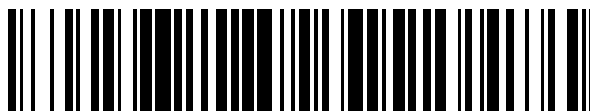


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 388 540**

51 Int. Cl.:
C07C 51/12 (2006.01)
C07C 51/00 (2006.01)
G05B 13/04 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 96 Número de solicitud europea: **06720436 .2**
96 Fecha de presentación: **07.02.2006**
97 Número de publicación de la solicitud: **1846804**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **24.10.2007**

54 Título: **Método de controlar un proceso de ácido acético**

30 Prioridad:
08.02.2005 US 650997 P
18.01.2006 US 334638

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
16.10.2012

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
16.10.2012

73 Titular/es:
CELANESE INTERNATIONAL CORPORATION
1601 WEST LBJ FREEWAY
DALLAS, TX 75234, US

72 Inventor/es:
CAWOOD, James, M.;
KULKARNI, Shrikant, U. y
LIU, Lun-Kuang

74 Agente/Representante:
Arias Sanz, Juan

ES 2 388 540 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

Método de controlar un proceso de ácido acético

5 **Campo de la invención**

La presente divulgación se refiere al control de procesos para hacer ácido acético mediante la carbonilación de metanol o derivados carbonilables del mismo, y particularmente al control de procesos durante desajustes del proceso y durante la recuperación de los mismos.

10

Antecedentes técnicos

Entre los procesos actualmente empleados para sintetizar ácido acético, uno de los más útiles comercialmente es la carbonilación catalizada de metanol con monóxido de carbono como se enseña en la patente en EE UU No. 3.769.329 concedida a Paulik et al., el 30 de octubre, 1973. El catalizador de carbonilación contiene rodio, bien disuelto o disperso de otra manera en un medio de reacción líquido o soportado en un sólido inerte, junto con un promotor de catalizador que contiene un halógeno tal como yoduro de metilo. El rodio se puede introducir en el sistema de reacción en cualquiera de muchas formas, y la naturaleza exacta del grupo rodio en el complejo catalizador activo es incierta. Asimismo, la naturaleza del promotor haluro no es crítica. Los titulares de la patente divulgan un gran número de promotores adecuados, la mayoría de los cuales son yoduros orgánicos. Más típica y útilmente, la reacción se realiza burbujeando continuamente gas monóxido de carbono a través de un medio de reacción líquido en el que se disuelve o suspende el catalizador.

Se divulga una mejora en los procesos de la técnica anterior para la carbonilación de un alcohol para producir el ácido carboxílico que tiene un átomo de carbono más que el alcohol en presencia de un catalizador de rodio en las patentes en EE UU comúnmente cedidas Nos. 5.001.259 concedida el 19 de marzo, 1991; 5.026.908 concedida el 25 de junio, 1991; y 5.144.068 concedida el 1 de septiembre, 1992; y la patente europea No. EP 0 161 874 B2, publicada el 1 de julio, 1992. Como se divulga en las mismas, el ácido acético se produce a partir de metanol, o un derivado carbonilable del mismo, en un medio de reacción que contiene acetato de metilo, haluro de metilo, especialmente yoduro de metilo y rodio presente en una concentración catalíticamente eficaz. Estas patentes divulgan que la estabilidad del catalizador y la productividad del reactor de carbonilación se puede mantener a niveles sorprendentemente altos, incluso a concentraciones de agua muy bajas, es decir, el 4 por ciento en peso o menos, en el medio de reacción (a pesar de la práctica industrial general de mantener aproximadamente el 14-15% en peso de agua) manteniendo en el medio de reacción, junto con una cantidad catalíticamente eficaz de rodio y al menos una concentración finita de agua, una concentración especificada de iones yoduro en exceso del contenido de yoduro que está presente como yoduro de metilo u otro yoduro orgánico. El ión yoduro está presente como una sal simple, siendo preferido yoduro de litio. Las patentes enseñan que la concentración de acetato de metilo y sales de yoduro son parámetros significativos que afectan la velocidad de carbonilación del metanol para producir ácido acético, especialmente a concentraciones bajas de agua en el reactor. Usando concentraciones relativamente altas de acetato de metilo y sal de yoduro, se obtiene un grado sorprendente de estabilidad del catalizador y productividad del reactor incluso cuando el medio de reacción líquido contiene agua en concentraciones tan bajas como aproximadamente el 0,1% en peso, tan baja que ampliamente se puede definir simplemente como "una concentración finita" de agua. Además, el medio de reacción empleado mejora la estabilidad del catalizador de rodio, es decir, resistencia a la precipitación del catalizador, especialmente durante los pasos de recuperación del producto del proceso. En estos pasos, la destilación para el fin de recuperar el producto ácido acético tiende a eliminar del catalizador el monóxido de carbono que en el entorno mantenido en el recipiente de reacción, es un ligando con efecto estabilizante sobre el rodio, como se describe en la patentes en EE UU Nos. 5.001.259, 5.026.908 y 5.144.068.

