

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 500 143**

51 Int. Cl.:

B01J 8/04 (2006.01)

C07C 29/151 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **22.09.2006 E 06849429 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **16.07.2014 EP 1928592**

54 Título: **Sistema de producción química en varios reactores**

30 Prioridad:

23.09.2005 US 720330 P

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

30.09.2014

73 Titular/es:

**HEATRIC (100.0%)
46 Holton Road, Holton Heath
Poole BH16 6LT, GB**

72 Inventor/es:

**BANISTER, JAMES ANDREW;
JOHNSTON, ANTHONY MATTHEW y
HAYNES, BRIAN S.**

74 Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

ES 2 500 143 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

Sistema de producción química en varios reactores

Antecedentes de la invención

5 En un proceso químico es raro que el proceso use cantidades estequiométricas de reactivos con la conversión esencialmente completa en un reactor simple. Por tanto, cuando los reactivos constituyen un coste significativo del proceso, el material sin reaccionar con frecuencia se hace recircular al reactor, normalmente después de alguna separación física del producto deseado respecto al material sin reaccionar. Algunas veces esta separación se puede conseguir internamente dentro del reactor; por ejemplo, cuando los reactivos son gaseosos, el producto está en forma líquida en las condiciones de reacción y se extrae de forma continua y se utiliza un reactor de tanque agitado con agitadores de inducción gaseosa. En esta situación particular, la separación física y la recirculación se producen dentro de la vasija del reactor.

15 De manera alternativa, la separación y recirculación del reactivo pueden tener lugar fuera del reactor. Un ejemplo de esta configuración sería un reactor de flujo pistón en fase gaseosa en el que el producto se puede condensar a partir de la fase gaseosa por enfriamiento. A continuación los gases sin reaccionar se pueden recomprimir, y devolverse al menos parcialmente a la entrada del reactor, quizás después de otro tipo de acondicionamiento, tal como purificación o separación química.

20 Existen varias razones por las que las cantidades de reactivos utilizados en el reactor para formar el producto final deseado raramente son estequiométricas. Podría ser que las limitaciones de la presión de vapor requieran una reacción no estequiométrica. Por ejemplo, en hidrogenaciones en fase gaseosa a alta presión de un compuesto orgánico con alto punto de ebullición, el hidrógeno estará presente en gran exceso incluso a pesar de que teóricamente es posible sin único paso con alta conversión del reactivo. Una razón alternativa sería que la reacción está limitada por el equilibrio. Por ejemplo, en esterificaciones catalizadas por ácido, con frecuencia el alcohol está en exceso para conseguir una alta conversión del ácido.

25 Aunque es posible conseguir una alta conversión de los reactivos en una reacción limitada por el equilibrio hasta el producto final deseado utilizando económicamente un gran exceso de reactivos, una posibilidad alternativa es la retirada de uno de los productos de reacción. Por ejemplo, el arrastre con gases podría retirar el agua de una reacción de esterificación para sacar o desplazar del equilibrio las condiciones dentro del reactor de forma continua y, por tanto dirigir la reacción hacia su conversión completa.

30 No obstante, cuando un producto no se pueda retirar *in situ* para desplazar el equilibrio hacia su conversión completa, es probable que se pueda conseguir una alta conversión global únicamente mediante la separación del producto y de la mezcla reactiva, y la posterior recirculación del material sin reaccionar al reactor.

35 Además, incluso cuando una reacción de equilibrio tenga ciertas condiciones o aspectos que son favorables para una alta conversión al producto final deseado, la cinética de la reacción puede indicar que se pueden conseguir una velocidad global de producción más elevada o un mejor rendimiento económico del proceso haciendo funcionar un reactor en condiciones que favorecen una conversión relativamente baja de los reactivos y a continuación recirculando el material sin reaccionar después de la separación física del producto. Algunas reacciones o procesos ilustrativos de este tipo en los que la conversión de los reactivos al producto deseado es solo parcial, y en los que permanecen cantidades significativas de material sin reaccionar que se puede recircular al reactor después de la separación física del producto incluyen la reacción de gas de síntesis en metanol, dimetiléter, sus mezclas, ceras de Fischer-Tropsch, y amoníaco.

