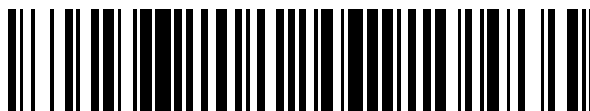


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 832 198**

51 Int. Cl.:

C07C 51/12 (2006.01)

C07C 53/08 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **12.09.2011** **PCT/US2011/051168**

87 Fecha y número de publicación internacional: **29.03.2012** **WO12039973**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **12.09.2011** **E 11760922 (2)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **11.11.2020** **EP 2621880**

54 Título: **Reactor de recirculación para la producción de ácido acético**

30 Prioridad:

24.09.2010 US 890383

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

09.06.2021

73 Titular/es:

CELANESE INTERNATIONAL CORPORATION
(100.0%)

1601 West LBJ Freeway
Dallas, TX 75235, US

72 Inventor/es:

ZINOBILO, RAYMOND

74 Agente/Representante:

DURAN-CORRETJER, S.L.P

ES 2 832 198 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

Reactor de recirculación para la producción de ácido acético

5 SECTOR DE LA INVENCION

La presente invención se refiere a un procedimiento mejorado para la fabricación de ácido acético y, en particular, a mejoras en el sistema de producción de ácido acético que incluyen la adición de un circuito de recuperación de corriente secundaria y/o uno o más reactores de recirculación de corriente secundaria.

10 ESTADO DE LA TÉCNICA ANTERIOR

Un proceso comercial exitoso y ampliamente utilizado para sintetizar ácido acético implica la carbonilación catalizada de metanol con monóxido de carbono. El catalizador contiene rodio y/o iridio y un promotor halógeno, típicamente yoduro de metilo. La reacción se lleva a cabo burbujeando de forma continua monóxido de carbono a través de un medio de reacción líquido en el que el catalizador está disuelto. El medio de reacción comprende acetato de metilo, agua, ácido acético, yoduro de metilo y el catalizador. Los procesos comerciales convencionales para la carbonilación de metanol incluyen los descritos en las Patentes US3,769,329, US5,001,259, US5,026,908 y US5,144,068. Otro proceso de carbonilación de metanol convencional incluye el proceso Cativa[®], que se analiza en J.H. Jones, "The Cativa[®] Process for the Manufacture of Acetic Acid" Platinum Metals Review, 44 (3): 94-105 (2002).

La solución de reacción del reactor de carbonilación contiene materiales de partida que no han reaccionado, así como componentes del medio de reacción, incluyendo catalizador. La Patente US5,672,744 da a conocer un proceso para la preparación de ácido acético, que comprende carbonilar metanol con monóxido de carbono en un reactor de carbonilación ("primer reactor") en presencia de un fluido de reacción que comprende un catalizador de rodio, yoduro de metilo, una sal de yoduro, acetato de metilo y agua, mientras se extrae de forma continua el fluido de reacción del primer reactor y se lo introduce en una zona de evaporación rápida para separarlo en una parte evaporada y una parte no evaporada, caracterizado por que se proporciona un segundo reactor entre el primer reactor y la zona de evaporación rápida. El metanol se carbonila con el monóxido de carbono contenido en el fluido de reacción en un estado en el que está disuelto en el mismo en el segundo reactor con un tiempo de residencia de 7 a 120 segundos a de 150 °C a 250 °C, y el monóxido de carbono contenido en el fluido de reacción extraído del primer reactor en un estado en el que está disuelto en el mismo puede convertirse en ácido acético en el segundo reactor mediante la misma carbonilación que se produce en el primer reactor, lo que permite una utilización eficaz y una alta recuperación de monóxido de carbono.

La reacción de carbonilación es exotérmica y el calor de la reacción debe regularse para controlar las temperaturas de reacción. El calor de la reacción se transfiere típicamente al evaporador junto con la solución de reacción. El evaporador funciona a una presión más baja que el reactor de carbonilación, lo que da como resultado una disminución de la temperatura de la solución de reacción.

También se puede recuperar el calor de la reacción. La Patente US6,175,039 da a conocer la eliminación del calor de reacción del proceso altamente exotérmico utilizando una caldera de vapor calentada por la corriente de recirculación. El calor de la reacción también se puede transferir a otros sistemas. La Patente US6,114,576 da a conocer un proceso para la producción de ácido carboxílico en presencia de partículas sólidas de catalizador que utiliza el calor exotérmico de reacción con alta eficacia para recuperar el producto de ácido carboxílico. Este proceso utiliza intercambio de calor indirecto para transferir el calor de reacción a otra corriente, sin la necesidad de un fluido de transferencia de calor adicional, tal como vapor. La Patente US7,465,823 da a conocer un proceso y sistema en el que una parte del calor producido durante la producción del ácido acético se transfiere al proceso y sistema de producción y/o purificación de acetato de vinilo para facilitar la producción y/o purificación del producto de acetato de vinilo.

La Patente US5,917,089 se refiere a un proceso para la carbonilación de un alcohol y/o un derivado reactivo del mismo. Se ha descubierto que el gas de escape ventilado desde un proceso de carbonilación en fase líquida se puede utilizar como gas de alimentación a un segundo reactor de carbonilación en el que el monóxido de carbono en el gas de escape se convierte en productos de carbonilación.

En la Patente US2006/0281944 se da a conocer un procedimiento de fabricación de ácido acético. El ácido acético se fabrica carbonilando metanol con monóxido de carbono por medio de una reacción catalítica heterogénea en un reactor de columna de burbujas.

La Patente US2009/0299092 se refiere a un proceso para capturar y reutilizar calor leve en un proceso para la carbonilación de un alcohol y/o derivado reactivo del mismo. El proceso comprende utilizar un primer y un segundo intercambiador de calor.

La Patente US5,364,963 se refiere a un catalizador de rodio soportado y un procedimiento de preparación del

mismo. También se refiere a un proceso para la producción de ácido acético a partir de metanol y monóxido de carbono utilizando un catalizador de rodio soportado.

La Patente US5,932,764 se refiere a un proceso para la producción de un ácido carboxílico que tiene $n+1$ átomos de carbono que comprende (a) carbonilar con monóxido de carbono en una primera zona de reacción a temperatura y presión elevadas un alcohol alquílico que tiene n átomos de carbono y/o un derivado reactivo del mismo para producir un ácido carboxílico que tiene $n+1$ átomos de carbono en una composición de reacción líquida que comprende producto de ácido carboxílico, un catalizador de iridio, un cocatalizador de haluro de alquilo, agua, un éster del producto de ácido carboxílico y el alcohol alquílico, y opcionalmente uno o más promotores, (b) extraer de la primera zona de reacción, como mínimo, una parte de la composición de reacción líquida junto con monóxido de carbono disuelto y/o arrastrado y hacer pasar, como mínimo, una parte de la composición de reacción líquida extraída y monóxido de carbono a una segunda zona de reacción, (c) hacer reaccionar, como mínimo, el 1 % del monóxido de carbono disuelto y/o arrastrado en la composición de reacción extraída mediante carbonilación adicional a temperatura y presión elevadas en la segunda zona de reacción para producir producto de ácido carboxílico adicional.

La Patente US2008/287706 se refiere a un aparato y procedimiento de producción de ácido acético mejorados que incluyen condensar vapor "de cabeza" para proporcionar reflujo a la columna de fracciones ligeras, así como vapor de condensación desde una parte central de la columna de fracciones ligeras para aumentar la capacidad. El rendimiento o la carga en la columna de fracciones ligeras se reduce sustancialmente sin comprometer la calidad del producto.

Tal como apreciará un experto en la materia, existe un incentivo y una necesidad de mejorar los procesos existentes para la producción de ácido acético. La presente invención da a conocer algunas de estas mejoras.

