conocidas como gas de síntesis). Cada método tiene sus ventajas y desventajas, y la elección de utilizar un procedimiento de reformado particular sobre otro está gobernada por consideraciones económicas y de corrientes de alimentación disponibles, así como por el deseo de obtener la relación molar óptima de $(H_2-CO_2):CO+CO_2$ en el gas de síntesis resultante, que sea adecuada para un procesamiento químico adicional. El gas de síntesis se puede preparar utilizando cualquiera de los procedimientos conocidos en la técnica, incluyendo oxidación parcial de hidrocarburos, reformado con vapor de agua, reformado calentado con gas, reformado en microcanales (como se describe, por ejemplo, en US 6.284.217 que se incorpora en la presente memoria mediante referencia), reformado plasmático, reformado autotérmico y cualquier combinación de los mismos.

Un análisis de estas tecnologías de producción de gas de síntesis se proporciona en "Hydrocarbon Processing" V78, N.4, 87-90, 92-93 (abril 1999) y/o "Petrole et Techniques", N. 415, 86-93 (julio-agosto 1998).

También se sabe que el gas de síntesis se puede obtener mediante la oxidación parcial catalítica de hidrocarburos en un reactor microestructurado como se ejemplifica en "IMRET 3: Proceedings of the Third International Conference on Microreaction Technology", Editor W Ehrfeld, Springer Verlag, 1999, páginas 187-196. Alternativamente, el gas de síntesis se puede obtener mediante oxidación parcial de tiempo de contacto corto de materias primas de alimentación hidrocarbonadas como se describe en EP 0303438.

Preferiblemente, el gas de síntesis se obtiene a través de un procedimiento de "Reformador Compacto" que se describe en "Hydrocarbon Engineering", 2000, 5, (5), 67-69; "Hydrocarbon Processing", 79/9, 34 (septiembre 2000); "Today's Refinery", 15/8, 9 (agosto 2000); WO 99/02254; y WO 200023689.

Las materias primas de alimentación que comprenden monóxido de carbono e hidrógeno, p. ej., gas de síntesis, se pueden someter a purificación antes de alimentarse a cualesquiera zonas de reacción. La purificación del gas de síntesis se puede llevar a cabo mediante procedimientos conocidos en la técnica. Véanse, por ejemplo, Weissmehl, K. y Arpe H.-J., Industrial Organic Chemistry, segunda edición revisada y aumentada, 1993, pp.19-21.

La relación de hidrógeno a monóxido de carbono en la zona de reacción está preferiblemente en el intervalo de 20:1 a 0,1:1 en volumen, más preferiblemente en el intervalo de 5:1 a 0,2:1, lo más preferiblemente en el intervalo de 1,5:1 a 0,5:1, p. ej. 1:1. Se ha encontrado que los catalizadores para síntesis de alcoholes también pueden catalizar la reacción de desplazamiento de gas de agua. Una consecuencia de esto es que el hidrógeno y el dióxido de carbono son interconvertibles con monóxido de carbono y agua. Para altas presiones parciales de dióxido de carbono (en o por encima del equilibrio de desplazamiento del gas de agua), el dióxido de carbono puede actuar como una fuente de monóxido de carbono y un colector de hidrógeno y esto puede afectar a la relación de sintegas preferida aparente.

Aunque las condiciones de reacción particulares para las realizaciones del reactor de conversión descritas en la presente memoria posteriormente forman realizaciones preferidas para la presente invención, no se excluyen condiciones de reacción fuera de estos intervalos indicados y en la práctica las condiciones de reacción eficaces pueden ser cualesquiera que sean suficientes para producir principalmente compuestos hidrocarbúricos que contienen oxígeno. Las condiciones de reacción exactas estarán gobernadas por el mejor compromiso entre alcanzar altas selectividad, actividad, duración y facilidad de manejo del catalizador, mientras se mantienen: la reactividad intrínseca y la estabilidad de los materiales de partida en cuestión, así como el producto de reacción deseado para las condiciones de reacción.

En una realización de esta invención, la materia prima de alimentación que comprende la relación molar deseada de $(\text{H}_2\text{-CO}_2):\text{CO}+\text{CO}_2$ se alimenta a un reactor de conversión a una velocidad controlada y la reacción se lleva a cabo en una zona de reacción bajo condiciones controladas de temperatura y presión en presencia de un catalizador para convertir la materia prima de alimentación en hidrocarburos que contienen oxígeno. La temperatura en la zona de reacción se selecciona del intervalo de aproximadamente 150°C a aproximadamente 400°C, preferiblemente una temperatura en el intervalo de aproximadamente 250°C a aproximadamente 350°C y lo más preferiblemente entre 280 y 320°C.