45 Usando como ejemplo de la reacción para la producción de metanol limitada por el equilibrio, debido a que el metanol es uno de los compuestos químicos producidos actualmente a un mayor volumen a nivel mundial, la conversión en metanol normalmente se lleva a cabo en un proceso en dos etapas. En una primera etapa, el metano se reforma con agua o se oxida parcialmente con oxígeno para producir monóxido de carbono e hidrógeno, con algo de dióxido de carbono y metano residual (es decir, gas de síntesis o Sintegas). En una segunda etapa, el gas de síntesis se convierte en metanol.

50 La segunda etapa de conversión del gas de síntesis en metanol es un proceso muy conocido. Normalmente supone un proceso catalítico usando un catalizador a base de cobre, tal como un catalizador que comprende una mezcla reducida de óxido de cinc/óxido de cobre, entre otras. Para proporcionar la producción óptima de metanol a partir de esta reacción, normalmente la reacción se lleva a cabo a presiones dentro de un intervalo de 40-100 bar y a temperaturas que superan los 200 °C y por debajo de 320 °C, siendo lo más habitual un intervalo de temperaturas de entre 220 y 280 °C. La producción del propio gas de síntesis normalmente se lleva a cabo a presiones dentro del intervalo de 20-40 bar dependiendo de la tecnología del reformador que se utilice.

Debido al mecanismo particular de la reacción para la producción de metanol, la reacción no se completa, puesto que la concentración de metanol producido está limitada por el equilibrio. Específicamente, la cantidad de metanol contenido en el gas producto que sale del reactor comprende entre el 6-8 % molar del gas total, aunque puede ser superior. Este metanol se retira de esta corriente gaseosa producto mediante su condensación por enfriamiento de la corriente de gas producto por debajo de 110 °C, y lo más habitualmente por debajo de 60 °C. A continuación, el metanol enfriado se puede retirar de la corriente gaseosa mientras que el exceso de gas de síntesis se vuelve a mandar al reactor con el fin de que el gas de síntesis en exceso reaccione adicionalmente. Esto permite la obtención de metanol adicional a partir del gas de síntesis que se ha vuelto a recircular al reactor, combinado con una cantidad de gas de síntesis fresco que también se carga en el reactor.

A la hora de realizar esta etapa de recirculación, un proceso muy conocido supone el uso de un compresor de recirculación que recibe el gas de síntesis en exceso procedente del separador y lo comprime con el fin de compensar la caída de presión que se produce dentro del reactor y del separador. Este tipo de reactor normalmente se denomina reactor de circuito de recirculación y se muestra esquemáticamente en la Figura 1. En este reactor, la concentración de metanol en el gas de síntesis que sale del reactor es suficientemente baja para que el caudal volumétrico del gas de síntesis en exceso que atraviesa el compresor de recirculación normalmente sea de dos (2) a diez (10) veces el caudal volumétrico del gas de síntesis fresco que se introduce de forma separada en el reactor del gas de síntesis cargado al reactor procedente del compresor de recirculación. Del circuito de recirculación también se expulsa una corriente de gas de purga del 4 al 8 por ciento aproximadamente de la corriente de gas de síntesis recirculada, antes de la recompresión para controlar la concentración de material inerte que se acumula en el reactor como consecuencia de la recirculación.

Un inconveniente importante del reactor con circuito de recirculación descrito anteriormente es el coste del compresor de recirculación. Con frecuencia la función de recirculación se incorpora a un compresor de un único tren impulsor que comprime el gas de síntesis hasta la presión del circuito de recirculación y también proporciona la recompresión de los gases de recirculación. El tren de compresión es un artículo de equipamiento caro y puede ser el componente individual más caro en la construcción de una instalación de producción de metanol. Como se ha indicado previamente, se utiliza un alto caudal de recirculación para conseguir una alta conversión global del gas de síntesis. El compresor de recirculación también se vuelve significativamente más barato por unidad de volumen comprimido a medida que se incrementa la escala de la planta. Así, se prefiere el uso de un proceso que utiliza un compresor de recirculación, desde el punto de vista práctico, para aquellas instalaciones que produzcan un rendimiento diario de metanol relativamente elevado con respecto a la planta de producción máxima y actual de un único tren, tales como aquellas instalaciones que producen en torno a las 5000 toneladas al día en 2005, en las que se requiere una eficiencia máxima y se puede conseguir la integración del compresor del gas de síntesis y del compresor de recirculación con el fin de hacer uso de un compresor de recirculación económicamente viable.