CARACTERÍSTICAS DE LA INVENCION

La presente invención se refiere a procedimientos mejorados para la preparación de ácido acético, según la reivindicación 1. Es decir, la presente invención da a conocer un proceso para producir ácido acético, que comprende las etapas de: hacer reaccionar monóxido de carbono, como mínimo, con un reactante en un primer reactor que contiene un medio de reacción para producir una solución de reacción que comprende ácido acético, en el que el, como mínimo, un reactante se selecciona del grupo que consiste en metanol, acetato de metilo, formiato de metilo, éter dimetilico y mezclas de los mismos y en el que el medio de reacción comprende agua, ácido acético, yoduro de metilo y un catalizador; introducir, como mínimo, una parte de la solución de reacción en un segundo reactor y alimentar monóxido de carbono al segundo reactor en una cantidad del 0,1 % al 10 % basándose en el monóxido de carbono total alimentado al primer reactor para generar calor a partir de la reacción y recuperar el calor del segundo reactor para producir una primera corriente de recuperación de calor; e introducir la primera corriente de recuperación de calor en el primer reactor, en el que el segundo reactor se hace funcionar a una temperatura más alta que el primer reactor.

Según otra realización, el proceso comprende, además, la etapa de hacer pasar la primera corriente de recuperación de calor a través de un generador de vapor.

En otra realización, un proceso para producir ácido acético comprende, además, las etapas de: separar, como mínimo, una parte de la solución de reacción para formar una primera corriente de recuperación de calor; separar, como mínimo, una parte de la primera corriente de recuperación de calor; e introducir la parte separada de la primera corriente de recuperación de calor en un segundo reactor para producir una segunda corriente de recuperación de calor.

Se da a conocer, además, pero no dentro del alcance de las reivindicaciones, un sistema para producir ácido acético, que comprende: un primer reactor para hacer reaccionar monóxido de carbono, como mínimo, un reactante y un medio de reacción para producir una primera solución de reacción que comprende ácido acético; un separador para separar la solución de reacción en una pluralidad de corrientes de recuperación de calor derivadas; y un segundo reactor para hacer reaccionar monóxido de carbono, el, como mínimo, un reactante y el medio de reacción para producir una segunda solución de reacción que comprende ácido acético y para recuperar vapor y/o calor de, como mínimo, una de las corrientes de recuperación de calor, en el que el, como mínimo, un reactante se selecciona del grupo que consiste en metanol, acetato de metilo, formiato de metilo, éter dimetilico y mezclas de los mismos y en el que el medio de reacción comprende agua, ácido acético, yoduro de metilo y un catalizador.

DESCRIPCIÓN BREVE DE LOS DIBUJOS

La presente invención puede entenderse más completamente considerando la siguiente descripción detallada de diversas realizaciones de la presente invención en relación con los dibujos adjuntos, en los que números similares designan partes similares.

La figura 1A es un diagrama esquemático para la producción de ácido acético que tiene un reactor de recirculación,

según una realización de la presente invención.

La figura 1B es un diagrama esquemático para la producción de ácido acético que tiene un circuito de recirculación desde la solución de reacción y un reactor de recirculación, según una realización de la presente invención.

5 DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

La presente invención se refiere a procesos mejorados para la fabricación de ácido acético. En particular, la presente invención da a conocer la recuperación del calor de la reacción en un reactor de recirculación o reactor extendido. El reactor de recirculación se sitúa, preferentemente, en una corriente lateral del reactor de carbonilación y una parte de la solución de reacción del reactor de carbonilación se alimenta al reactor de recirculación. El monóxido de carbono y un reactante seleccionado del grupo que consiste en metanol, acetato de metilo, formiato de metilo, éter dimetilico y/o mezclas de los mismos se alimentan, preferentemente, al reactor de recirculación. En una realización, el reactor de recirculación contiene solamente el catalizador en la solución de reacción, es decir, no se introduce catalizador adicional en el reactor de recirculación. El reactor de recirculación puede prolongar la reacción de carbonilación para producir calor de reacción adicional que puede recuperarse. En una realización, la conversión de reactantes en ácido acético en el reactor de recirculación puede ser menor que la conversión en el reactor de carbonilación de metanol, por ejemplo, menos del 80 %, menos del 50 % o menos del 20 %.

El producto del reactor de recirculación pasa, preferentemente, a través de un generador de vapor para producir vapor antes de ser introducido en el reactor de carbonilación. El calor de la reacción en el reactor de recirculación puede ser recuperado por el generador de vapor. El producto del reactor de recirculación también se puede enfriar a través de uno o más intercambiadores de agua de enfriamiento, tales como, por ejemplo, un intercambiador de carcasa y tubos, antes de introducirse en el reactor de carbonilación. Los intercambiadores de agua de enfriamiento adicionales también pueden producir vapor. En realizaciones preferentes, el agua de enfriamiento comprende agua cautiva de alta calidad que puede tolerar, con una degradación aceptable, ser calentada a temperaturas de aproximadamente 150 °C a aproximadamente 200 °C. Esta agua de enfriamiento cautiva sobrecalentada podría producir vapor, en algunas realizaciones, a través de un recipiente de descarga instantánea de vapor o en otras realizaciones, entrando en otro intercambiador (por ejemplo, un intercambiador en el que no se genera vapor de intercambio de calor por contacto). En algunas realizaciones, el reactor de recirculación puede generar ácido acético (además del ácido acético formado en el reactor de carbonilación). Este ácido acético adicional puede pasar a través del reactor de carbonilación y recuperarse.

Además de recuperar el calor de la reacción en el reactor de recirculación, determinadas realizaciones de la presente invención también recuperan el calor de la reacción del reactor de carbonilación en uno o más circuitos de recirculación. Los circuitos de recirculación pueden comprender uno o más intercambiadores de calor. En realizaciones preferentes de la presente invención, los circuitos de recirculación se pueden utilizar para regular el calor de la reacción del proceso de carbonilación.

En algunas realizaciones, la temperatura resultante debido al calor de la reacción generado por el reactor de recirculación puede ser mayor que la temperatura debido al calor de reacción de los circuitos de recirculación sin un reactor de recirculación. De forma ventajosa, realizaciones de la presente invención pueden producir un aumento en la cantidad y calidad del vapor. Preferentemente, el vapor producido tiene una presión, es decir, calidad del vapor, como mínimo, de 4 bares, por ejemplo, como mínimo, 5 bares, o, como mínimo, 6 bares.

La presente invención se puede aplicar en cualquier proceso de carbonilación de metanol. Los sistemas de carbonilación ejemplares que se pueden utilizar con realizaciones de la presente invención incluyen los descritos en las Patentes US7,223,886, US7,005,541, US6,657,078, US6,339,171, US5,731,252, US5,144,068, US5,026,908, US5,001,259, US4,994,608 y las publicaciones Patente US2008/0287706, US2008/0293966, US2009/0107833, US2009/0270651.

Un sistema de carbonilación puede comprender una sección de carbonilación y una sección de purificación. Puede utilizarse cualquier sección de purificación adecuada en combinación con cualquiera de las realizaciones de la presente invención. Las secciones de purificación adecuadas se describen en las patentes mencionadas anteriormente, y típicamente incluyen una columna de fracciones ligeras, una columna de secado, una o más columnas para la eliminación de compuestos reductores de permanganato (PRC, permanganate reducing compounds), lechos de protección, raspadores de ventilación y/o columnas de fracciones pesadas.