La presión en la zona de reacción de conversión se puede seleccionar del intervalo de aproximadamente 20 a 200 bar, preferiblemente una presión en el intervalo de aproximadamente 80 a 150 bar y lo más preferiblemente a entre 80 y 120 bar. Las presiones parciales de hidrógeno y monóxido de carbono deben ser suficientes para permitir la producción de compuestos oxigenados. El hidrógeno y el monóxido de carbono se pueden alimentar separadamente al reactor de conversión o, preferiblemente, en combinación, p. ej. como gas de síntesis.

Para los propósitos de esta invención, GHSV es la velocidad espacial por hora del gas que es la velocidad del flujo de gas sobre el catalizador. Se determina dividiendo el volumen de gas (a 25°C y 1 atmósfera) que pasa sobre el catalizador en una hora por el volumen del catalizador.

La velocidad espacial por hora del gas (GHSV) óptima de la materia prima de alimentación (litros de materia prima de alimentación/h/litro de catalizador) que pasa a través de la zona de reacción puede variar significativamente, dependiendo de una variedad de factores tales como, por ejemplo, las condiciones de reacción, la composición de la materia prima de alimentación y la cantidad y el tipo de catalizador que se utilice. La GHSV se puede mantener a cualquier velocidad en el intervalo de aproximadamente 1 a aproximadamente 30.000 h^{-1} o más, preferiblemente se mantendrá a una velocidad de entre aproximadamente 500 y 20.000 h^{-1} , y lo más preferiblemente se mantendrá a una velocidad de entre 1.000 y 10.000 h^{-1} .

La reacción de conversión en hidrocarburos que contienen oxígeno (compuestos oxigenados) se puede llevar a cabo en un reactor de conversión haciendo pasar la mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono sobre el catalizador de conversión como una reacción en fase de vapor o como una reacción en fase líquida, p. ej. una reacción en suspensión o un reactor de lecho fluidizado con lecho percolador.

El término reactor de conversión, según se utiliza en la presente invención, trata de cualquier reactor apropiado, p. ej. un reactor tubular que utiliza un lecho fijo del catalizador. Los reaccionantes se pueden alimentar ascendentemente o descendentemente al catalizador, o una combinación de ambos, a un lecho fijo situado en un reactor tubular. La reacción se puede efectuar en un lecho dinámico del catalizador. En tal reacción, el lecho de catalizador se mueve tal como en el caso de un lecho fluido del catalizador. El reactor de conversión se puede elegir preferiblemente entre un reactor tubular, multitubular, de suspensión, de lecho móvil, de lecho fluidizado, de lecho radial, de múltiples lechos o de destilación reactiva. Según una realización de la presente invención, se utiliza un reactor de lecho fijo, preferiblemente se utiliza un lecho o lechos radiales o un reactor de fase de vapor multitubular o una combinación de los mismos. Lo más preferiblemente, el reactor de conversión comprende una serie de reactores de lecho fijo adiabáticos que funcionan en un modo de flujo longitudinal y/o radial.

EJEMPLO 1

Preparación del Catalizador

Se preparó un catalizador de sulfuro de cobalto y molibdeno promovido por potasio según el ejemplo "Comparación C" dado en la patente número US 4.831.060, excepto para el procedimiento de sulfurización que se realizaba como se indica posteriormente.

Prueba del Catalizador

El catalizador (14,56 g; 10 ml) se cargó a un reactor descendente de flujo tubular (15 mm de diámetro interno).

Las alimentaciones gaseosas al reactor se fijaron para la composición buscada mediante controladores del flujo

másico y los gases se premezclaron antes de entrar por la parte superior del reactor. Los líquidos se introdujeron en el reactor a través de una bomba de HPLC graduada al caudal buscado. El gas y el líquido se mezclaron y se vaporizaron en la sección de precalentamiento del reactor. Los caudales en el reactor se dan como GHSV que se define como el flujo volumétrico de gas reaccionante a temperatura y presión estándar por volumen de catalizador por hora.

