

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 370 642**

51 Int. Cl.:
F01K 25/08 (2006.01)
C07C 51/265 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 96 Número de solicitud europea: **04777168 .8**
96 Fecha de presentación: **28.06.2004**
97 Número de publicación de la solicitud: **1651843**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **03.05.2006**

54 Título: **PROCESO PARA LA RECUPERACIÓN DE LA ENERGÍA EN PROCESOS PARA LA PREPARACIÓN DE ÁCIDOS CARBOXÍLICOS AROMÁTICOS.**

30 Prioridad:
10.07.2003 US 617878

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
21.12.2011

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
21.12.2011

73 Titular/es:
Grupo Petrotemex, S.A. de C.V.
Ricardo Margain No. 444 Torre sur, Piso 16 Col.
Valle del Campestre
66265 San Pedro Garza Garcia, Nuevo Leon , MX

72 Inventor/es:
LIN, Robert

74 Agente: **Polo Flores, Carlos**

ES 2 370 642 T3

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

DESCRIPCIÓN

Proceso para la recuperación de la energía en procesos para la preparación de ácidos carboxílicos aromáticos

5 **Campo de invención**

Esta invención se refiere a un procedimiento para la producción de una corriente rica en ácidos carboxílicos aromáticos mediante una oxidación exotérmica en fase líquida de una alimentación aromática. Más particularmente, esta invención se refiere a la recuperación eficiente de energía de la exotermia producida mediante la oxidación en fase líquida de una alimentación aromática.

Antecedentes de la invención

Los ácidos carboxílicos aromáticos, como el ácido tereftálico, ácido isoftálico, y ácido naftalendicarboxílico son compuestos químicos útiles y materiales en bruto en la producción de poliésteres. En el caso del ácido tereftálico, una sola planta de fabricación puede producir más de 100.000 toneladas métricas al año como alimentación para una planta de polietilentereftalato (PET).

El ácido tereftálico (TPA) se puede producir con la oxidación exotérmica a alta presión de una alimentación aromática adecuada tal como *para*-xileno. Normalmente, estas oxidaciones se llevan a cabo en fase líquida usando aire o fuentes alternativas de oxígeno molecular en presencia de un catalizador metálico o un compuesto(s) promotor(es). Son muy conocidos en la materia los procedimientos para la oxidación del *para*-xileno y otros compuestos aromáticos como el *m*-xileno y dimetilnaftaleno. Estas reacciones de oxidación normalmente producirán gases de reacción que, en general, comprenden productos de la reacción de oxidación como monóxido de carbono, dióxido de carbono, y bromuro de metilo. Además, si se usa aire como fuente de oxígeno, los gases de reacción también pueden contener nitrógeno y oxígeno en exceso.

La mayoría de procesos para la producción de TPA también emplean un ácido carboxílico de bajo peso molecular, como ácido acético, como parte del disolvente de reacción. Además, en el disolvente de oxidación también hay presente algo de agua, así como la que se forma como subproducto de la oxidación.

Las oxidaciones de ese tipo normalmente son enormemente exotérmicas, y a pesar de que hay muchas formas de controlar la temperatura de estas reacciones, un procedimiento habitual y conveniente es retirar el calor dejando que una parte del disolvente se evapore durante la reacción. La combinación de los gases de reacción y el disolvente evaporado se denomina mezcla gaseosa. La mezcla gaseosa contiene una cantidad considerable de energía.

Debido a que se forma agua como subproducto de la oxidación, al menos una parte de la mezcla gaseosa, bien en forma de vapor o como condensado, se dirige normalmente a un dispositivo de separación, habitualmente una columna de destilación, para separar el agua del disolvente principal (por ejemplo, ácido acético) de manera que no se permite que se incremente la concentración de agua en el reactor.

El documento EP-A-0 962 442 describe un proceso para la producción de un ácido carboxílico aromático mediante la utilización de una columna de destilación para separar el disolvente de reacción evaporado, que comprende una etapa de condensación en la que el disolvente desprovisto de gas liberado se enfría en un condensador que genera vapor, una etapa de quemado en la que el gas que sale del condensador se quema en una cámara de quemado, y una etapa de recuperación de la energía en la que se recupera la energía procedente del contenido térmico del vapor generado en el condensador y del gas de combustión formado en una cámara de quemado.

El documento WO 96/11899 A describe un proceso para la preparación de ácidos carboxílicos aromáticos mediante la reacción de oxidación exotérmica en fase líquida de una alimentación aromática, que comprende la recuperación de la energía térmica mediante el uso de una columna de destilación para la extracción del disolvente ácido carboxílico y el uso de un expansor para la recuperación de la energía procedente del gas liberado a alta presión.

El documento WO 02/06201 A describe un proceso para la producción de un ácido carboxílico aromático en el que el calor de reacción se extrae de la reacción por intercambio de calor con agua como fluido receptor del calor.

Resumen de la invención

Un objetivo de esta invención es proporcionar un procedimiento para la recuperación eficaz y económica de la energía generada como resultado de una reacción de oxidación altamente exotérmica que produce un ácido carboxílico aromático. Otro objetivo de esta invención es proporcionar la recuperación de energía mientras simultáneamente se lleva a cabo una separación química entre un disolvente ácido carboxílico de bajo peso molecular y el agua.