Una sección de carbonilación 101 de ejemplo se muestra en las figuras 1A y 1B. La sección de carbonilación 101 comprende la corriente 103 de alimentación de monóxido de carbono, la corriente 104 de alimentación de reactante, el reactor de carbonilación 105, que también puede denominarse el "primer reactor", el evaporador 106 y la unidad de recuperación 107. El monóxido de carbono y, como mínimo, un reactante se alimentan de forma continua mediante las corrientes de alimentación 103 y 104, respectivamente, al reactor de carbonilación 105. La corriente 104 de alimentación de reactante puede suministrar, como mínimo, un reactante seleccionado del grupo que consiste en metanol, acetato de metilo, formiato de metilo, éter dimetilico y/o mezclas de los mismos, al reactor 105. En realizaciones preferentes, la corriente 104 de alimentación de reactante puede suministrar metanol y acetato de metilo. Opcionalmente, la corriente 104 de alimentación de reactante puede conectarse a uno o más recipientes (no

mostrados) que almacenan reactantes frescos para el proceso de carbonilación. Además, puede haber un recipiente de almacenamiento de yoduro de metilo (no mostrado) y/o recipiente de catalizador (no mostrado) conectado al reactor de carbonilación 105 para suministrar yoduro de metilo fresco y catalizador según sea necesario para mantener las condiciones de reacción. En otras realizaciones, el metanol o derivado reactivo del mismo suministrado al reactor de carbonilación 105 puede estar en forma de metanol depurado de otra ubicación en el sistema o como un producto o subproducto de otro sistema.

Una o más corrientes de alimentación de reciclado de la sección de reacción 101 pueden alimentarse al reactor 105 a través de la tubería 108 y una o más corrientes de alimentación de reciclado de una sección de purificación (no mostrada) pueden alimentarse al reactor 105 a través de la tubería 109. Aunque en las figuras 1A y 1B se muestran dos corrientes 108, 109 de alimentación de reciclado, pueden haber múltiples corrientes que se alimentan por separado al reactor 105. Tal como se analiza en el presente documento, las corrientes 108 de alimentación de reciclado pueden comprender los componentes del medio de reacción, así como catalizador residual y/o arrastrado y ácido acético.

En algunas realizaciones de la presente invención, la corriente 104 de alimentación de reactante comprende metanol y/o derivados reactivos del mismo. Entre los derivados reactivos adecuados de metanol se incluyen acetato de metilo, éter dimetílico, formiato de metilo y mezclas de los mismos. En una realización, se utiliza una mezcla de metanol y derivados reactivos de metanol como reactante en el proceso de la presente invención. Preferentemente, se utilizan como reactantes metanol y/o acetato de metilo. Como mínimo, parte del metanol y/o derivados reactivos del mismo se convertirán en acetato de metilo y, por lo tanto, estarán presentes como tal en la composición de reacción líquida por reacción con el producto de ácido acético o disolvente. La concentración de acetato de metilo en la composición de reacción líquida está, preferentemente, en el intervalo del 0,5 % en peso al 70 % en peso, por ejemplo, del 0,5 % en peso al 50 % en peso, o del 1 % en peso al 35 % en peso del peso total de la composición de reacción líquida.

La corriente 103 de alimentación de monóxido de carbono puede ser esencialmente pura o puede contener pequeñas cantidades de impurezas inertes, tales como dióxido de carbono, metano, nitrógeno, gases nobles, agua e hidrocarburos parafínicos de C₁ a C₄. La concentración de hidrógeno inicialmente en el monóxido de carbono y generado *in situ* por la reacción de desplazamiento de gas de agua se mantiene, preferentemente, baja (por ejemplo, menos de 1 bar de presión parcial o menos de 0,5 bar de presión parcial), ya que su presencia puede dar como resultado la formación de productos de hidrogenación. La presión parcial de monóxido de carbono en la reacción está, preferentemente, en el intervalo de 1 bar a 70 bar, por ejemplo, de 1 bar a 35 bar, o de 1 bar a 15 bar.

En una realización, el reactor de carbonilación 105 hace reaccionar metanol con monóxido de carbono en un sistema de reacción catalítica homogénea que comprende un disolvente de reacción, metanol y/o derivados reactivos del mismo, un catalizador del Grupo VIII, como mínimo, una concentración finita de agua y, opcionalmente, una sal de yoduro.

Entre los catalizadores del Grupo VIII adecuados se incluyen catalizadores de rodio y/o iridio. Cuando se utiliza un catalizador de rodio, el catalizador de rodio puede añadirse en cualquier forma adecuada de modo que el rodio esté en la solución de catalizador como una mezcla en equilibrio que incluye anión $[\text{Rh}(\text{CO})_2\text{I}_2]^-$, como es bien conocido en la técnica. Las sales de yoduro mantenidas opcionalmente en las mezclas de reacción de los procesos descritos en el presente documento pueden estar en forma de una sal soluble de un metal alcalino o un metal alcalinotérreo, sal de amonio cuaternario, de fosfonio o mezclas de los mismos. En determinadas realizaciones, el copromotor del catalizador es yoduro de litio, acetato de litio o mezclas de los mismos. El copromotor salino puede añadirse como una sal no de yoduro que generará una sal de yoduro. El estabilizante del catalizador de yoduro se puede introducir directamente en el sistema de reacción. Como alternativa, la sal de yoduro se puede generar *in situ*, ya que, en las condiciones operativas, del sistema de reacción, una amplia gama de precursores de sal no de yoduro reaccionarán con yoduro de metilo o ácido yodhídrico en el medio de reacción para generar el correspondiente estabilizante de sal de yoduro del copromotor. Para obtener detalles adicionales sobre la catálisis con rodio y la generación de sales de yoduro, véase las Patentes US5,001,259; US5,026,908; US5,144,068; y US7,005,541.

Cuando se utiliza un catalizador de iridio, el catalizador de iridio puede comprender cualquier compuesto que contenga iridio que sea soluble en la composición de reacción líquida. El catalizador de iridio se puede añadir a la composición de reacción líquida para la reacción de carbonilación en cualquier forma adecuada que se disuelva en la composición de reacción líquida o que sea convertible en una forma soluble. Entre los ejemplos de compuestos adecuados que contienen iridio que se pueden añadir a la composición de reacción líquida se incluyen: IrCl_3 , IrI_3 , IrBr_3 , $[\text{Ir}(\text{CO})_2\text{I}]_2$, $[\text{Ir}(\text{CO})_2\text{Cl}]_2$, $[\text{Ir}(\text{CO})_2\text{Br}]_2$, $[\text{Ir}(\text{CO})_2\text{I}_2]^+\text{H}^+$, $[\text{Ir}(\text{CO})_2\text{Br}_2]^+\text{H}^+$, $[\text{Ir}(\text{CO})_2\text{I}_4]^+\text{H}^+$, $[\text{Ir}(\text{CH}_3)_3(\text{CO})_2]^+\text{H}^+$, $\text{Ir}_4(\text{CO})_{12}$, $\text{IrCl}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, $\text{IrBr}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, $\text{Ir}_4(\text{CO})_{12}$, iridio metálico, Ir_2O_3 , $\text{Ir}(\text{acac})(\text{CO})_2$, $\text{Ir}(\text{acac})_3$, acetato de iridio, $[\text{Ir}_3\text{O}(\text{OAc})_6(\text{H}_2\text{O})_3][\text{OAc}]$, y ácido hexacloroirídico H_2IrCl_6 . Como materiales de partida se emplean habitualmente complejos de iridio libres de cloruro, tales como acetatos, oxalatos y acetoacetatos. La concentración de catalizador de iridio en la composición de reacción líquida puede estar en el intervalo de 100 a 6000 wppm. La carbonilación de metanol utilizando catalizador de iridio es bien conocida y se describe, en general, en las Patentes US5,942,460, US5,932,764, US5,883,295, US5,877,348, US5,877,347 y US5,696,284.