Como con cualquier otro proceso químico complejo, el proceso de carbonilación del metanol descrito anteriormente requiere la monitorización y control de un número de condiciones del proceso tales como velocidades de alimentación de metanol y monóxido de carbono, temperatura y presión del reactor, temperatura y presión del evaporador, condiciones de destilación, y similares. En particular, las condiciones del proceso se controlan cuidadosamente para asegurar que el producto ácido acético sea extremadamente puro, y en particular que está sustancialmente libre de agua, metanol y ácido propiónico. Por consiguiente, cuando una o más de estas condiciones del proceso cambian de repente debido a un suceso inesperado tal como un descenso repentino en el suministro de monóxido de carbono, fallo en una bomba de catalizador, o similares, la velocidad de producción se debe ajustar –habitualmente a la baja– para asegurar que el producto ácido acético sigue satisfaciendo las especificaciones de calidad. Sin embargo, es deseable volver a las condiciones operativas normales tan rápido como sea posible después de una alteración del proceso. Sin embargo, se ha observado que los controladores del proceso que emplean algoritmos de control lineales estándar no proporcionan una recuperación suficientemente rápida de las alteraciones del proceso de gran magnitud porque los controladores se ajustan para mantener el control sobre un intervalo estrecho de condiciones operativas "normales" más que el amplio intervalo resultante de una alteración significativa; véase, por ejemplo el documento US 2003/0018213. En particular, los controladores lineales están limitados en que el aumento del controlador (es decir, la relación entre la magnitud de una desviación de las condiciones diana asociadas con cierta(s) variable(s) de control, y la magnitud de la acción correctora de

control alcanzada usando variable(s) manipulada(s)) es fija más que variable. Un ejemplo de un aumento es la cantidad de cambio en el flujo de vapor requerido para que un intercambiador de calor produzca un cambio de un grado en la temperatura de una corriente del proceso. Durante los cambios de velocidad, tales como desajustes, la composición de la corriente del proceso cambiará produciendo un cambio en la cantidad de vapor requerido para afectar un cambio de un grado en la temperatura. Debido a esta limitación de los controladores lineales, la mayoría de los controladores predictivos multivariable no son capaces de mantener el control y recuperarse rápidamente de alteraciones del proceso de gran magnitud. Incluso donde estos controladores operan basados en un modelo empírico o teórico del proceso, una asunción subyacente de su esquema de control habitualmente es que los aumentos del proceso (es decir, la magnitud de la respuesta del proceso a una acción de control) son más o menos lineales. Esta asunción resulta que es de alguna manera poco fiable para procesos químicos, particularmente donde la desviación de las condiciones diana es muy grande o donde se producen simultáneamente un número de reacciones interrelacionadas. Esta es exactamente la situación en un reactor de ácido acético, donde además de la carbonilación del metanol, una molécula de metanol puede reaccionar (reversiblemente) con una molécula de ácido acético para formar acetato de metilo y agua; dos moléculas de metanol pueden reaccionar para formar éter dimetilico y agua; y el acetato de metilo también puede reaccionar directamente con el monóxido de carbono y agua para formar ácido acético. De hecho, resulta que al menos algunos de los aumentos de proceso para un reactor de carbonilación de metanol no son solo no lineales sino que realmente cambian de signo dependiendo de las condiciones del proceso. Durante los desajustes significativos del proceso en un proceso de carbonilación de metanol, es particularmente poco probable que los aumentos sean constantes, lo que hace el control lineal menos eficaz.

A pesar de las deficiencias percibidas de los controladores basados en el modelo lineal para sistemas de reacción de ácido acético, en general no se ha considerado apropiado emplear controladores no lineales para esta aplicación. Hasta ahora, en general se ha pensado que los controladores no lineales se emplean lo mejor en entornos donde los puntos de ajuste del proceso se cambian deliberadamente (por ejemplo, para cambiar el grado de un producto) y el objetivo es minimizar el tiempo de transición entre grados. Las aplicaciones de control no lineales existentes se han enfocado en la producción de polímeros donde hay cambios frecuentes en los grados del producto. Estas aplicaciones no se han enfocado en cambios relacionados con velocidad. Sin embargo, permanece una necesidad para sistemas de control que sean capaces de gestionar procesos no lineales en respuesta a alteraciones inesperadas de modo que proporcionen una recuperación rápida.

Uno de tales sistemas ahora comercialmente disponible es un sistema de ASPEN Technology que emplea dos componentes separados para gestionar un desajuste de proceso. Además de un controlador dinámico para mantener el control hasta que se ha abordado una interrupción, la solución de ASPEN emplea un componente planificador de aumentos separado que se diseña para gestionar la vuelta a condiciones operativas normales. En efecto, el planificador de aumentos trata de volver de las condiciones anormales a las normales como un cambio de grado e impone tras la vuelta una serie de transiciones esencialmente lineales. Sin embargo, persiste una necesidad para un sistema de control que integre estos componentes. La presente divulgación alcanza este objetivo.

40 **Compendio de la invención**

En un aspecto, la presente divulgación describe un método de controlar un proceso para producir ácido acético mediante la carbonilación de metanol o un derivado carbonilable del mismo que comprende monitorizar la velocidad de producción del ácido acético; reducir la velocidad de producción en respuesta a un cambio en las condiciones operativas fuera de un intervalo operativo normal; después de haber reducido la velocidad de producción, controlar el proceso a la velocidad de producción reducida; y aumentar la velocidad de producción después de haber abordado dicho cambio en las condiciones operativas hasta que al menos la velocidad de producción vuelve a dicho intervalo operativo normal; en donde durante al menos uno de los pasos de reducción de la velocidad de producción, control del proceso a la velocidad de producción reducida y aumento de la velocidad de producción hasta que la velocidad de producción vuelve a dicho intervalo operativo normal, el proceso se controla mediante un control multivariable no lineal basado en un modelo del proceso, en donde el control del proceso es durante dicho cambio y/o durante el periodo de recuperación después de que se haya abordado dicho cambio y en donde el cambio en las condiciones operativas se debe a una alteración significativa del proceso seleccionada del grupo que consiste en: (a) reducciones sustanciales en la disponibilidad de monóxido de carbono; (b) fallo de un catalizador o bomba de alimentación; (c) pérdida de capacidad de calentamiento o refrigeración; (d) inundación de una columna de purificación posterior; (e) desviaciones significativas de las composiciones esperadas en una o más corrientes asociadas con una columna de purificación (por ejemplo, agua insuficiente o ácido acético excesivo en cabeza de la columna de fracciones ligeras, que puede producir la pérdida de separación de fases); (f) una falta de capacidad de almacenamiento para el producto ácido acético; y cambios similares. El método también es capaz de mantener control donde la transición es una velocidad de producción o un cambio de grado planeado.