Como alternativa a un reactor de circuito de recirculación, se ha ideado que la instalación pueda utilizar un grupo de reactores múltiples o proceso en cascada (Figura 2) en donde inicialmente el gas de síntesis se introduce en un primer reactor para la reacción con el catalizador contenido en él para producir metanol. El producto gaseoso entra en un primer separador o recipiente de eliminación en el que el metanol producido en el primer reactor se enfría en forma líquida y se separa del gas de síntesis en exceso. El primer separador puede actuar de cualquier forma deseada para separar el metanol del gas de síntesis, tal como por gravedad o aplicando un enfoque centrífugo a los productos. A continuación el resto de gas de síntesis en exceso se introduce en un segundo reactor, que se somete a la misma reacción, produciendo así metanol adicional. El metanol adicional se retira del segundo reactor y se dirige de la misma forma a un segundo separador. Se puede seleccionar el número de reactores y separadores para crear un grupo de reactores múltiples que consigue el porcentaje de conversión deseado de gas de síntesis en metanol. Por ejemplo, cuando se usa una composición óptima de gas de síntesis que tenga una conversión a metanol del 50 % en cada reactor, el grupo de reactores se puede seleccionar para que incluya cuatro reactores y cuatro separadores, que teóricamente producen una conversión global del 95 % del gas de síntesis en metanol después del cuarto separador.

No obstante, en situaciones más realistas, cuando la composición del gas de síntesis es menos óptima, tal como cuando la estequiometría del gas de síntesis es muy diferente de la estequiometría de la reacción deseada, por ejemplo, la relación $([\text{moles de hidrógeno}] - [\text{moles de dióxido de carbono}])/([\text{moles de monóxido de carbono}] + [\text{moles de dióxido de carbono}])$ está entre 2,5 y 3,0, entonces, para una elevada conversión (> 95 %), son necesarios más de cuatro grupos de reactores y quizás de hasta 10 grupos de reactores. Además, cuando hay cantidades estequiométricas de reactivo en el gas de síntesis, pero también hay presentes niveles elevados de compuestos inertes, entonces será necesario un alto número de grupos de reactores, tal como cuando se lleva a cabo el reformado auto-térmico con aire para la producción de gas de síntesis que da lugar a la dilución del gas de síntesis con niveles elevados de nitrógeno.

En un proceso de producción de metanol existen varias áreas en las que se considera beneficiosa la capacidad de emplear una cascada de reactores. Principalmente, el beneficio de usar la cascada radica en no requerir un compresor de recirculación. Además, se debe tener en cuenta que en una planta de producción básica de metanol el compresor de recirculación con frecuencia es parte del compresor asociado a la compresión del gas de síntesis. Así,

la eliminación del compresor del gas de síntesis junto con el compresor de recirculación en una instalación básica proporciona el máximo beneficio.