Generalmente se utiliza un cocatalizador/promotor halógeno en combinación con el componente catalizador de metal del Grupo VIII. El yoduro de metilo es preferente como promotor halógeno. Preferentemente, la concentración de promotor halógeno en la composición de reacción líquida está en el intervalo del 1 % en peso al 50 % en peso, preferentemente del 2 % en peso al 30 % en peso.

El promotor de haluro de alquilo se puede combinar con un compuesto estabilizante/copromotor salino, que puede incluir sales de un metal del Grupo IA o Grupo IIA, una sal de amonio cuaternario, de fosfonio o mezclas de los mismos. Son particularmente preferentes las sales de yoduro o acetato, por ejemplo, yoduro de litio o acetato de litio.

Se pueden utilizar otros promotores y copromotores como parte del sistema catalítico de la presente invención, tal como se describe en la Patente US5,877,348. Los promotores adecuados se seleccionan entre rutenio, osmio, tungsteno, renio, cinc, cadmio, indio, galio, mercurio, níquel, platino, vanadio, titanio, cobre, aluminio, estaño, antimonio y, más preferentemente, se seleccionan entre atenio y osmio. Los copromotores específicos se describen en la Patente US6,627,770.

Un promotor puede estar presente en una cantidad eficaz hasta el límite de su solubilidad en la composición de reacción líquida y/o cualquier corriente de proceso líquida reciclada al reactor de carbonilación de la etapa de recuperación de ácido acético. Cuando se utiliza, el promotor está adecuadamente presente en la composición de reacción líquida en una relación molar de promotor respecto a catalizador metálico de 0,5:1 a 15:1, preferentemente, de 2:1 a 10:1, más preferentemente, de 2:1 a 7,5:1. Una concentración de promotor adecuada es de 400 a 5.000 wppm.

El agua se puede formar in situ en la composición de reacción líquida, por ejemplo, mediante la reacción de esterificación entre el reactante de metanol y el producto de ácido acético. En algunas realizaciones, se introduce agua en el reactor de carbonilación 105 junto con otros componentes de la composición de reacción líquida o por separado de los mismos. El agua se puede separar de otros componentes de la composición de reacción extraídos del reactor y se puede reciclar en cantidades controladas para mantener la concentración requerida de agua en la composición de reacción líquida. Preferentemente, la concentración de agua mantenida en la composición de reacción líquida está en el intervalo del 0,1 % en peso al 16 % en peso, por ejemplo, del 1 % en peso al 14 % en peso, o del 1 % en peso al 10 % en peso del peso total de la composición de reacción.

Según un proceso de carbonilación preferente de la presente invención, las velocidades de reacción deseadas se obtienen incluso a bajas concentraciones de agua manteniendo en el medio de reacción un éster del ácido carboxílico deseado y un alcohol, deseablemente el alcohol utilizado en la carbonilación, y un ion yoduro adicional que está por encima del ion yoduro que está presente como yoduro de hidrógeno. Un ejemplo de un éster preferente es el acetato de metilo. El ion yoduro adicional es, de forma deseable, una sal de yoduro, siendo preferente el yoduro de litio. Se ha descubierto, tal como se describe en la Patente US5,001,259, que, en concentraciones bajas de agua, el acetato de metilo y el yoduro de litio actúan como promotores de velocidad solo cuando están presentes concentraciones relativamente altas de cada uno de estos componentes y que la promoción es mayor cuando ambos de estos componentes están presentes simultáneamente. La concentración absoluta del contenido de iones yoduro no es una limitación de la utilidad de la presente invención.

Tal como se muestra en las figuras 1A y 1B, el reactor de carbonilación 105 es, preferentemente, un recipiente con agitación, (por ejemplo, un reactor de tanque agitado continuo (CSTR, continuous stirred-tank reactor), o un recipiente tipo columna de burbujas, con o sin un agitador (agitador no mostrado)), dentro del cual el medio de reacción se mantiene, preferentemente, de forma automática, a un nivel predeterminado. Este nivel predeterminado puede permanecer sustancialmente constante durante el funcionamiento normal. En el reactor de carbonilación 105, se pueden introducir continuamente metanol, monóxido de carbono y suficiente agua, según sea necesario, para mantener, como mínimo, una concentración finita de agua en el medio de reacción. En una realización, el monóxido de carbono (por ejemplo, en estado gaseoso) se introduce continuamente en el reactor de carbonilación 105. La alimentación de monóxido de carbono 103 se introduce a una velocidad suficiente para mantener la presión total del reactor deseada. La temperatura del reactor de carbonilación 105 puede controlarse utilizando un reactor de recirculación y/o circuitos de recirculación, tal como se ilustra en las realizaciones mostradas en las figuras 1A y 1B.

El ácido acético se fabrica, típicamente, en una reacción en fase líquida a una temperatura de aproximadamente 160 °C a aproximadamente 220 °C y una presión total de aproximadamente 20 bar a aproximadamente 50 bar. En algunas realizaciones de la presente invención, el reactor de carbonilación 105 se hace funcionar a una temperatura de aproximadamente 150 °C a aproximadamente 250 °C, por ejemplo, de 155 °C a 235 °C, o de 160 °C a 220 °C. Determinadas realizaciones de la presente invención se refieren a procedimientos para la síntesis de ácido acético en los que la temperatura de la reacción de carbonilación se realiza a temperaturas elevadas a por encima de aproximadamente 190 °C. Las temperaturas de reacción de ejemplo para la carbonilación son de aproximadamente 190 °C a aproximadamente 225 °C, incluyendo de aproximadamente 200 °C a aproximadamente 220 °C. La temperatura de reacción elevada puede facilitar la reducción de la concentración de catalizador del reactor y aumentar las velocidades de producción. La presión de la reacción de carbonilación es, preferentemente, de 10 a 200 bar, más preferentemente, de 10 a 100 bar y, de la manera más preferente, de 15 a 50 bar.

En un proceso de carbonilación típico, se introduce de forma continua monóxido de carbono en el reactor de carbonilación, preferentemente a través de un distribuidor, y de forma deseable por debajo del agitador, que puede utilizarse para agitar el contenido del reactor. La alimentación gaseosa se dispersa, preferentemente, a fondo a través del líquido de reacción mediante este medio de agitación. En realizaciones preferentes de la presente invención, una corriente de purga gaseosa/de vapor 110 se ventila desde el reactor de carbonilación 105 para evitar, como mínimo, la acumulación de subproductos gaseosos, inertes y mantener una presión parcial de monóxido de carbono establecida a una presión total del reactor dada. La temperatura del reactor de carbonilación 105 puede controlarse y la alimentación de monóxido de carbono se introduce a una velocidad suficiente para mantener la presión total del reactor deseada. La corriente de purga gaseosa 110 se puede limpiar con ácido acético y/o metanol en la unidad de recuperación 107 para recuperar los componentes de bajo punto de ebullición. En algunas realizaciones, la corriente de purga gaseosa 110 puede condensarse y alimentarse a una unidad de recuperación 107, que puede devolver los componentes de bajo punto de ebullición 111 a la parte superior del reactor 105. Los componentes de bajo punto de ebullición 111 pueden comprender acetato de metilo y/o yoduro de metilo. El monóxido de carbono en la corriente de purga gaseosa 110 puede purgarse en la tubería 112 o alimentarse a través de la tubería 112' a la base del evaporador 106 para mejorar la estabilidad del rodio.