En una forma de realización de esta invención, se proporciona un proceso para la recuperación de la energía térmica procedente de una corriente de gas liberado, que comprende las siguientes etapas:

a) la oxidación de una alimentación aromática con una mezcla de reacción en fase líquida en una zona de reacción para formar una corriente de ácido carboxílico aromático y una mezcla gaseosa;

5 b) la extracción en una zona de separación de una parte sustancial de un disolvente procedente de dicha mezcla gaseosa para formar dicha corriente de gas liberado y una corriente rica en disolvente; y

c) opcionalmente, la recuperación de la energía térmica procedente de una parte de dicha corriente de gas liberado en una primera zona de recuperación de calor para producir un vapor a baja presión;

10 d) la recuperación de la energía térmica procedente de una parte de dicha corriente de gas liberado en una segunda zona de recuperación de calor usando un fluido de trabajo en un ciclo energético; donde dicho fluido de trabajo es un compuesto o mezcla de compuestos que tiene un punto de ebullición normal entre -100°C y 90°C;

15 e) opcionalmente, la recuperación de la energía térmica procedente de una parte de dicha corriente de gas liberado en una tercera zona de recuperación de calor.

En otra forma de realización de esta invención se proporciona un proceso para la recuperación de la energía térmica procedente de una corriente de gas liberado. El proceso comprende las siguientes etapas en el orden mencionado:

20 a) la oxidación de una alimentación aromática con una mezcla de reacción en fase líquida en una zona de reacción para formar una corriente de ácido carboxílico aromático y una mezcla gaseosa;

25 b) la extracción en una zona de separación de una parte sustancial de disolvente procedente de la mezcla gaseosa para formar una corriente de gas liberado y una corriente rica en disolvente; y

c) la recuperación de la energía térmica procedente de una parte de la corriente de gas liberado en una primera zona de recuperación de calor para producir un vapor a baja presión;

30 d) la recuperación de la energía térmica procedente de una parte de la corriente de gas liberado en una segunda zona de recuperación de calor usando un fluido de trabajo en un ciclo energético; donde dicho fluido de trabajo es un compuesto o mezcla de compuestos que tiene un punto de ebullición normal entre -100°C y 90°C; y

35 e) la recuperación de la energía térmica procedente de una parte de la corriente de gas liberado en una tercera zona de recuperación de calor.

Breve descripción de los dibujos

40 La Figura 1 ilustra diferentes formas de realización de la invención en las que se proporciona un proceso para producir energía térmica a partir de una corriente de gas liberado.

La Figura 2 ilustra diferentes formas de realización de la invención en las que se proporciona un proceso para producir energía térmica a partir de una corriente de gas liberado mediante el uso de al menos un dispositivo.

45 La Figura 3 muestra una "curva de condensación" típica que describe la carga de calor de un condensador o condensador parcial en función de la temperatura.

La Figura 4 muestra un ejemplo de un sistema de recuperación de la energía.

50 Descripción detallada de la invención

En la primera forma de realización de esta invención, en la Figura 1 se proporciona un proceso para la recuperación de la energía térmica procedente de una corriente de gas liberado **145**. El proceso comprende las siguientes etapas.

55 La Etapa (a) comprende la oxidación de una alimentación aromática **105** con una mezcla de reacción en fase líquida **110** en una zona de reacción **115** para formar una corriente rica en ácidos carboxílicos aromáticos **120** y una mezcla gaseosa **125**.

60 La mezcla de reacción en fase líquida **110** comprende agua, un disolvente, un catalizador de oxidación metálico y una fuente de oxígeno molecular. La zona de reacción **115** comprende al menos un reactor de oxidación. La oxidación se completa en las condiciones de reacción que producen la corriente rica en ácidos carboxílicos aromáticos **120** y la mezcla gaseosa **125**. Normalmente, la corriente rica en ácidos carboxílicos aromáticos **120** es una mezcla de ácido tereftálico en bruto.

65 El ácido tereftálico en bruto normalmente se produce mediante la oxidación con aire del *para*-xileno en fase líquida en presencia de un catalizador de oxidación de metales pesados. Los catalizadores adecuados incluyen, pero no

están limitados a, cobalto, manganeso y compuestos de bromuro, que son solubles en el disolvente seleccionado. Los disolventes adecuados incluyen, pero no están limitados a, ácidos monocarboxílicos alifáticos, preferentemente que contienen de 2 a 6 átomos de carbono, o ácido benzoico y sus mezclas y mezclas de estos compuestos con agua. Preferentemente el disolvente es ácido acético mezclado con agua, en una relación de 5:1 a 25:1, preferentemente entre 10:1 y 15:1. No obstante, debe tenerse en cuenta que también se pueden utilizar otros disolventes adecuados, tales como los descritos en el presente documento. El conducto **125** contiene una mezcla gaseosa que comprende disolvente evaporado, subproductos gaseosos, nitrógeno y oxígeno sin reaccionar generados como resultado de la reacción de oxidación exotérmica en fase líquida de un compuesto aromático en un ácido carboxílico aromático. Las patentes que describen la producción de ácido tereftálico son, por ejemplo, la patente de EE.UU. N° 4.158.738 y 3.996.271.

La Etapa (b) comprende la extracción en una zona de separación **130** de una parte sustancial de un disolvente de la mezcla gaseosa **125** para formar la corriente de gas liberado **135** y una corriente rica en disolvente **140**.

La corriente de gas liberado **135** comprende agua, subproductos gaseosos, y una pequeña cantidad de disolvente. Cuando el disolvente es un disolvente ácido carboxílico de bajo peso molecular, la relación de agua a disolvente ácido carboxílico de bajo peso molecular está en el intervalo de 80:20 a 99,99:0,01 en peso. Los subproductos gaseosos comprenden oxígeno, subproductos de la oxidación, tales como monóxido de carbono y dióxido de carbono, y en el caso de que se use aire como fuente de oxígeno molecular, nitrógeno. Al menos una parte de la corriente de gas liberado **135** o toda la corriente de gas liberado **135** se manda a una zona de recuperación del calor a través del conducto **145**.