Aunque el uso de una cascada simple de reactores para este fin particular se desvela en ciertas referencias de la técnica anterior, las referencias que describen el uso de dicha cascada de reactores se centran exclusivamente en métodos mediante los cuales se puede igualar la presión de funcionamiento de reformador a la presión de síntesis de metanol. Por ejemplo, las patentes de Estados Unidos nº 5.177.114; 5.245.110; 5.472.986; y 7.019.039 son patentes que desvelan invenciones en el campo del reformado auto-térmico usando aire en lugar de oxígeno. No obstante, aunque estas patentes desvelan de forma muy general el uso de cascadas de reactores en el proceso de producción de metanol, no abordan los problemas relativos a cómo hacer rentable la cascada de reactores. Además, cada una de las patentes de Estados Unidos nº 5.177.114; 5.245.110; y 5.472.986 desvela un proceso de producción de metanol en el que el compresor de recirculación se puede eliminar como consecuencia de hacer funcionar un reformador auto-térmicamente, y a continuación convertir el gas de síntesis en un metoxi-compuesto usando de tres a cinco grupos de reactores con la condensación del producto entre cada una de las fases. Reconociendo que el conocimiento convencional de que un proceso en cascada no puede alcanzar una elevada conversión de gas de síntesis en metanol, se mencionan eficacias de carbono para la sección de síntesis de metanol inferiores al 80 %, mientras que en una planta convencional se pueden conseguir eficacias por encima del 95 %.

Además, la patente de Estados Unidos nº 6.155.357 desvela un proceso de producción de metanol que usa la presurización del gas oxidante para alimentar el calentamiento del reformador de vapor como medio para conseguir un reformador de vapor a alta presión mecánicamente factible con una presión operativa suficiente para garantizar una presión operativa suficiente a lo largo de todo el proceso. El proceso también incluye una cascada de reactores aguas abajo del reformador en el que el gas de síntesis del reformador se convierte en metanol. La presurización del gas natural entrante en el reformador evita la necesidad de un compresor de gas de síntesis aguas arriba de la cascada de reactores, así como la necesidad de un compresor de recirculación. No obstante, al igual que con las referencias anteriores, la cascada de reactores solo se desvela de forma muy general sin ninguna descripción en cuanto a cómo hacer rentable la cascada.

Otras situaciones relativas al proceso de producción de metanol en las que sería ventajoso evitar el uso de un compresor de recirculación incluyen aquellas en las que el compresor se añadiera a una instalación de producción de metanol existente con capacidad de reequipamiento, o como parte de una ampliación de la construcción de una instalación de producción de metanol planificada con el fin de retirar todo el metanol restante del gas de purga descargado de la instalación. Un sistema de este tipo que aborda la pérdida potencial y real del metanol presente en la corriente del gas de purga se desvela en la patente de Estados Unidos nº 6.258.860. El proceso desvelado dirige la corriente del gas de purga producida mediante una zona de síntesis de metanol a otra zona de síntesis o de producción de metanol con el fin de recoger el metanol presente en la corriente del gas de purga y hacer reaccionar posteriormente los componentes sin reaccionar de la corriente del gas de purga para producir metanol adicional.

No obstante, el proceso desvelado en la patente 860 tiene ciertos inconvenientes puesto que utiliza un compresor para comprimir el gas de purga y la corriente del gas de síntesis reciclada combinados antes de la reacción posterior de la corriente combinada. Debido a que, como se ha descrito previamente, el compresor de recirculación es el artículo más costoso en el sistema de producción de metanol, el uso de compresores de recirculación adicionales para recuperar el metanol a partir de un gas de purga es muy poco deseable, en particular para sistemas que producen un rendimiento diario de metanol relativamente bajo con respecto a la planta de producción máxima y actual de un único tren, tales como aquellas instalaciones que producen en torno a las 5000 toneladas al día en 2005.

Otro ejemplo en el que se puede evitar una capacidad compresora adicional mediante el uso de un grupo de reactores en cascada se puede producir como parte de una renovación u optimización de una planta de metanol. Si la renovación u optimización entraña el incremento de producción de gas de síntesis, entonces será necesario que se incremente la capacidad del conversor de metanol. Es posible incrementar la eficacia del reactor mediante un mejor empaquetamiento del catalizador o dividiendo el catalizador en múltiples lechos en un solo reactor. No obstante, cuando el reactor ya utilice eficazmente el catalizador, puede que no sea posible incrementar el rendimiento económico del reactor. Además, otra limitación en cuanto al funcionamiento del reactor en esta situación es la caída de presión del gas del proceso a lo largo del reactor. El incremento del caudal de recirculación, el incremento del volumen de catalizador, el incremento del caudal de alimentación o la reducción de la velocidad de purga incrementarán la caída de presión del gas del proceso a lo largo del reactor. Naturalmente, en consecuencia habrá una limitación en cuanto a la capacidad del compresor de recirculación y a la recompresión del gas para su reintroducción en el reactor.