El producto de carbonilación se extrae del reactor de carbonilación 105 a una velocidad suficiente para mantener un nivel constante en el mismo y se transporta al evaporador 106 mediante la solución de reacción 113. La solución de reacción 113 es, preferentemente, una corriente líquida. En general, a medida que la solución de reacción 113 se extrae del reactor de carbonilación 105, la temperatura de la solución de reacción 113 puede ser de aproximadamente 150 °C a aproximadamente 250 °C. En el evaporador 106, como mínimo, una parte del producto de carbonilación se separa en una etapa de separación por evaporación rápida para obtener una corriente de producto en bruto 114 que comprende ácido acético y una corriente de reciclado de catalizador 115, que comprende una solución que contiene catalizador que, preferentemente, se recicla al reactor de carbonilación 105 a través de la corriente 108. La solución que contiene catalizador contiene, predominantemente, ácido acético, el catalizador de rodio y la sal de yoduro, junto con cantidades menores de acetato de metilo, yoduro de metilo y agua, tal como se analizó anteriormente. En determinadas realizaciones, la corriente de producto en bruto 114 se transfiere a la sección de purificación (no mostrada) para recuperar ácido acético. Una o más corrientes de reciclado de la sección de purificación pueden devolverse al reactor de carbonilación 105 a través de la tubería 109.

En las figuras 1A y 1B, una parte de la solución de reacción 11 se extrae a través de la tubería 121 y se dirige a un reactor de recirculación 122, también denominado "segundo reactor". El caudal de la solución de reacción 11 que se retira, o "velocidad de extracción", es una función de la velocidad de producción y puede variar. En determinadas realizaciones, la velocidad de extracción se controla basándose en el nivel del reactor. En algunas realizaciones, la cantidad de solución de reacción extraída 113 introducida en el reactor de recirculación 122 a través de la tubería 121 puede ser del 20 % al 100 %. Durante el arranque del reactor de carbonilación 105, es preferente que aproximadamente el 100 % de la solución de reacción 113 se dirija al reactor de recirculación 122 y se devuelva al reactor 105. El reactor de recirculación 122 se utiliza (a través del intercambiador de calor) para calentar (utilizando vapor) la solución de reacción. En algunas realizaciones de arranque, se inyecta una pequeña cantidad de monóxido de carbono (CO) a través del reactor de recirculación 122 (por ejemplo, una parte de la corriente 123 que es CO). Sin embargo, durante el arranque, el reactor de recirculación 122 no inyecta activamente metanol o acetato de metilo. En condiciones de equilibrio dinámico y velocidad de diseño, es preferente que menos del 50 % de la solución de reacción 113 se dirija al reactor de recirculación 122 (es decir, un sistema de circuito de reactor de recirculación). En determinadas realizaciones, se puede introducir menos del 25 %, por ejemplo, menos del 20 %, de la solución de reacción 113 en el reactor de recirculación 122. Sin embargo, la introducción de cantidades menores puede reducir la cantidad de vapor que se puede generar. En otras realizaciones, el diseño del sistema de producción de ácido acético puede incluir dos o más sistemas de circuito de reactor de recirculación. Por ejemplo, aproximadamente el 70 % de la solución de reacción 113 puede dirigirse a un sistema de dos circuitos de reactor de recirculación, en el que cada circuito de reactor de recirculación recibe aproximadamente la mitad de la solución de reacción 113.

El reactor de recirculación 122 puede ser un reactor de tubería, reactor tubular, de lecho fluidizado o CSTR. En una realización preferente, el reactor de recirculación 122 es un reactor tubular de diámetro constante. La carcasa del reactor puede estar compuesta por cualquier material adecuado conocido en la técnica, por ejemplo, una aleación de níquel-molibdeno, tal como la aleación HASTELLOY® B-3® (Haynes International) o una aleación de circonio tal como la aleación Zirc® 702 (United Titanium Inc.). Según diversas realizaciones de la presente invención, el reactor de recirculación 122 puede contener potenciadores de mezcla, tales como, por ejemplo, deflectores, empaquetado, distribuidores, venturis y múltiples conductos.

La parte de la solución de reacción 113 en la tubería 121 puede ser una parte alícuota y puede comprender uno o más de catalizador, monóxido de carbono disuelto, uno o más reactantes, agua y promotores halógenos. El catalizador residual del reactor de carbonilación 105 cataliza, preferentemente, la reacción en el reactor de recirculación 122. Además de la parte de la solución de reacción en la tubería 121, una parte de la corriente 103 de alimentación de monóxido de carbono se puede alimentar al reactor de recirculación 122 a través de la tubería 123. El monóxido de carbono en la tubería 123 se alimenta al reactor de recirculación 122 de una manera controlada en

una cantidad que es del 0,1 % al 10 %, basándose en el monóxido de carbono total alimentado al reactor de carbonilación 105, y, preferentemente, del 0,5 % al 5 %.

Una parte de la corriente 104 de alimentación de reactante también puede alimentarse al reactor de recirculación 122 a través de la tubería 124. En determinadas realizaciones de la presente invención, el porcentaje de metanol en la parte 121 alimentada al reactor de recirculación 122 varía dependiendo de la conversión de metanol en ácido acético. En una realización, el porcentaje de reactantes en la alimentación a través de la tubería 124 al reactor de recirculación 122 es del 0,1 % al 10 %, basándose en la cantidad total de reactantes alimentados al sistema, por ejemplo, del 0,2 % al 5 % o del 0,25 % al 2,5 %. En realizaciones preferentes, se pueden alimentar reactantes adicionales a través de la tubería 124 al reactor de recirculación 122. En una realización, se alimenta metanol al reactor de recirculación 122 como reactante. Los reactantes en la tubería 124 se pueden alimentar al reactor de recirculación 122 de una manera controlada en una cantidad que es de aproximadamente el 0,1 % al 10 %, basándose en los reactantes totales alimentados al reactor de carbonilación 105, y, más preferentemente, de aproximadamente el 0,5 % al 5 %. Los reactantes en la tubería 124 pueden precalentarse antes de ser alimentados al reactor de recirculación 122.

En una realización, los reactantes alimentados al reactor de recirculación 122 pueden proporcionarse desde uno o más lavadores de gases de ventilación. Los lavadores de gases de ventilación pueden utilizar metanol para eliminar componentes de bajo punto de ebullición de los conductos de ventilación, tales como el yoduro de metilo. Sin estar ligado a la teoría, el yoduro de metilo adicional puede ser útil para promover la reacción en el reactor de recirculación 122.

Los materiales de alimentación, que incluyen las tuberías 121, 123 y 124, en la reacción de recirculación tienen un tiempo de residencia de aproximadamente 0,2 segundos a 120 segundos, por ejemplo, de 1 segundo a 90 segundos, o de 10 segundos a 60 segundos. Tal como se utiliza en el presente documento, "tiempo de residencia" para la reacción de recirculación se refiere al lapso de tiempo desde que los materiales de alimentación se inyectan en el reactor de recirculación 122 a través del pasaje desde el generador de vapor 126. Debe entenderse que la reacción del reactor de recirculación puede continuar cuando el producto se introduce en el reactor de carbonilación 105.

El reactor de recirculación 122 se hace funcionar a una temperatura superior a la del reactor de carbonilación 105. En una realización, el reactor de recirculación 122 se hace funcionar a una temperatura que es, como mínimo, 5 °C más alta que la del reactor de carbonilación 105, y, más preferentemente, como mínimo, 10 °C más alta. En determinadas realizaciones, el reactor de recirculación 122 se hace funcionar a una temperatura de aproximadamente 150 °C a aproximadamente 250 °C, por ejemplo, de 155 °C a 235 °C, o de 160 °C a 225 °C. En realizaciones adicionales de la presente invención, el reactor de recirculación 122 se hace funcionar a una presión absoluta de aproximadamente 15 atmósferas a aproximadamente 50 atmósferas.