En otro aspecto, la presente divulgación describe un proceso para producir ácido acético mediante carbonilación de metanol, que comprende el método de control descrito anteriormente, incluyendo el paso de controlar al menos una sección de reacción del proceso y/o una sección de purificación del proceso usando un controlador predictivo no lineal multivariable basado en un modelo no lineal del proceso. El controlador emplea el mismo modelo de proceso

para controlar el proceso durante operaciones normales, durante una condición de desajuste del proceso y también durante un periodo de recuperación después de que se haya abordado el desajuste.

Breve descripción de las figuras

5 Mientras que la invención es susceptible a varias modificaciones y formas alternativas, las formas de realización específicas se han mostrado a modo de ejemplo en los dibujos y se describirá en detalle en el presente documento. Sin embargo, se debe entender que no se pretende que la invención se limite a las formas particulares divulgadas. Más bien, se pretende que la invención cubra todas las modificaciones, equivalentes y alternativas que están dentro
10 del ámbito de la invención como se define en las reivindicaciones adjuntas.

La figura 1 es un diagrama esquemático de un proceso de carbonilación de metanol representativo adecuado para su uso con la presente invención.

15 La figura 2 es un gráfico de velocidad de producción de ácido acético frente al tiempo durante un periodo que incluye una alteración del proceso y un periodo de recuperación después de la misma esperado cuando se usa un controlador basado en un modelo no lineal según un aspecto de la presente divulgación.

20 La figura 3 es un gráfico de velocidad de producción de ácido acético frente al tiempo durante un periodo de recuperación después de una alteración del proceso. La curva A representa la respuesta con una combinación de control regulador gestionado por operador seguido por un control basado en un modelo lineal estándar. La curva B representa la respuesta mejorada obtenida usando un controlador basado en un modelo no lineal según un aspecto de la presente divulgación.

25 Descripción de formas de realización ilustrativas

A continuación se describen una o más formas de realización ilustrativas de la invención. En interés de la claridad, no se describen todas las características de una implementación real en esta especificación. Por supuesto, se apreciará que en el desarrollo de cualquiera de tal forma de realización real se deben tomar numerosas decisiones
30 específicas de la implementación para alcanzar los fines específicos del promotor, tal como conformidad con limitaciones relacionadas con el sistema y relacionadas con el negocio, que variarán de una implementación a otra. Además, se apreciará que tal esfuerzo de desarrollo podría ser complejo y requerir mucho tiempo, pero no obstante sería una empresa rutinaria para los expertos en la materia que tienen el beneficio de esta divulgación.

35 La figura 1 representa un proceso de carbonilación de metanol comúnmente usado para la producción de ácido acético. Como se explica en las patentes en EE UU Nos. 3.769.329 y 5.001.259, la reacción de carbonilación típicamente se lleva a cabo introduciendo monóxido de carbono y una alimentación que contiene metanol, y/o un derivado carbonilable del mismo, en un reactor con agitación con un catalizador, por ejemplo un catalizador de rodio
40 o iridio, un yoduro orgánico, tal como yoduro de metilo, y (en el caso de un catalizador de rodio) un yoduro inorgánico tal como yoduro de litio como se describe anteriormente. El efluente del reactor se evapora para recuperar el catalizador y el yoduro inorgánico. Esto con frecuencia se logra en un recipiente separado, no mostrado en la figura 1, del que se recicla el residuo al reactor y el producto de cabeza se somete a una purificación adicional. El producto del evaporador se somete a una serie de destilaciones para purificar el producto ácido acético eliminando y reciclando metanol sin reaccionar, acetato de metilo y yoduro de metilo en una columna de "fracciones
45 ligeras" o "divisora"; eliminando agua en una columna de secado; y (si es necesario) eliminando ácido propiónico, otros compuestos con carbonilo tal como crotonaldehído y yoduros de alquilo superior tal como yoduro de hexilo en una columna de "fracciones pesadas". Se conocen un número de mejoras adicionales; por ejemplo, la cabeza de la columna de fracciones ligeras típicamente consiste en distintas fases líquidas pesadas y ligeras que se separan en un recipiente "decantador" y se pueden procesar por separado (por ejemplo, para eliminar alcanos o acetaldehído) antes de devolverlas al reactor. En general se sabe que la incapacidad de mantener esta separación de fases líquida-líquida es indicativa de ciertos problemas del proceso que, si no se corrigen, pueden dañar significativamente los resultados del proceso.

55 Asimismo se entenderá que un número de otras interrupciones de proceso pueden requerir una reducción temporal en la velocidad de producción de ácido acético hasta que el problema se corrija. Por ejemplo, una reducción significativa en el suministro de monóxido de carbono o metanol al reactor requerirá claramente una reducción en la velocidad de producción. Menos obvio, el fallo de una bomba de catalizador o pérdida de vapor para calentar las columnas de destilación puede requerir también una reducción temporal de la velocidad. La inundación de una columna de purificación, que indica un cambio de composición en el sistema de reacción, también puede requerir
60 una reducción de velocidad. Como asunto práctico, las reducciones de velocidad también pueden ser necesarias si hay una falta de capacidad de almacenamiento disponible para el producto ácido acético.