Normalmente, las condiciones de presión y temperatura de la corriente de gas liberado **145** están el intervalo de 130 a 220°C y 3,5 a 18 barg. Preferentemente, las condiciones de presión y temperatura de la corriente de gas liberado **145** están el intervalo de 90 a 200°C y 4 a 15 barg. Lo más preferentemente, las condiciones de presión y temperatura de la corriente de gas liberado **145** están el intervalo de 130 a 180°C y 4 a 10 barg.

La mezcla gaseosa en el conducto **125** se dirige a la zona de separación **130**. Normalmente, la zona de separación **130** comprende una columna de destilación de alta presión que tiene entre 20 y 50 fases teóricas y uno o varios condensadores. En la zona de separación **130**, la corriente rica en disolvente se recupera a través del conducto **140**. El propósito de la zona de separación **130** es llevar a cabo una separación en la que se recupera al menos una parte del disolvente y se extrae el exceso de agua. En general, para los propósitos de una recuperación optimizada de la energía, debe haber una reducción mínima de la presión entre el contenido del conducto **125** y el conducto **135** y **145**, puesto que esto representa una pérdida de energía potencialmente recuperable. Por tanto, la zona de separación **130** debe funcionar a las condiciones de presión y temperatura de la mezcla gaseosa del conducto **125**, o próximas a ella. Al menos parte o toda la corriente de gas liberado **135** se envía a una zona de recuperación de calor a través del conducto **145**, y el resto de la corriente de gas liberado **137** se puede utilizar en cualquier otra parte del proceso para producir el ácido carboxílico aromático.

La Etapa (c) comprende la recuperación de la energía térmica procedente de al menos una parte de la corriente de gas liberado **145** en una zona de recuperación de calor **150**. En la zona de recuperación de calor **150** se condensa una parte de la corriente de gas liberado **145** para formar una mezcla condensada **155**; y la mezcla condensada **155** opcionalmente se puede volver a recircular a la zona de separación. Se utiliza un fluido de trabajo para recuperar la energía térmica. Generalmente el fluido de trabajo es un compuesto o mezcla de compuestos que tienen un punto de ebullición normal entre -100°C y 90°C.

La recuperación de la energía térmica procedente de la corriente de gas liberado **145** en una zona de recuperación de calor **150** se puede llevar a cabo mediante cualquier procedimiento conocido en la materia. No obstante, generalmente se usa un ciclo energético. Los ciclos energéticos son muy conocidos en la materia. Un ciclo energético es un ciclo que toma el calor y lo usa para realizar trabajo en el entorno. Existen numerosos ciclos energéticos que son muy conocidos en la materia. Ejemplos de ciclos energéticos incluyen, pero no están limitados a, un ciclo de la ranquina orgánica (ORC), un ciclo de la kalina, o un ciclo energético como se describe en el documento WO02/063141.

Otros ejemplos de ciclos energéticos que se pueden usar se describen en "A Review of Organic Rankine Cycles (ORCs) for the Recovery of Low-Grade Waste Heat" Energy, Vol. 22, No. 7, pp 661-667, 1997, Elsevier Science Ltd, Gran Bretaña y "Absorption Power Cycles", Energy, Vol. 21, No. 1, pp 21-27, 1996, Elsevier Science Ltd, Gran Bretaña.

Una característica común entre estos ejemplos es el uso de fluidos de trabajo que se evaporan a baja temperatura. Normalmente, los fluidos de trabajo que se evaporan a baja temperatura se usan en ciclos energéticos para recuperar la energía térmica a temperaturas relativamente bajas (por ejemplo, a temperaturas generalmente por debajo de 150°C) en lugar de agua o vapor debido a unas mayores eficacias en la recuperación energética. Uno de dichos ciclos es el ciclo de la ranquina que se caracteriza por un proceso de ebullición/condensación isotérmico. Las plantas de producción de energía con turbinas de vapor normalmente se aproximan mucho a un proceso del ciclo de la ranquina en el que el fluido de trabajo es esencialmente agua. No obstante, como se acepta de forma

generalizada, la recuperación de energía del ciclo de la ranquina usando agua/vapor a bajas temperaturas (por ejemplo, a temperaturas por lo general inferiores a 150°C) normalmente es ineficiente.

5 El fluido de trabajo puede ser cualquier fluido mientras esté sustancialmente libre de agua, donde sustancialmente libre supone menos del 20% en peso aproximadamente. En otra forma de realización de la invención el fluido de trabajo es un compuesto o mezcla de compuestos que tienen un punto de ebullición normal entre -100°C y 90°C. Otro intervalo para el fluido de trabajo puede ser un compuesto o mezcla de compuestos que tienen un punto de ebullición normal entre -100°C a 60°C.

10 En otra forma de realización de la invención, el fluido de trabajo se selecciona del grupo constituido por propano, isopropano, isobutano, butano; isopentano, n-pentano, amoníaco, R134a (1,1,1,2-tetrafluoroetano), R11 (tricloromonofluorometano), R12 (diclorodifluorometano) y sus mezclas. El R134a, R11, R12 son refrigerantes comerciales conocidos en la materia y disponibles de manera general.