La reacción en el reactor de recirculación 122 es exotérmica. El calor exotérmico de la reacción en el reactor de recirculación 122, calculado a partir de los calores estándar de formación de monóxido de carbono gaseoso, metanol líquido y ácido acético líquido, depende de la cantidad de ácido acético producido y las velocidades de diseño. La temperatura resultante del calor de reacción producido en el reactor de recirculación 122 puede reducirse y el calor, por lo tanto, puede ser recuperado por el generador de vapor 126. El generador de vapor 126 puede acoplarse directamente o acoplarse estrechamente con el reactor de recirculación 122 de modo que el calor de la reacción pueda recuperarse eficazmente. En algunas realizaciones, el reactor de recirculación 122 puede comprender una sección de reactor y una sección de generador de vapor. El generador de vapor 126 produce vapor que puede utilizarse para impulsar otros sistemas en el proceso de carbonilación u otras unidades químicas, tales como, por ejemplo, unidades de producción de anhídrido y/o unidades de éster. La corriente 127 de recuperación de calor sale del generador de vapor 126 a una temperatura más baja, pero a una temperatura no por debajo de la temperatura de la reacción de carbonilación (por ejemplo, de 160 °C a 190 °C). En algunas realizaciones, la reacción en el reactor de recirculación puede continuar más allá del generador de vapor 126. En realizaciones preferentes, la cantidad de vapor puede variar de 3 a 30 toneladas/h y la calidad del vapor puede variar de 4 a 13 barg. La cantidad de vapor producida por el generador de vapor 126 puede variar basándose en el flujo desde el reactor de recirculación 122 y el cambio neto de temperatura de la reacción exotérmica en el reactor de recirculación 122 a través del generador de vapor 126, y la calidad de la presión del vapor que se genera. La corriente 127 de recuperación de calor puede introducirse en la sección superior del reactor de carbonilación 105 y, preferentemente, se introduce por encima del punto en el que se extrae la solución de reacción 113. La corriente 127 de recuperación de calor puede comprender uno o más de ácido acético, yoduro de metilo, acetato de metilo, metanol sin reaccionar, agua, monóxido de carbono y catalizador residual. En una realización, la corriente 127 de recuperación de calor puede contener una mayor concentración de ácido acético que la parte 121 alimentada al reactor de recirculación 122.

Aunque no se muestra, la corriente 127 de recuperación de calor puede pasar a través de uno o más intercambiadores de calor, tales como, por ejemplo, intercambiadores de agua de enfriamiento. Preferentemente, estos intercambiadores de calor pueden controlar el calor de la reacción del reactor 105. En algunas realizaciones, estos intercambiadores de calor adicionales generan una cantidad de vapor.

La figura 1B es un diagrama esquemático de otra realización de la presente invención. Tal como se muestra en la figura 1B, se extrae una parte de la solución de reacción 113 en la tubería 130. Tal como se describió anteriormente con respecto a la figura 1A, la cantidad de solución de reacción 113 que se extrae puede variar. Una subparte en la tubería 131 se puede tomar de la tubería 130 y se puede hacer recircular en un circuito a través de un intercambiador de calor 132 y devolver al reactor de carbonilación 105 a través de la corriente 133 de recuperación de calor. Aunque se muestra un circuito en la figura 1B, puede haber múltiples circuitos, teniendo cada uno de los cuales uno o más intercambiadores de calor. En una realización, la subparte 131 entra en el intercambiador de calor 132 a una temperatura de aproximadamente 160 °C a aproximadamente 250 °C (por ejemplo, de 160 °C a 235 °C, o de 160 °C a 220 °C) y sale del intercambiador de calor 132 como corriente 133 de recuperación de calor a una temperatura por debajo de la temperatura de la reacción de carbonilación (por ejemplo, por debajo de aproximadamente 155 °C, o de 30 °C a 150 °C).

El intercambiador de calor 132 controla, preferentemente, el calor de reacción en el reactor de carbonilación 105. Preferentemente, el intercambiador de calor 132 es un intercambiador de agua de enfriamiento que proporciona un enfriamiento por agua para eliminar el calor de la reacción del reactor de carbonilación 105. Además, el intercambiador de calor 132 también puede producir vapor. En otras realizaciones, el intercambiador de calor 132 puede utilizarse para proporcionar calor al reactor de carbonilación 105 durante el arranque. La corriente 133 de recuperación de calor puede introducirse en la parte superior del reactor de carbonilación 105 y, preferentemente, se introduce por encima del punto en el que se extrae la solución de reacción 113. Aunque en la figura 1B se muestra que se toma una parte de la solución de reacción (es decir, la subparte 131), se pueden tomar múltiples partes y proporcionarlas por separado al reactor de recirculación 122 y al intercambiador de calor 132.

Otra subparte en la tubería 134 se puede alimentar al reactor de recirculación 122, como se describió anteriormente y se ilustra en la figura 1B. La relación de flujo entre la subparte 131 y la subparte 134 es, preferentemente, de 10:1 a 1:10, por ejemplo, de 5:1 a 1:5 o de 2:1 a 1:2. Esta relación puede variar dependiendo de la necesidad de controlar el calor de la reacción del reactor de carbonilación 105 frente a la necesidad de producir vapor adicional a través del generador de vapor 126. Aunque no se muestra en la figura 1B, en algunas realizaciones de la presente invención, se pueden utilizar una o más válvulas, reguladores o bombas para controlar el flujo del líquido en la tubería 130 entre la subparte 131 y la subparte 134. Esto puede permitir que pase un mayor flujo al reactor de recirculación 122 con el fin de desplazar la recuperación de calor adicional, según sea necesario, al circuito. Aunque no se muestra en las figuras 1A o 1B, en algunas realizaciones de la presente invención, una combinación de válvulas de aislamiento manuales y automáticas en los circuitos de recirculación permite el aislamiento independiente de un circuito (por ejemplo, para mantenimiento), mientras que el otro u otros circuitos y el reactor de carbonilación 105 permanecen operativos. Además, en diversas realizaciones de la presente invención, pueden estar presentes uno o más intercambiadores de calor o enfriadores adicionales en ubicaciones por todo el sistema (por ejemplo, pueden colocarse uno o más enfriadores adicionales en la corriente 108 de alimentación de reciclado).

La cantidad relativa de ácido acético en la corriente 127 de recuperación de calor del reactor de recirculación 122 es una función del tiempo de residencia. En una realización de la presente invención, la cantidad relativa de ácido acético en la corriente 127 de recuperación de calor del reactor de recirculación 122 puede ser, como mínimo, un 0,5 % mayor que el ácido acético en la corriente 133 de recuperación de calor, y, más preferentemente, como mínimo, un 2,5 % o mayor. En términos de intervalos, la cantidad relativa de ácido acético en la corriente 127 de recuperación de calor es del 1 % al 10 % más que en la corriente 133 de recuperación de calor.

Los parámetros, tales como el tiempo de residencia en el circuito de recirculación y las temperaturas medidas, el flujo o los flujos y/o las presiones medidas con adiciones controladas de caudal de materia prima pueden optimizarse a una configuración deseada. En algunas realizaciones de la presente invención, el segundo reactor se sitúa aguas arriba de la generación de vapor de recuperación de calor (intercambiador de calor). Esta configuración generará una mayor calidad para lograr los niveles (presión) de vapor y/o una mayor cantidad de vapor a través de la recuperación de calor por fases de uno o más intercambiadores de calor (generadores de vapor) en el circuito de recirculación, que la que se puede recuperar de la temperatura del reactor global promedio.

En aras de la claridad, no todas las características de una implementación real para los procesos utilizados para carbonilar metanol a ácido acético se describen en la presente memoria descriptiva. Los expertos en la materia apreciarán que, en el desarrollo de cualquier realización real, se deben tomar numerosas decisiones específicas de implementación para lograr los objetivos específicos, tales como el cumplimiento de las restricciones relacionadas con el sistema y relacionadas con el negocio, que variarán de una implementación a otra. Además, se apreciará que dicho esfuerzo de desarrollo puede ser complejo y llevar mucho tiempo, pero sin embargo sería una tarea rutinaria para los expertos en la materia que se benefician de esta divulgación.