65 Cuando una interrupción del proceso requiere una reducción en la velocidad de producción del ácido acético, por supuesto, es muy importante minimizar la duración de la reducción de velocidad. Cuando una interrupción es relativamente secundaria, un controlador predictivo multivariable lineal típico puede corregirla automáticamente; pero en el caso de una interrupción principal, el modelo predictivo proporcionado en el controlador típicamente no es lo

suficientemente robusto para calcular correctamente la acción correctora requerida. En particular, puesto que tal controlador asume que los aumentos de proceso son lineales, la salida del controlador cambiará muy despacio (y a una velocidad constante) para evitar la sobrecompensación. Como resultado, puede llevar varias horas, o incluso días, para que un proceso de ácido acético se recupere de una alteración severa del proceso incluso después de que la alteración misma se haya abordado. Cuando una planta opera a o cerca de la capacidad máxima porque la demanda es alta, los retrasos extendidos en volver a la capacidad total pueden representar millones de dólares en ganancias perdidas.

Un planteamiento alternativo que ha tenido algo de éxito es la “planificación de aumentos”, como se describe en “Model based predictive control comes to the factory floor”, en CONTROL ENGINEERING EUROPE, 1 de febrero, 2001. Este planteamiento emplea un número limitado de distintos conjuntos de parámetros de ajuste de controladores para controlar regiones operativas discretas, bien caracterizadas en el intervalo operativo total del proceso. En efecto, este planteamiento aborda aumentos de proceso no lineales subdividiendo el proceso en regiones operativas en las que el aumento de proceso es más o menos lineal. Los dos retos principales en la implementación de este planteamiento son el desarrollo de múltiples conjuntos distintos de parámetros de control y la identificación precisa de los puntos de transición entre regiones operativas.

También es extremadamente importante asegurar que el control del proceso se mantiene durante una alteración del proceso seria. Para todos los fines eficaces, puede no ser posible, o apropiado, subdividir el periodo de recuperación en múltiples regiones lineales. Por tanto, los sistemas de planificación de aumentos se representan como ineficaces. Los sistemas de planificación de aumentos no son especialmente adecuados para la gestión de alteraciones de proceso porque están principalmente diseñados para facilitar transiciones planeadas entre dos estados operativos, no para acelerar la recuperación desde un cambio inesperado y significativo en las condiciones operativas. En particular, el planteamiento de planificación de aumentos requeriría eficazmente un conjunto separado de parámetros de ajuste del proceso para la recuperación desde cada posible alteración. A modo de contraste, un sistema de control basado en un modelo no lineal según la presente invención requeriría solo un conjunto único de parámetros de control porque el modelo mismo responde de las alteraciones de proceso.

Como se ha observado anteriormente, hasta recientemente el uso de control de procesos no lineales basado en modelos se ha pensado inapropiado para procesos químicos complejos tal como la carbonilación de metanol debido al gran número de reacciones en competencia y el complejo comportamiento de los aumentos de proceso, así como a los altos costes de desarrollar un modelo de proceso preciso adecuado para la implementación del control no lineal. Sin embargo, los solicitantes han descubierto que el control no lineal basado en un modelo del proceso preciso puede proporcionar una recuperación significativamente más rápida de las alteraciones del proceso que un planteamiento de planificación de aumentos o similar porque el controlador puede predecir correctamente mejor el efecto de los cambios de salida del controlador sobre el proceso. Esta recuperación más rápida se traduce en rentabilidad aumentada porque el proceso vuelve más rápidamente a una operación a su capacidad óptima.

Este tiempo de recuperación mejorado se representa esquemáticamente en la figura 2, que es un gráfico genérico de velocidad de producción de ácido frente al tiempo. Se mantiene una velocidad diana de producción R1 hasta el tiempo t1, cuando una alteración de proceso (tal como una reducción brusca en el suministro de monóxido de carbono) requiere una reducción de la velocidad de producción a R2 a un tiempo t2 hasta t3, cuando la condición que requiere el corte en velocidad se corrige. Usando control basado en un modelo no lineal según la presente invención, un controlador variable no lineal devolvió el proceso a la velocidad de producción R1 en el tiempo t4. En cambio, puesto que un controlador multivariable lineal opera solo sobre un intervalo operativo estrecho, la recuperación del proceso habitualmente se gestiona mediante una combinación de control automático lineal y control de operador directo. En estas condiciones, el proceso vuelve más despacio a la velocidad de producción R1. En el control basado en modelo no lineal según la presente invención, el controlador puede predecir mejor los efectos de los cambios en la salida del controlador, lo que permite una respuesta más rápida. Como resultado, el proceso vuelve al estado estacionario más rápido. Esto se representa en la figura 3, en la que usando un control basado en un modelo lineal en combinación con control de operador directo, el proceso vuelve al estado estacionario a lo largo de la curva A, alcanzando la velocidad original R1 a un tiempo t5. Al contrario, usando control basado en un modelo no lineal según un proceso de la presente invención, el proceso vuelve al estado estacionario a lo largo de la curva B más escarpada (es decir, más rápido), alcanzando la velocidad original R1 a un tiempo t4. Se apreciará que el proceso se recupera mucho más rápido de una alteración del proceso cuando el sistema de control se basa en un modelo no lineal preciso del proceso.

El control basado en un modelo no lineal según la presente invención también se puede usar, en varias formas de realización, para controlar el proceso durante el tiempo en que se corrige la condición que requiere el corte en velocidad, es decir, entre el tiempo t2 y t3. Puesto que la velocidad de producción reducida, R2, puede ser única para cada tipo individual de desajuste del proceso y, en efecto, para diferentes casos del mismo desajuste del proceso, el control basado en un modelo no lineal tiene beneficios sobre un control basado en un modelo lineal durante este periodo correctivo. Si se usa el control basado en un modelo lineal durante este tiempo, se tendrían que desarrollar diferentes conjuntos de parámetros de control para cada desajuste del proceso concebible. De forma similar, se contempla que el control basado en un modelo no lineal según la presente invención también se pueda

usar, en varias formas de realización, para controlar el proceso durante el tiempo en que se corta la velocidad de producción, es decir, entre el tiempo t1 y t2.