Antes de las condiciones de reacción, el catalizador se sometió al siguiente procedimiento de sulfurización:

1. Purga con nitrógeno durante la noche ($\text{GHSV} = 500 \text{ h}^{-1}$) a 170°C ;
2. Alimentación cambiada a 2% en moles de H_2S en la corriente de H_2 y disminución en la GHSV hasta 100 h^{-1} ;
3. Presión incrementada hasta 25 bar manométricos;
4. Temperatura incrementada hasta 250°C a $1,0^\circ\text{C/min.}$ y mantenida durante 1 hora;
5. Temperatura incrementada adicionalmente hasta 320°C a $1,0^\circ\text{C/min.}$ y mantenida durante 1 hora;
6. Disminúyase la temperatura hasta 270°C ;
7. Alimentación cambiada hasta 100% de nitrógeno a una GHSV de 2.000 h^{-1} para la purga.

Después del procedimiento de sulfurización esbozado anteriormente, el catalizador se puso en marcha cambiando la alimentación gaseosa por sintegas (relación de $\text{CO}:\text{H}_2$ de 1) y una corriente de 50 ppm de H_2S a una GHSV total de 2.000 h^{-1} . La presión se incrementaba hasta 90 bar manométricos y a continuación la temperatura se incrementaba (a $1,0^\circ\text{C/min.}$) hasta 310°C . Los productos de reacción se analizaron en un cromatógrafo de gases (CP9001- 80-100 Mesh Carbosieve SII y columnas Innowax de 0,25 micras).

La reacción se dejó avanzar en marcha durante 235 horas bajo las condiciones anteriores. Después de este punto, un flujo de 2,5% en moles de metanol se alimento al reactor. A las 334 horas en marcha, el líquido de alimentación de metanol se cambió por una mezcla de metanol/acetaldehído (90:10% p/p) y la velocidad de bombeo de líquido total se incrementó de modo que el caudal de metanol al reactor permaneciera constante. La alimentación de acetaldehído adicional introducida en el reactor era equivalente a 0,20% en moles del caudal total. Los datos de velocidad de productos de cada período de alimentación diferente se promediaron desde 20 horas después del cambio en la alimentación (para permitir que la alimentación se estabilizara) hasta el final de cada período.

Los resultados del experimento (resumidos en la Tabla 1) demuestran que al añadir acetaldehído a la alimentación del reactor, se observa un claro incremento en la velocidad de producción de etanol. Además, se observó que las velocidades de los alcoholes superiores (es decir propanol y butanol) se incrementaban significativamente como resultado de la adición de aldehído. Por otra parte, utilizando la alimentación y las velocidades de producto de acetaldehído, se estimó que la conversión de aldehído era aproximadamente 85%. Dentro del error experimental, la cantidad de etanol que se produciría a partir de la cantidad de aldehído convertido corresponde a la cantidad adicional de etanol observada al añadir el aldehído.

Tabla 1:

Alimentación	Período de Tiempo (horas)	Velocidad Media de Etanol mg/h	Velocidad Media de Propanol mg/h	Velocidad Media de Butanol mg/h	Velocidad de Alcoholes C_{2-4} Totales	Velocidad Media de Acetaldehído mg/h
Sin acetaldehído	255 - 286	279	36	2	317	10
Acetaldehído añadido al 0,20% en moles	354 - 406	397	80	6	482	12

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para la conversión de materias primas de alimentación que contienen un óxido u óxidos de carbono e hidrógeno en compuestos hidrocarbúricos que contienen oxígeno, en presencia de un catalizador basado en sulfuro de molibdeno modificado en partículas, que comprende la etapa de hacer reaccionar un óxido u óxidos de carbono e hidrógeno, en presencia del catalizador en partículas en un reactor de conversión, para formar productos que comprenden compuestos hidrocarbúricos que contienen oxígeno; caracterizado porque se añaden un aldehído o aldehídos al reactor de conversión y porque los compuestos hidrocarbúricos que contienen oxígeno representan al menos 40% en peso de los productos líquidos totales, bajo condiciones de temperatura y presión estándar, que salen del reactor de conversión, en donde el aldehído que se añade al reactor de conversión se selecciona de un número de carbonos de uno a tres.
2. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que el aldehído es formaldehído, acetaldehído o propionaldehído, y/o una mezcla de al menos dos de dichos aldehídos.
3. Procedimiento según la reivindicación 2, en el que el aldehído es acetaldehído, propionaldehído y/o una mezcla de los mismos.
4. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el que el aldehído que se añade al reactor de conversión procede de los compuestos hidrocarbúricos que contienen oxígeno como subproductos directos.
5. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que el óxido u óxidos de carbono y el hidrógeno se preparan a partir de una materia prima de alimentación hidrocarbúrica en un reactor de gas de síntesis.