Para que la presente invención dada a conocer en el presente documento pueda entenderse más eficazmente, a continuación se dan a conocer ejemplos no limitantes. Los siguientes ejemplos describen diversas realizaciones de los procedimientos inventivos.

Ejemplo 1

Utilizando un modelo simulado, se determinó el calor exotérmico de la reacción en el reactor de recirculación basándose en la cantidad de metanol en el flujo hacia el reactor de recirculación. La tabla 1 ilustra que a medida que aumenta el % en peso de metanol en el flujo hacia el reactor de recirculación (a partir de la parte de la solución de reacción del reactor de carbonilación), la temperatura del efluente del reactor de recirculación aumenta, al igual que el cambio general en temperatura (ΔT). Este aumento se iniciaría en el punto o los puntos de inyección del metanol a la solución de recirculación. Tal como se utiliza en los ejemplos 1 y 2, la frase "cambio de temperatura" no se limita a una variación de temperatura, sino que es una expresión de energía equivalente como el calor sensible añadido a la corriente de recirculación.

TABLA 1 - AUMENTO DE POTENCIAL ΔT (°C) DEL REACTOR DE RECIRCULACIÓN		
Ejecución	% en peso de metanol añadido	ΔT (°C) equivalente por reacción
1	0,25	3,9
2	0,33	5,2
3	0,5	7,8
4	0,67	10,4
5	1,0	15,6
6	1,3	20,8
7	2,0	31,3

Tal como se muestra en la tabla 1 anterior, cuando el 0,33 % del flujo total al reactor de recirculación es metanol, el cambio de temperatura, como equivalente de energía térmica sensible añadida, es de aproximadamente 5 °C.

Ejemplo 2

Utilizando un modelo simulado, se demostró que la reacción exotérmica en el reactor de recirculación lograba un aumento neto de vapor, basándose en un estándar de calidad del vapor de 7,5 kg/cm²g. A medida que aumentaba el cambio de temperatura y aumentaba el efluente del reactor que pasaba a través del intercambiador de calor, también aumentaba la cantidad de vapor producido. Se simularon diferentes ejecuciones a un flujo total a través del reactor de recirculación de 800 toneladas por hora (TPH), 600 TPH y 400 TPH.

TABLA 2 - AUMENTO NETO DE VAPOR A 7,5 kg/cm ² g (en toneladas/hora)			
ΔT (°C) (Equivalente de calor sensible añadido)	800 TPH	600 TPH	400 TPH
5	2,8	2,3	1,7
10	5,5	4,6	3,3
15	8,3	6,9	5,0
20	11,1	9,2	6,7
25	13,8	11,5	8,4
30	16,6	13,8	10,0

Tal como se muestra en la tabla 2, el flujo total (por ejemplo, 800 TPH, 600 TPH o 400 TPH) determina el aumento neto en la producción de vapor, con base en la misma área del intercambiador de calor. A medida que el cambio de temperatura continúe aumentando, habrá un aumento continuo en la producción neta de vapor. Esto es una función del tiempo de residencia de la reacción, así como del tamaño físico (área) del generador de vapor 126 frente al intercambiador de calor 132.

REIVINDICACIONES

1. Proceso para producir ácido acético, que comprende las etapas de:
 5 hacer reaccionar monóxido de carbono, como mínimo, con un reactante en un primer reactor (105) que contiene un medio de reacción para producir una solución de reacción (113) que comprende ácido acético,
 en el que el, como mínimo, un reactante se selecciona del grupo que consiste en metanol, acetato de metilo, formiato de metilo, éter dimetílico y mezclas de los mismos, y
 en el que el medio de reacción comprende agua, ácido acético, yoduro de metilo y un catalizador;
 10 introducir, como mínimo, una parte de la solución de reacción en un segundo reactor (122) y alimentar monóxido de carbono al segundo reactor (122) en una cantidad del 0,1 % al 10 % basándose en el monóxido de carbono total alimentado al primer reactor (105) para generar calor a partir de la reacción y recuperar el calor del segundo reactor (122) para producir una primera corriente (127) de recuperación de calor; e
 introducir la primera corriente (127) de recuperación de calor en el primer reactor (105);
 en el que el segundo reactor (122) se hace funcionar a una temperatura más alta que el primer reactor (105).
 15
2. Proceso, según la reivindicación 1, que comprende además la etapa de:
 hacer pasar la primera corriente de recuperación de calor a través de un generador de vapor (126).
3. Proceso, según cualquiera de las reivindicaciones 1 o 2, que comprende además las etapas de:
 20 separar una parte de la solución de reacción (113);
 introducir la parte separada en un intercambiador de calor (132) para producir una segunda corriente (133) de recuperación de calor; e
 introducir la segunda corriente (133) de recuperación de calor en el primer reactor (105).
4. Proceso, según cualquiera de las reivindicaciones 1-3, en el que el tipo de segundo reactor (122) se selecciona del grupo que consiste en un reactor de tubería, un reactor tubular, un reactor de tanque agitado continuo y un reactor de lecho fluidizado.
 25
5. Proceso, según cualquiera de las reivindicaciones 1-4, en el que del 20 % al 100 % de la solución de reacción se introduce en el segundo reactor (122).
 30
6. Proceso, según cualquiera de las reivindicaciones 1-5, en el que la, como mínimo, una parte de la solución de reacción tiene un tiempo de residencia en el segundo reactor (122) de 0,2 segundos a 120 segundos.
7. Proceso, según cualquiera de las reivindicaciones 1-6, que comprende además la etapa de:
 35 alimentar el, como mínimo, un reactante al segundo reactor (122) en una cantidad del 0,1 % al 10 % basándose en los reactantes totales alimentados al primer reactor (105).
8. Proceso, según cualquiera de las reivindicaciones 1-7, en el que la primera corriente (127) de recuperación de calor comprende ácido acético, acetato de metilo, metanol, agua, yoduro de metilo, sal de yoduro o mezclas de los mismos.
 40
9. Proceso, según cualquiera de las reivindicaciones 1-8, en el que el catalizador residual del primer reactor (105) cataliza la reacción en el segundo reactor (122).
 45