5 Según esto, los solicitantes han encontrado que para el proceso de carbonilación de metanol, las deficiencias percibidas del control no lineal ya no prevalecen sobre las ventajas. En particular, el alto coste de desarrollar un modelo predictivo que responda completamente de no linealidades en los aumentos del proceso se compensa por los potenciales ahorros de costes resultantes de la vuelta más rápida al estado estacionario que tal modelo permite.

10 El software de control adecuado para implementar el control no lineal multivariable incluye un sistema Galaxy Nonlinear Control de PAS, Inc. Se puede usar el sistema de modelado PAS NOVA® o un paquete similar para desarrollar un modelo de primeros principios del sistema. Este sistema es particularmente apropiado para el proceso del ácido acético porque es capaz de modelar el complejo esquema de reacción en el reactor así como los procesos de separación posteriores. A diferencia de sistemas de control predictivo de modelo lineal, el sistema Galaxy
15 considera las no linealidades del proceso de modo que se puede usar un único conjunto de parámetros de ajuste del controlador para gestionar el proceso entero. Esto se diferencia fundamentalmente del planteamiento de “planificación de aumentos” en el que se implementan conjuntos separados de parámetros de control dependiendo de las condiciones del proceso presente.

20 Los expertos en la materia que tienen el beneficio de esta divulgación reconocerán que para cualquier proceso específico de ácido acético es probable que las variables dependientes, por ejemplo, variables de control, y las variables independientes, por ejemplo variables manipuladas y alteraciones externas, sean diferentes. Mientras que es probable que las varias implementaciones del proceso tengan ciertas de tales variables dependientes e independientes en común, también es probable que haya diferencias entre las varias implementaciones. De forma similar, el conjunto de aumentos que será de interés principal para el control del proceso será diferente para cada
25 implementación de un proceso de carbonilación de metanol. Mientras que ciertos aumentos serán probablemente de interés para cada una de las implementaciones del proceso, se puede esperar que ciertos aumentos sean de importancia solo para ciertas implementaciones del proceso. Asimismo, la significación de cualquier aumento variará para fines de modelado entre los procesos.

30 Un proceso de carbonilación de metanol típico puede tener tantas variables dependientes como de 20 a 25 asociadas con condiciones diana y tantas variables independientes como de 15 a 20 que proporcionan control corrector. Las variables dependientes que se puede esperar que sean comunes a muchos procesos de carbonilación de metanol incluyen salida de la válvula de suministro de monóxido de carbono – porcentaje abierto; flujo de suministro de monóxido de carbono; salida de la válvula de refrigeración del reactor – porcentaje abierto; nivel del reactor; salida de la válvula de flujo del reactor al evaporador– porcentaje abierto; salida de la válvula de flujo de reciclado del catalizador – porcentaje abierto; presión diferencial de la columna de fracciones ligeras; gravedad específica de la fase pesada del decantador de cabeza de la columna de fracciones ligeras; presiones diferenciales de la columna de secado; temperatura de control de la columna de secado; concentración de agua de la sección inferior de la columna de secado; concentración de agua de residuos en la columna de secado; salida de la válvula
35 de flujo de vapor de la columna de secado; y nivel del recibidor de cabeza de la columna de secado. Los expertos en la materia que tienen el beneficio de esta divulgación reconocerán que todas estas variables dependientes pueden no ser relevantes para ciertos procesos y que variables dependientes adicionales pueden ser relevantes para ciertos procesos.

40 Las variables independientes que se puede esperar que sean comunes a muchos procesos de carbonilación de metanol incluyen el flujo de alimentación de metanol; temperatura del reactor; flujo del reactor al evaporador; temperatura de control de la columna de secado; reflujo del recibidor de cabeza de la columna de secado al flujo de la columna de secado; reciclado del recibidor de cabeza de la columna de secado al flujo de reactor; y presión del recibidor de cabeza de la columna de secado. Los expertos en la materia que tiene el beneficio de esta divulgación
45 reconocerán que todas estas variables independientes pueden no ser relevantes para ciertos procesos y que variables independientes adicionales pueden ser relevantes para ciertos procesos.

50 Con el número de variables dependientes y variables independientes que podrían ser relevantes a cualquier implementación particular del proceso, el número de aumentos potenciales que se podrían considerar para control multivariable no lineal es potencialmente considerable. Como se podría determinar del modelado del proceso, los aumentos (indicado posteriormente como variable independiente: variable dependiente) que se podría esperar que sean comunes a muchas implementaciones de procesos de carbonilación de metanol incluyen a) temperatura de control de la columna de secado: concentración de agua de residuos de la columna de secado; b) temperatura de control de la columna de secado: salida de la válvula de flujo de vapor de la columna de secado; c) presión del recibidor de cabeza de la columna de secado: presiones diferenciales de la columna de secado; d) reciclado del recibidor de cabeza de la columna de secado al flujo del reactor: nivel del recibidor de cabeza de la columna de secado; e) reflujo del recibidor de cabeza de la columna de secado al flujo del reactor: presiones diferenciales de la columna de secado; f) reflujo del recibidor de cabeza de la columna de secado al flujo de la columna de secado: temperatura de control de la columna de secado; g) reflujo del recibidor de cabeza de la columna de secado al flujo de la columna de secado: salida de la válvula de flujo de vapor de la columna de secado; h) reflujo del recibidor de cabeza de la columna de secado al flujo de la columna de secado: presiones diferenciales de la columna de secado;
55
60
65