15 En la Figura 2 se proporciona un proceso para la recuperación de la energía térmica procedente de al menos una parte de la corriente de gas liberado **235** a través del conducto **245**. El proceso comprende las siguientes etapas.

20 La Etapa (a) extracción en una zona de separación **230** de una parte sustancial de un disolvente procedente de la mezcla gaseosa **225** para formar una corriente de gas liberado **235** y una corriente rica en disolvente **240**.

25 En el caso de que la zona de separación comprenda una columna de destilación, la corriente de gas liberado **245** sale por la parte superior de la columna de destilación a través de los conductos **245** y **237**. La corriente de gas liberado **245** comprende subproductos de reacción gaseosos, nitrógeno, y oxígeno sin reaccionar. El disolvente, normalmente ácido acético y el agua, también está presente en cantidades de saturación o próximas a las condiciones de saturación. La relación de agua a ácido acético está aproximadamente en el intervalo de 80:20 a 99,99:0,01 en peso, preferentemente en el intervalo de 99,5:0,5 a 98,5:1,5 en peso. Una parte de esta corriente de gas liberado, representada por el contenido del conducto **245**, se puede pasar a través de una serie de zonas de recuperación de calor, **260**, **270**, y **280**. Una parte de la corriente de gas liberado **145** se condensa y se dirige a través del conducto **255** en forma de flujo de reflujo a la columna de destilación en la zona de separación **230** a través del conducto **255** o en forma de destilado líquido a través del conducto **285**.

30 Desde el punto de vista de la destilación, el papel de **260**, **270**, y **280** es condensar material suficiente procedente de la corriente de cabeza de gas liberado **245** para proporcionar un reflujo adecuado a la columna de destilación en la zona de separación **230** para producir la separación del disolvente y el agua. No obstante, la carga de calor necesaria para llevar a cabo la condensación también sirve para extraer el calor generado por la reacción de oxidación de la alimentación aromática en ácido carboxílico aromático.

35 Sería útil y eficiente recuperar la energía. Una barrera para la recuperación eficiente de la energía es debida a la presencia de gases no condensables en los conductos **245** y **237**. Los gases no condensables, por ejemplo, el nitrógeno, oxígeno, monóxido de carbono, y dióxido de carbono, dan lugar a una curva térmica de condensación que no es adecuada para la producción de vapor.

40 Esto se ilustra mediante el ejemplo de la Figura 3. La Figura 3 muestra una "curva de condensación" típica que describe la carga de calor de un condensador o un condensador parcial en función de la temperatura. En este caso, el condensador es un condensador parcial con una temperatura de entrada del vapor de 139°C y una temperatura de salida de 45°C.

45 Si se desea producir un vapor a 15 psig o 1 barg en una sola unidad del condensador parcial, entonces la Figura 3 ilustra que sólo se puede usar el 55% de la carga total del condensador para producir un vapor de 15 psig. Esto es debido a que el vapor de 15 psig tiene una temperatura de saturación de 121°C. En este ejemplo de un condensador parcial sólo el 55% de la carga total se puede transferir al vapor a temperaturas de 121°C. Esto ilustra lo que se conoce de manera generalizada en la tecnología de transferencia de calor como temperatura "crítica de separación" y representa una limitación termodinámica del sistema.

50 Es posible recuperar más calor si se reduce la presión (y temperatura) del vapor generado. No obstante, esto tiene un valor limitado debido a que para utilizar el vapor con fines térmicos en cualquier otra parte del proceso de producción de ácido carboxílico, el vapor debe tener una temperatura suficiente.

55 La Etapa (b) opcionalmente comprende la recuperación de energía térmica de una parte de la corriente de gas liberado **245** en una primera zona de recuperación de calor **260** para producir un vapor a baja presión.

60 La Etapa (c) comprende la recuperación de energía térmica de una parte de la corriente de gas **245** en una segunda zona de recuperación de calor **270** usando un fluido de trabajo a lo largo del ciclo energético; donde dicho fluido de trabajo es un compuesto o mezcla de compuestos que tiene un punto de ebullición normal entre -100°C y 90°C.

65 La Etapa (d) comprende la recuperación de la energía térmica de una parte de la corriente de gas liberado **245** en

una tercera zona de recuperación de calor **280**.

El propósito de la Etapa (b), la Etapa (c) y la Etapa (d) es la recuperación eficiente de la energía térmica. Las zonas de recuperación de calor **260**, **270**, y **280** comprenden al menos un dispositivo en el que se recupera la energía térmica procedente de la corriente de gas liberado **145**. La primera zona de recuperación de calor **260** comprende un dispositivo o pluralidad de dispositivos de recuperación de calor en el que la transferencia de energía se consigue a una temperatura superior a 121°C. La segunda zona de recuperación de calor **270** comprende un dispositivo o pluralidad de dispositivos de recuperación de calor en los que la transferencia de calor se consigue a una temperatura superior a 90°C. La tercera zona de recuperación de calor **280** comprende un dispositivo o pluralidad de dispositivos de recuperación de calor en los que la transferencia de calor se consigue a una temperatura superior a 25°C. Los dispositivos de recuperación de calor pueden ser cualquiera de los dispositivos conocidos en la materia.

La importancia de las temperaturas de recuperación de calor es evidente en la eficiencia y utilidad del calor recuperado a esas temperaturas. Para temperaturas superiores a 121°C, es posible producir un vapor saturado a 15 psig (1 barg) que sea útil en aplicaciones industriales, tal como en la fabricación de ácidos carboxílicos aromáticos, como medio térmico. A pesar de que es posible producir mayores cantidades de vapor a temperaturas inferiores, la utilidad de dicho vapor es limitada. Además, la utilización de vapor como medio térmico para la transferencia de calor a un fluido con una temperatura inferior es termodinámicamente muy eficiente.