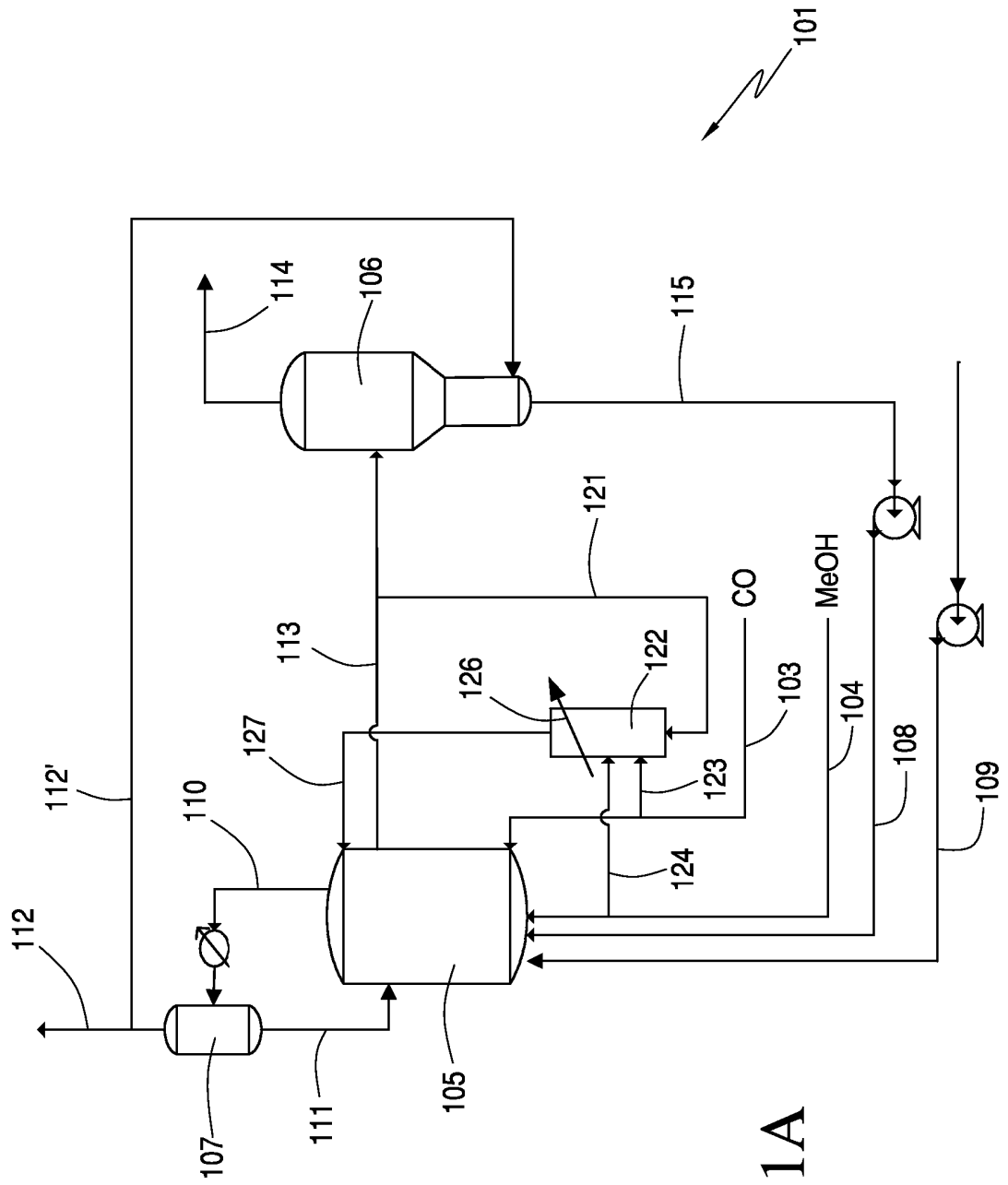


FIG. 1A

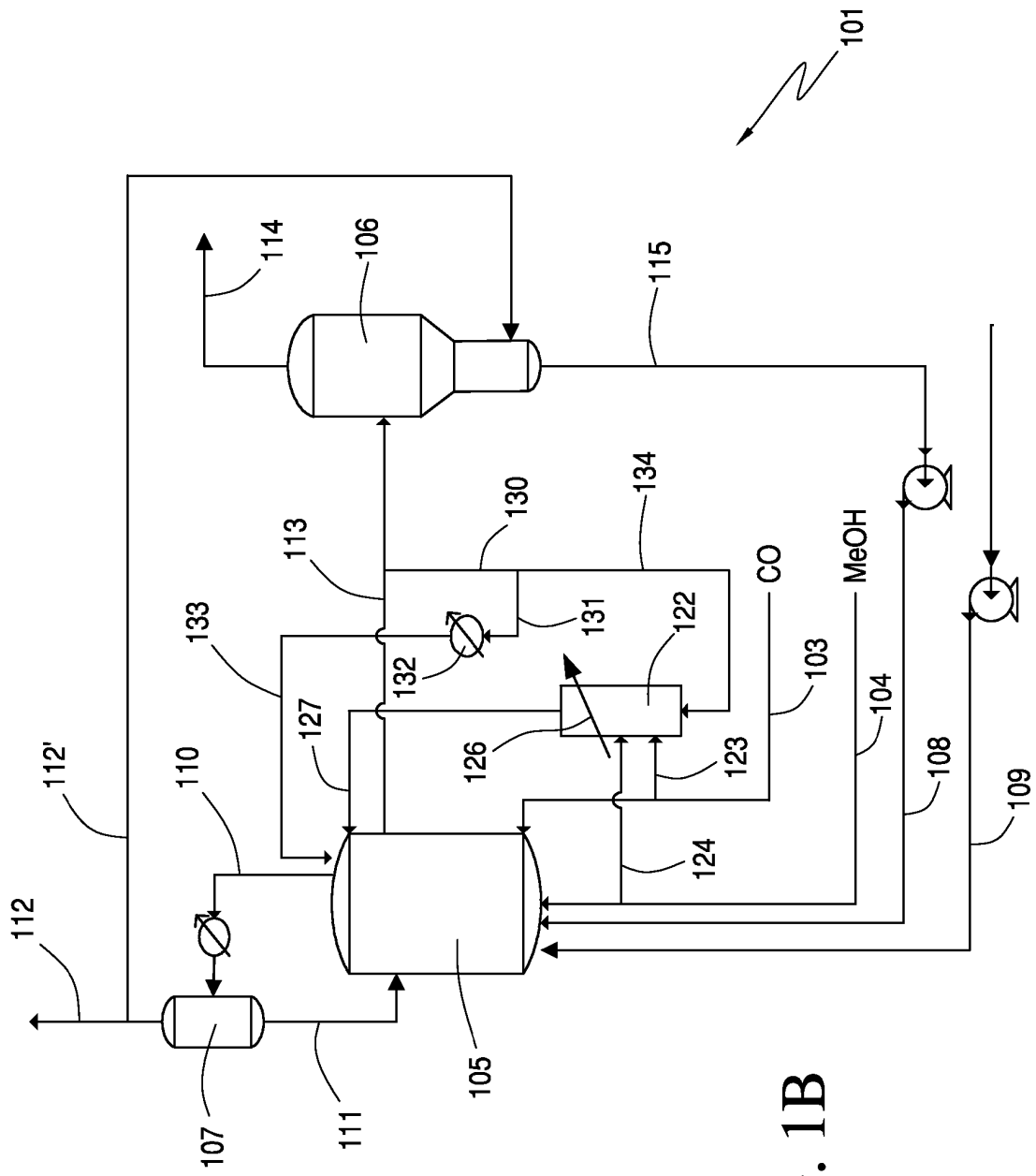


FIG. 1B

REFERENCIAS CITADAS EN LA DESCRIPCIÓN

5 *Esta lista de referencias citada por el solicitante es únicamente para mayor comodidad del lector. No forman parte del documento de la Patente Europea. Incluso teniendo en cuenta que la compilación de las referencias se ha efectuado con gran cuidado, los errores u omisiones no pueden descartarse; la EPO se exime de toda responsabilidad al respecto.*

Documentos de patentes citados en la descripción

- | | |
|--------------------|--------------------|
| • US 3769329 A | • US 7005541 B |
| • US 5001259 A | • US 6657078 B |
| • US 5026908 A | • US 6339171 B |
| • US 5144068 A | • US 5731252 A |
| • US 5672744 A | • US 4994608 A |
| • US 6175039 B | • US 20080287706 |
| • US 6114576 A | • US 20080293966 A |
| • US 7465823 B | • US 20090107833 A |
| • US 5917089 A | • US 20090270651 A |
| • US 20060281944 A | • US 5942460 A |
| • US 20090299092 A | • US 5883295 A |
| • US 5364963 A | • US 5877348 A |
| • US 5932764 A | • US 5877347 A |
| • US 2008287706 A | • US 5696284 A |
| 10 • US 7223886 B | • US 6627770 B |

Literatura no patente citada en la descripción

- **J.H. JONES.** The Cativa™ Process for the Manufacture of Acetic Acid. *Platinum Metals Review*, 2002, vol. 44 (3), 94-105