Una alternativa para mitigar estos problemas sería hacer funcionar el conversor de metanol en condiciones de conversión reducidas, pero con velocidades de alimentación de gas más elevadas, lo que permite evitar limitaciones en la caída de presión y utilizar a continuación un sistema de reactores en cascada aparte para convertir los gases sin reaccionar en metanol sin necesidad de un compresor adicional o la sustitución del reactor original. Esto también tiene la ventaja de ser un método con un menor riesgo de incrementar el rendimiento, puesto que el comportamiento

del reactor original es perfectamente conocido. Naturalmente habrá muchas otras circunstancias bajo las cuales se pueda utilizar un sistema de cascada, pero todas estas circunstancias dependerán del diseño rentable del sistema de cascada.

5 Un inconveniente importante con los tipos de grupos de reactores múltiples o en cascada utilizados en la producción de metanol como se describe en la técnica anterior es consecuencia de la construcción de uso final de cada reactor, del intercambiador(es) de calor y del separador que forma el grupo de reactores individuales. Específicamente, debido a que en cada grupo de reactores se pierde una fracción del gas de síntesis por su conversión en metanol, con frecuencia cada grupo de reactores y separador posterior está construido para que sea más pequeño que los
10 inmediatamente anteriores con el fin de acomodar la reducción del caudal del gas de síntesis entrante. Inicialmente cabría anticipar que sea muy beneficioso en base a la reducción en la cantidad de material necesario para construir cada grupo de reactores sucesivo. No obstante, cada grupo de reactores requiere la misma funcionalidad, conexiones, refrigeración y acceso para la sustitución del catalizador, que es más difícil y/o caro de fabricar a escalas cada vez más pequeñas. Además, la refrigeración, la separación gas-líquido y el recalentamiento de la corriente que lleva el metanol a medida que pasa entre los diversos grupos de reactores se debe realizar de una forma rentable y energéticamente eficiente. Por otra parte, todos los grupos de reactores y separadores deben estar
15 contruidos para que puedan trabajar a las presiones elevadas (40-100 bar) necesarias para que se produzcan las reacciones para la conversión del gas de síntesis en metanol.

Un ejemplo de un sistema que intenta abordar esta deficiencia se desvela en la patente de Estados Unidos nº 6.723.886 en un proceso de producción de metanol usando destilación reactiva. No obstante, aunque existe retirada de metanol entre los lechos del reactor mediante condensación dentro del reactor, la condensación tiene lugar necesariamente a la temperatura de reacción, y la condensación a temperatura elevada limita la conversión de metanol al 60 % aproximadamente. No obstante, incluso con la importante restricción sobre la producción de metanol que esto supone, está en línea con la visión actual de la industria de que la condensación a temperatura reducida no es viable.

25 Por tanto, es deseable desarrollar un grupo de reactores múltiples o en cascada y un proceso para la producción de productos de reacciones limitadas por el equilibrio, por ejemplo, metanol, usando el grupo de reactores múltiples para obtener un alto porcentaje de conversión de un gas de síntesis de alimentación a metanol mediante la condensación del metanol en el efluente del reactor en un intercambiador de calor entre las fases de alimentación/efluente. También es deseable que el grupo de reactores múltiples se pueda hacer funcionar sin
30 necesidad de compresor de recirculación de gas y preferentemente sin necesidad de construir múltiples reactores individuales, intercambiadores de calor, y separadores. En otros términos, el diseño del intercambiador de calor debe ser adecuado para el funcionamiento y la integración eficientes en los grupos de reactores, al tiempo que también minimice el número de artículos del equipo necesarios.