La primera zona de recuperación de calor **260** normalmente comprende, pero no está limitado a, un condensador parcial.

La segunda zona de recuperación de calor **270** normalmente comprende, pero no está limitado a, un dispositivo de transferencia de calor tal como un condensador o un condensador parcial que transfiere el calor a un "fluido de trabajo", normalmente un compuesto refrigerante o un hidrocarburo o mezcla de hidrocarburos. Para la recuperación del calor y la energía a temperaturas próximas o superiores a 90°C, se conocen numerosos procedimientos en la materia.

El fluido de trabajo puede ser cualquier fluido mientras esté sustancialmente libre de agua, donde sustancialmente libre supone menos del 20% en peso aproximadamente. En otra forma de realización de la invención el fluido de trabajo es un compuesto o mezcla de compuestos que tienen un punto de ebullición normal entre -100°C y 90°C. Otro intervalo para el fluido de trabajo puede ser un compuesto o mezcla de compuestos que tienen un punto de ebullición normal entre 100°C y 60°C.

En otra forma de realización de la invención el fluido de trabajo se selecciona del grupo constituido por propano, isopropano, isobutano, butano, isopentano, n-pentano, amoníaco, R134a (1,1,1,2-tetrafluoroetano), R11 (tricloromonofluorometano), R12 (diclorodifluorometano) y sus mezclas. El R134a, R11, R12 son refrigerantes comerciales conocidos en la materia y disponibles de manera general.

Ejemplos de ciclos energéticos incluyen, pero no están limitados a, el ciclo de la ranquina orgánica, el ciclo de la kalina, o un ciclo energético como el descrito en el documento WO02/063141.

Se ha demostrado que el ciclo de la ranquina orgánica (ORC) es eficaz y económico para la recuperación de trabajo mecánico y/o electricidad procedente del calor residual industrial. En la práctica, debido a la irreversibilidad de los sistemas termodinámicos, es imposible convertir toda la energía térmica disponible en trabajo útil. No obstante, debido a la utilidad limitada del vapor a baja presión, es mucho más ventajoso económicamente recuperar la energía por algún otro medio con la producción de vapor.

Existen varios ejemplos de procesos industriales que utilizan un sistema ORC para la recuperación de energía. La ventaja principal del ORC es su capacidad superior en la recuperación de calor residual con una temperatura de baja a intermedia. Para sistemas ORC en los que la recuperación de energía es el intervalo de 90 a 120°C, el sistema presenta una eficiencia en el intervalo del 3 al 20%. La eficiencia del sistema se define como el trabajo total derivado del sistema ORC, dividido por la entrada total de calor residual. Los factores principales a la hora de determinar la eficacia del sistema son las temperaturas de trabajo para la corriente de calor residual, la temperatura del condensador y las propiedades termodinámicas del fluido de trabajo.

Alternativamente, la segunda zona de recuperación de calor **270** puede servir para transferir el calor a un sistema de bombeo de calor. En la técnica se conocen un gran número de sistemas de bombeo de calor. Por tanto, es aplicable cualquier sistema capaz de una recuperación eficaz de la energía a partir de calor a baja temperatura.

La tercera zona de recuperación de calor **280** comprende un dispositivo o pluralidad de dispositivos de recuperación de calor en los que la transferencia de calor se consigue a una temperatura próxima o superior a 25°C. Normalmente, la tercera zona de recuperación de calor **280** comprende un condensador enfriado con agua o aire o un condensador parcial.

En una segunda forma de realización de la invención, en la Figura 2 se proporciona un proceso para la recuperación

de la energía térmica procedente de una corriente de gas liberado **235**. El proceso comprende las siguientes etapas.

5 La Etapa (a) comprende la oxidación de una alimentación aromática **205** con una mezcla de reacción en fase líquida **210** en una zona de reacción **215** para formar una corriente rica en ácidos carboxílicos aromáticos **220** y una mezcla gaseosa **225**.

La Etapa (a) en la segunda forma de realización de esta invención es la misma que la Etapa (a) de la primera forma de realización.

10 La Etapa (b) comprende la extracción en una zona de separación **230** de una parte sustancial de un disolvente procedente de la mezcla gaseosa **225** para formar la corriente de gas liberado **235** y una corriente rica en disolvente **240**.

15 La Etapa (b) en la segunda forma de realización es sustancialmente idéntica a la Etapa (b) de la primera forma de realización de la invención.

20 La Etapa (c) opcionalmente comprende la recuperación de la energía térmica procedente de una parte de la corriente de gas liberado **245** en una primera zona de recuperación de calor **260** para producir un vapor a baja presión.

25 La Etapa (d) comprende la recuperación de la energía térmica procedente de una parte de la corriente de gas liberado **245** en una segunda zona de recuperación de calor **270** usando un fluido de trabajo en un ciclo energético; donde dicho fluido de trabajo es un compuesto o mezcla de compuestos que tiene un punto de ebullición normal entre -100°C y 90°C.

La Etapa (e) comprende la recuperación de la energía térmica procedente de al menos una parte de la corriente de gas liberado **245** en una tercera zona de recuperación de calor **280**.

30 La Etapa (c), Etapa (d) y Etapa (e) de la segunda forma de realización de la invención es esencialmente idéntica a la Etapa (c), Etapa (d) y Etapa (e) de la primera forma de realización de esta invención.