i) presión de la columna de secado: concentración de agua de la sección inferior de la columna de secado; j) presión de la columna de secado: temperatura control de la columna de secado; k) presión de la columna de secado: concentración de agua de residuos de la columna de secado; l) presión de la columna de secado: salida de la válvula de flujo de vapor de la columna de secado; m) flujo de alimentación de metanol: flujo de suministro de monóxido de carbono; n) flujo de alimentación de metanol: salida de la válvula de suministro de monóxido de carbono – porcentaje abierto; o) flujo de alimentación de metanol: presiones diferenciales de la columna de secado; p) flujo de alimentación de metanol: nivel del recipiente de cabeza de la columna de secado; q) flujo de alimentación de metanol: concentración de agua de residuos de la columna de secado; r) flujo de alimentación de metanol: presión diferencial en la columna de fracciones ligeras; s) flujo de alimentación de metanol: gravedad específica de la fase pesada del decantador de cabeza de la columna de fracciones ligeras; t) flujo de alimentación de metanol: salida de la válvula de refrigeración del reactor – porcentaje abierto; u) flujo de alimentación de metanol: nivel del reactor; v) temperatura del reactor: gravedad específica de la fase pesada del decantador de cabeza de la columna de fracciones ligeras; w) flujo del reactor al evaporador: salida de la válvula de flujo de reciclado de catalizador – porcentaje abierto; x) flujo del reactor al evaporador: presión diferencial en la columna de fracciones ligeras; y) flujo del reactor al evaporador: nivel del reactor; y z) flujo del reactor al evaporador: salida de la válvula de flujo del reactor al evaporador – porcentaje abierto. Los expertos en la materia que tiene el beneficio de esta divulgación reconocerán que todos estos aumentos pueden no ser relevantes para modelos de ciertos procesos y que aumentos adicionales pueden ser relevantes para modelos de ciertos procesos. Las elecciones específicas en aumentos que se van a incluir en un modelo variarán de proceso a proceso y variarán según numerosos factores incluyendo, pero no limitados a, objetivos del control, estrategia de control y otras consideraciones prácticas, tal como la exactitud de la señal. El esfuerzo para identificar los aumentos que se deben usar para el control multivariable no lineal para cualquier proceso específico, mientras que es posiblemente complejo y lleva tiempo, sería una empresa rutinaria para los expertos en la materia que tienen el beneficio de esta divulgación.

En una forma de realización particularmente preferida, el sistema de control basado en modelo también incluye capacidad de optimización económica a tiempo real. Esta característica permite que el sistema identifique e implemente cambios de control que optimizan la velocidad de producción de ácido acético relativo al coste de alimentaciones y servicios (por ejemplo, vapor y electricidad) de modo que el proceso puede operar en las condiciones más económicamente beneficiosas.

Para facilitar un mejor entendimiento de la presente invención, se dan los siguientes ejemplos de ciertos aspectos de algunas formas de realización. En modo alguno se debe interpretar que los siguientes ejemplos limiten, o definan, el ámbito de la invención.

35 Ejemplos

Ejemplo 1

Se operó un proceso de carbonilación de metanol, tal como se representa en general en la figura 1, en un modo bajo en agua en condiciones de estado estacionario a una velocidad de producción diana R1 basada en el flujo de metanol.

En el tiempo t1, el proceso se sometió a un desajuste mediante el cual se experimentó una reducción del flujo de monóxido de carbono. En el tiempo t2, el proceso se operaba a una velocidad de producción reducida R2, que era el 32% de la velocidad en R1. En ese momento, el proceso se puso bajo control basado en un modelo no lineal multivariable, obtenido de modelado de primeros principios. Las condiciones cuando el proceso se operaba en el tiempo t2, proporcionadas como una diferencia de las condiciones respectivas antes del desajuste del proceso o como un porcentaje de la condición respectiva antes del desajuste del proceso (100%), fueron como sigue:

50 Diferencia de temperatura: -12°C
Presión del reactor: 94,6%
Flujo de monóxido de carbono: 32%

En el tiempo t3, el flujo de monóxido de carbono se restableció. En ese momento, el proceso se operaba a una velocidad de producción que era del 31% de la velocidad a R1. Las condiciones del proceso en el tiempo t3, proporcionadas como una diferencia de las condiciones respectivas antes del desajuste del proceso o como un porcentaje de la condición respectiva antes del desajuste del proceso (100%), fueron como sigue:

60 Diferencia de temperatura: -20°C
Presión del reactor: 100%
Flujo de monóxido de carbono: 31%

El proceso se mantuvo bajo control basado en un modelo no lineal multivariable para devolver el proceso a las condiciones de estado estacionario previas asociadas con la velocidad de producción diana R1, que se alcanzó en el tiempo t4. En el tiempo t4, las condiciones del proceso, proporcionadas como una diferencia de las condiciones

respectivas antes del desajuste del proceso o como un porcentaje de la condición respectiva antes del desajuste del proceso (100%), fueron como sigue:

Diferencia de temperatura: $<1^{\circ}\text{C}$
Presión del reactor: 100%
Flujo de monóxido de carbono: 100%

La recuperación desde la velocidad de producción reducida R2 según este ejemplo está indicada en la figura 2 y también mediante la curva B en la figura 3.

La composición básica del medio de reacción incluyendo, pero no limitado a, niveles de yoduro de metilo y acetato de metilo, en los tiempo t2, t3 y t4 estaban esencialmente sin alterar de esos niveles antes del desajuste del proceso, lo que confirma la capacidad del control basado en un modelo no lineal multivariable para devolver eficazmente el proceso de ácido acético a las velocidades de producción diana después de un desajuste.