EJEMPLO

35 Esta invención se puede ilustrar en profundidad con el siguiente ejemplo de sus formas de realización preferidas.

40 La Figura 4 muestra un ejemplo de un sistema de recuperación de energía. La temperatura y presiones son coherentes con la producción de ácido tereftálico. En este sistema, el fluido de trabajo para el sistema del ciclo de la ranquina orgánica es n-pentano. Los resultados basados en la simulación por ordenador ASPEN Plums™ se muestran en la Tabla 2. Los detalles específicos sobre el equipo usado en el modelo se muestran en la Tabla 1. Nótese que en este ejemplo se usa el 55% de la carga total para producir vapor a 15 psig. Un 38% adicional de la carga total emplea un sistema ORC para una recuperación mejorada de la energía. La eficacia térmica global del sistema ORC es aproximadamente del 7,3%. Se asume que se pueden introducir mejoras significativas optimizando la selección del "fluido de trabajo" y optimizando las condiciones de funcionamiento de temperatura y presión del sistema ORC.

45

Tabla 1

Artículo	Descripción	Comentario
321	Generador de vapor a 15 psig	Carga – 2,18 x 10 ⁶ BTU/hr
322	Evaporador de pentano	Carga – 1,53 x 10 ⁶ BTU/hr
323	Intercambiador de calor	Carga – 0,24 x 10 ⁶ BTU/hr
500	Turbina	Trabajo generado – 44 C.V.
510	Condensador	Carga – 1,41 x 10 ⁶ BTU/hr
520	Bomba	Trabajo necesario – 1,4 C.V.

Tabla 2

Nombre de la corriente	304	305	306	307	308	309	310	501	502	503	504
Flujo de masa lb/h											
NITRÓGENO	5919	5908	11	5886	33	0	33	0	0	0	0
OXÍGENO	270	269	1	267	3	0	3	0	0	0	0
AGUA	3764	1551	2213	322	3442	0	3442	0	0	0	0
HOAc	47	19	28	6	41	0	41	0	0	0	0
PENTANO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Flujo total lb/h	10.000	7748	2252	6481	3519	0	3519	8400	8400	8400	8400
Temperatura °C	150,0	130,0	130,0	90,0	90,0		50,0	35,0	73,2	52,7	34,6
Presión psi	145,2	144,2	144,2	143,2	143,2	141,2	141,2	44,3	43,3	15,0	14,0
Fracción de vapor	1	1	0	1	0		0	0	1	1	0
Fracción líquida	0	0	1	0	1		1	1	0	0	1

REIVINDICACIONES

- 5 1. Un proceso para la recuperación de energía térmica procedente de una corriente de gas liberado en el que dicho proceso comprende las siguientes etapas:
- a) la oxidación de una alimentación aromática con una mezcla de reacción en fase líquida en una zona de reacción para formar una corriente de ácido carboxílico aromático y una mezcla gaseosa;
- 10 b) la extracción en una zona de separación de una parte sustancial de un disolvente procedente de dicha mezcla gaseosa para formar dicha corriente de gas liberado y una corriente rica en disolvente; y
- c) opcionalmente, la recuperación de la energía térmica procedente de una parte de dicha corriente de gas liberado en una primera zona de recuperación de calor para producir un vapor a baja presión;
- 15 d) la recuperación de la energía térmica procedente de una parte de dicha corriente de gas liberado en una segunda zona de recuperación de calor usando un fluido de trabajo en un ciclo energético; donde dicho fluido de trabajo es un compuesto o mezcla de compuestos que tiene un punto de ebullición normal entre -100°C y 90°C;
- 20 e) opcionalmente, la recuperación de energía térmica procedente de una parte de dicha corriente de gas liberado en una tercera zona de recuperación de calor.
2. Un proceso según la reivindicación 1, dicho proceso que comprende las siguientes etapas en el orden mencionado:
- 25 a) la oxidación de una alimentación aromática con una mezcla de reacción en fase líquida en una zona de reacción para formar una corriente de ácido carboxílico aromático y una mezcla gaseosa;
- b) la extracción en una zona de separación de una parte sustancial de un disolvente procedente de dicha mezcla gaseosa para formar dicha corriente de gas liberado y una corriente rica en disolvente; y
- 30 c) la recuperación de la energía térmica procedente de una parte de dicha corriente de gas liberado en una primera zona de recuperación de calor para producir un vapor a baja presión;
- d) la recuperación de la energía térmica procedente de una parte de dicha corriente de gas liberado en una segunda zona de recuperación de calor usando un fluido de trabajo en un ciclo energético; en el que dicho fluido de trabajo es un compuesto o mezcla de compuestos que tiene un punto de ebullición normal entre -100°C y 90°C; y
- 35 e) la recuperación de energía térmica procedente de una parte de dicha corriente de gas liberado en una tercera zona de recuperación de calor.
- 40 3. Un proceso según las reivindicaciones 1 ó 2 en el que dicha primera zona de recuperación de calor comprende un dispositivo de recuperación de calor que funciona a una temperatura de 100°C a 160°C.
4. Un proceso según la reivindicación 3 en el que dicha segunda zona de recuperación de calor comprende un dispositivo de recuperación de calor que funciona a una temperatura entre 80°C y 120°C.
- 45 5. Un proceso según la reivindicación 4 en el que dicha tercera zona de recuperación de calor comprende un dispositivo de recuperación de calor que funciona a una temperatura entre 20°C y 100°C.
- 50 6. Un proceso según la reivindicación 5 en el que dicha primera zona de recuperación de calor comprende un condensador parcial.
7. Un proceso según la reivindicación 6 en el que dicha segunda zona de recuperación de calor comprende un dispositivo de recuperación de calor seleccionado del grupo constituido por un condensador y un condensador parcial.
- 55 8. Un proceso según la reivindicación 7 en el que dicha tercera zona de recuperación de calor comprende un dispositivo de recuperación de calor seleccionado del grupo constituido por un refrigerador por agua y un refrigerador por aire.
- 60 9. Un proceso según las reivindicaciones 1 ó 2 en el que dicho ciclo energético es un ciclo de la ranquina orgánica o un ciclo de la kalina.

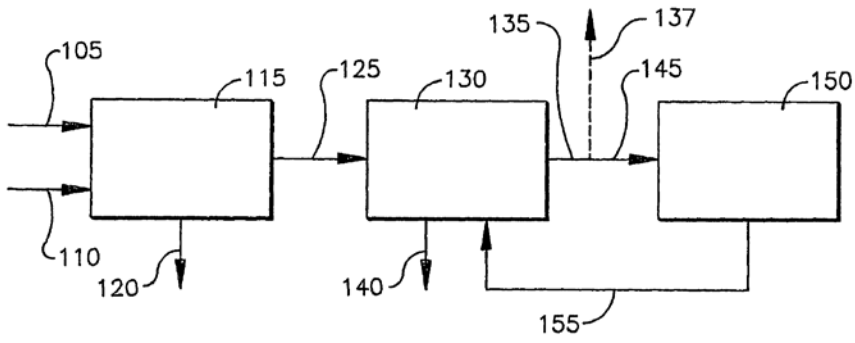


Fig. 1

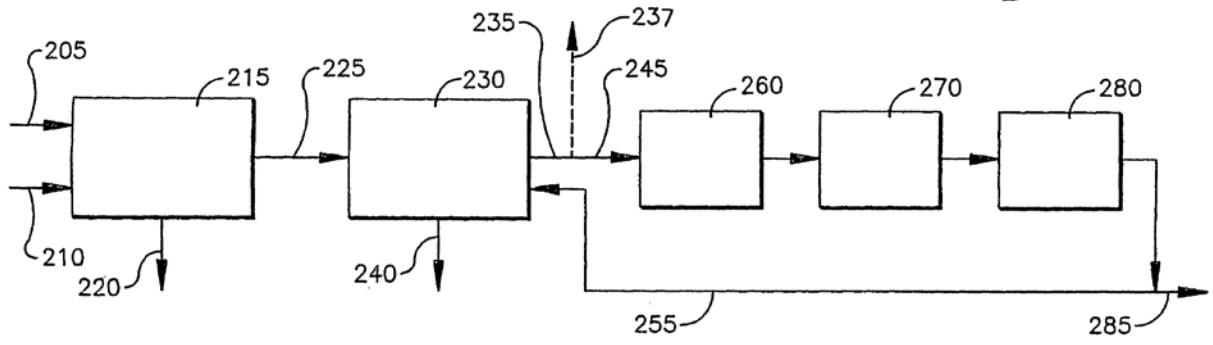


Fig. 2