Ejemplo comparativo 2

Se operó un proceso de carbonilación de metanol como se describe en el ejemplo 1, excepto que en el tiempo t3, el proceso se puso bajo una combinación de control regulador gestionado por operador y control basado en un modelo lineal multivariable para devolver el proceso a las condiciones de estado estacionario previas asociadas con la velocidad de producción diana R1, que se alcanzó en el tiempo t5. La recuperación desde la velocidad de producción reducida R2 según este ejemplo comparativo está indicada por la curva A en la figura 3.

Por tanto, la presente invención está bien adaptada para llevar a cabo los objetos y lograr los extremos y ventajas mencionados.

REIVINDICACIONES

- 5 1. Un método de controlar un proceso para producir ácido acético mediante carbonilación de metanol o un derivado carbonilable del mismo, que comprende los pasos de:
- 10 monitorizar la velocidad de producción del ácido acético; reducir la velocidad de producción en respuesta a un cambio en las condiciones operativas fuera de un intervalo operativo normal; después de haber reducido la velocidad de producción, controlar el proceso a la velocidad de producción reducida; y aumentar la velocidad de producción después de haber abordado dicho cambio en las condiciones operativas hasta que al menos la velocidad de producción vuelva a dicho intervalo operativo normal; en donde durante al menos uno de los pasos de reducir la velocidad de producción, controlar el proceso a la velocidad de producción reducida, y aumentar la velocidad de producción hasta que la velocidad de producción vuelva a dicho intervalo operativo normal, el proceso se controla mediante control multivariable no lineal basado en un modelo del proceso, en donde el control del proceso es durante dicho cambio y/o durante un periodo de recuperación después de haber abordado dicho cambio y en donde el cambio en las condiciones operativas se debe a una alteración significativa del proceso seleccionada del grupo que consiste en: (a) una reducción sustancial en la disponibilidad de monóxido de carbono; (b) fallo de una bomba de catalizador; (c) pérdida de la capacidad de calentamiento o refrigeración; (d) inundación de una columna de purificación posterior; (e) desviaciones significativas de las composiciones esperadas en una o más corrientes asociadas con una columna de purificación; (f) una falta de capacidad de almacenamiento para el producto ácido acético; y combinaciones de las mismas.
- 15 2. Un método según la reivindicación 1, en donde el modelo del proceso comprende un modelo dinámico de al menos una sección de reacción del proceso.
- 20 3. Un método según la reivindicación 1, en donde el modelo del proceso comprende un modelo dinámico de al menos una sección de purificación del proceso.
- 25 4. Un método según la reivindicación 1, en donde el modelo del proceso comprende un modelo de primeros principios de al menos una sección de reacción del proceso.
- 30 5. Un método según la reivindicación 1, en donde el modelo del proceso comprende un modelo de primeros principios de al menos una sección de purificación del proceso.
- 35 6. Un método según la reivindicación 1, que comprende además el paso de optimizar continuamente las condiciones del proceso basado en el modelo del proceso cuando la velocidad de producción está dentro de un intervalo operativo normal.
- 40 7. Un método según la reivindicación 6, en donde dicho paso de optimización equilibra un valor económico asociado con la velocidad de producción aumentada o disminuida contra un coste cambiado de materias primas y energía asociado con la velocidad aumentada o disminuida.
- 45 8. Un proceso para producir ácido acético mediante carbonilación de metanol, que comprende el método de la reivindicación 1.

FIG. 1

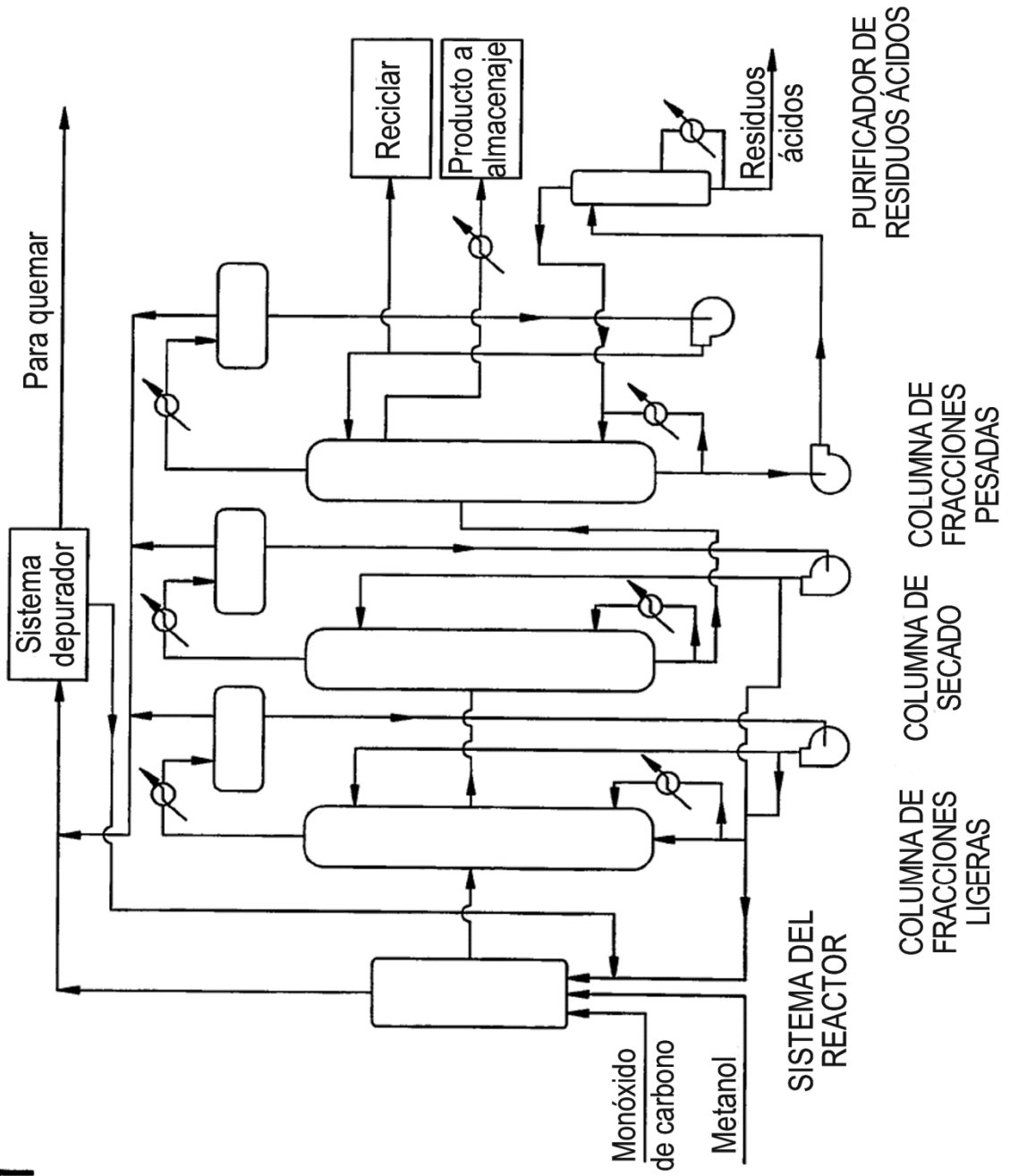


FIG. 2

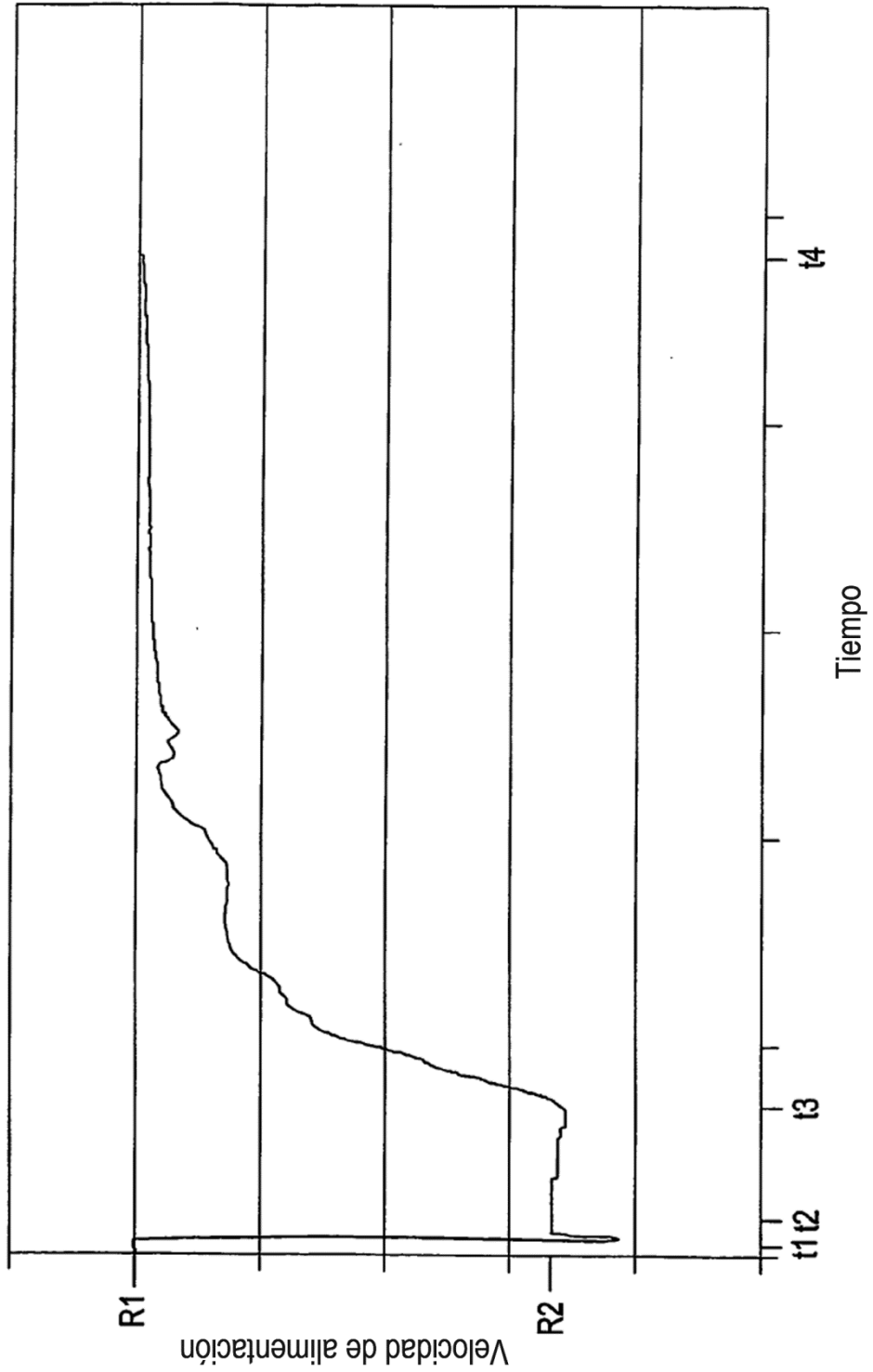


FIG. 3