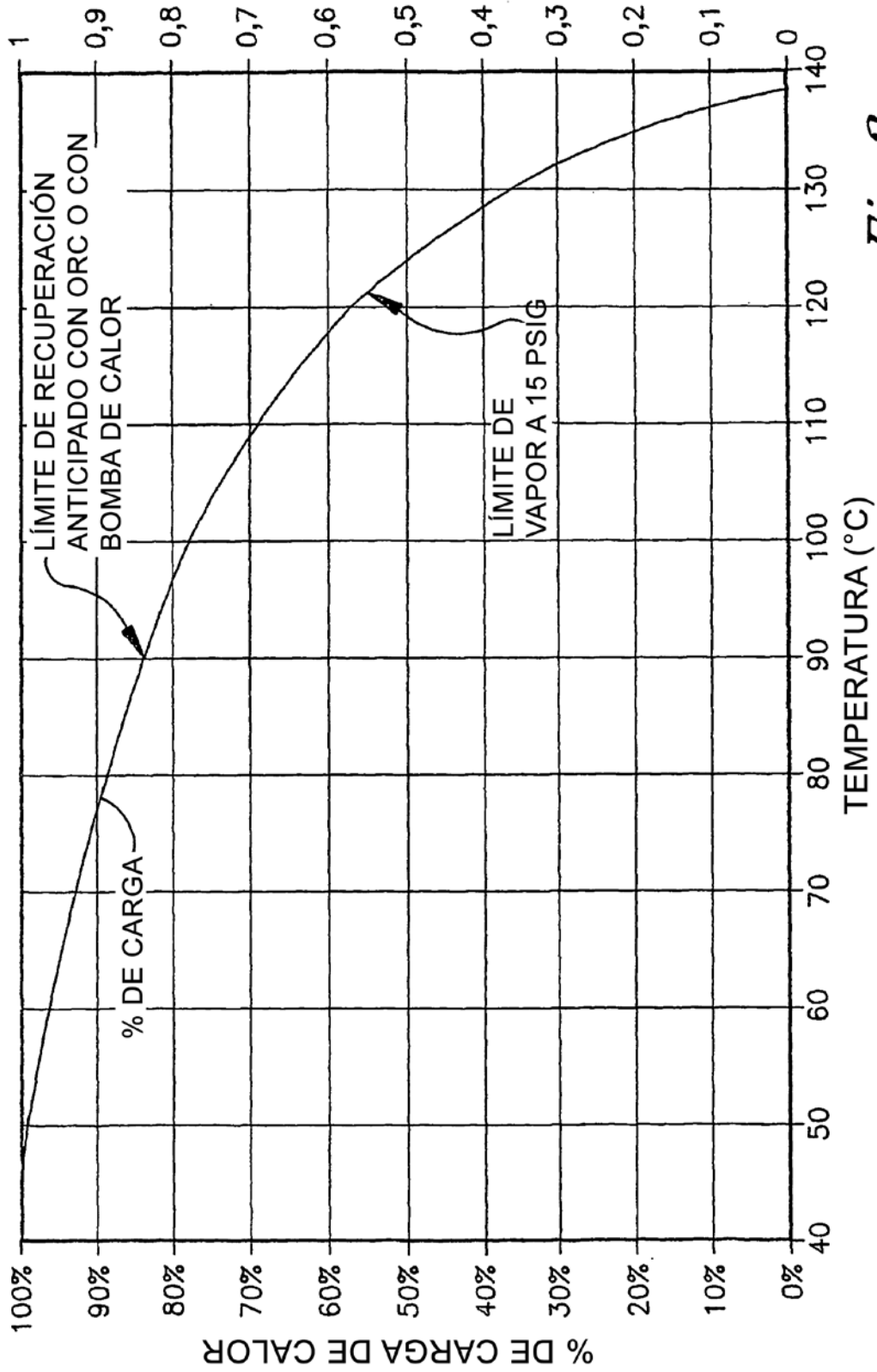


Fig. 3

CURVA DE CONDENSACIÓN

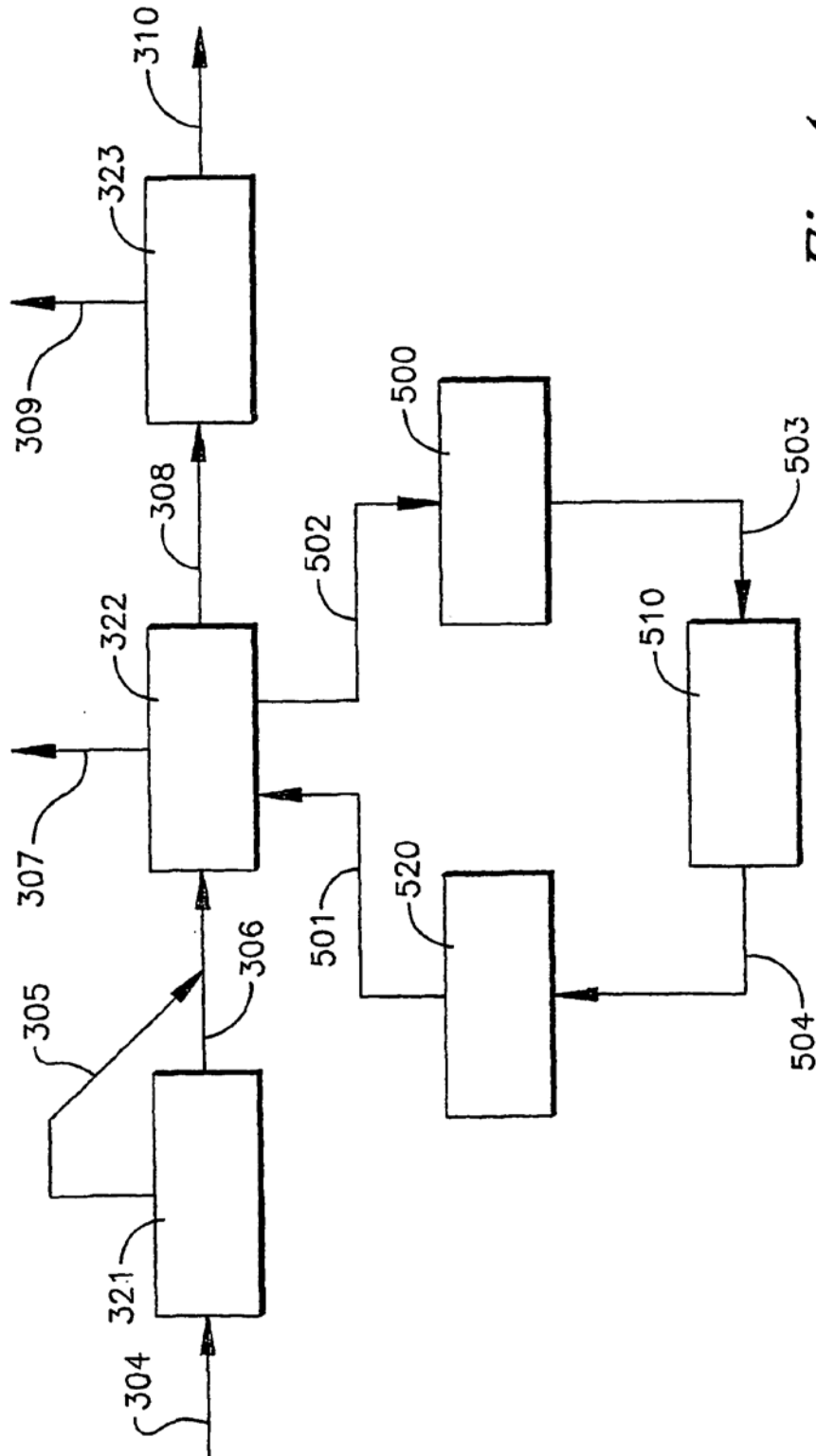


Fig. 4