Con respecto al objetivo de minimizar el número de artículos de equipo necesarios en un grupo de reactores, es más sencillo entender el enfoque convencional para resolver este problema de eliminar artículos de equipo y reducir el coste de los artículos de equipo en referencia a problemas específicos de un circuito de síntesis de metanol convencional. Aparte del compresor de recirculación, un circuito de síntesis de metanol contiene seis operaciones principales: 1) precalentamiento del gas; 2) reacción del gas para formar metanol; 3) retirada del calor de reacción en forma de calor de alto grado; 4) enfriamiento del gas a las temperaturas de condensación del metanol; 5)
40 condensación del metanol usando agua refrigerante; y 6) separación vapor/líquido. En una planta típica puede haber dos integraciones de estas funciones con el fin de minimizar los artículos de equipo necesarios que son: la retirada del calor de reacción se lleva a cabo incrementando el vapor en un reactor de carcasa y tubo, y precalentar el gas mediante intercambio de la alimentación-efluente. Así, un circuito de síntesis típico constará de al menos seis artículos de equipo: 1) un calentador de puesta en marcha; 2) un intercambiador de calor de alimentación/efluente;
45 3) un reactor; 4) una unidad de recuperación de calor de alto grado; 5) un refrigerador de agua; y 6) un separador gas-líquido.

El incremento de vapor directamente dentro del reactor elimina la necesidad de una unidad separada de recuperación de calor de alto grado. No obstante, también requiere un tambor de vapor junto con el reactor y de esta forma no reduce el número de artículos de equipo.

50 Con respecto al uso del intercambiador de calor de alimentación/efluente, la eficiencia energética más elevada se consigue con un intercambiador de calor de alta efectividad que sea capaz de maximizar la refrigeración de la corriente efluente. El incremento de la cantidad de calor de alto grado recuperado reduce la diferencia de temperatura en el intercambiador de la alimentación/efluente. Por tanto, es necesario un intercambiador de calor de alta eficiencia para la máxima recuperación de calor de alto grado. No obstante, intercambiadores de calor de carcasa y tubo como los usados en los grupos de reactores múltiples de la técnica anterior únicamente pueden conseguir una alta eficiencia mediante el acoplamiento de múltiples unidades intercambiadoras de calor, incrementando de nuevo el número de artículos de equipo necesarios. La utilidad de la recuperación de calor de alto grado depende, en parte, de la temperatura a la cual se recupera. En particular, para un proceso de metanol, la recuperación de calor de alto grado procedente de la sección de síntesis de metanol se utiliza para incrementar el

vapor para el reformador. Esto requiere que la corriente a partir de la cual se recupera el calor esté por encima de una temperatura mínima, normalmente 200-250 °C. No obstante, las temperaturas de condensación del metanol están en la región de 60-100 °C. Para un funcionamiento eficiente, por tanto, son necesarios intercambiadores de calor que puedan trabajar con una horquilla de temperaturas de gases calientes de aproximadamente 150 °C. El calor de reacción se recupera refrigerando la corriente reactiva a un equivalente, en general, de 50-100 °C de calor sensible. Si el gas de alimentación se introduce en el reactor de metanol a una temperatura por debajo de la temperatura de recuperación de calor de alto grado, esto representa una pérdida de eficiencia energética en el sistema e incrementa los requisitos de refrigeración de bajo grado. En consecuencia, la diferencia de temperatura en el intercambiador de alimentación-efluente se mantendrá por debajo de 50 °C y normalmente de 20-30 °C. Cuando se puedan conseguir altas conversiones en un solo paso en el reactor, tal como con una estequiometría equilibrada, una alta presión operativa, una retirada de calor eficiente o una baja conversión global, las limitaciones de temperatura pueden ser más relajadas. No obstante, con frecuencia esto añade una mayor complejidad al reactor y una menor eficiencia global.

La medida del rendimiento de un intercambiador de calor se puede describir en términos de intervalo de temperaturas y log de diferencia media de temperatura entre corrientes. El valor (intervalo dividido por $\log dmt$) se denomina recuento de NTU y como se puede observar anteriormente, para un proceso de metanol energéticamente eficiente sería deseable que los intercambiadores de alimentación/efluente trabajasen con un recuento de NTU por encima de 5, y más preferentemente por encima de 7.

El problema relativo al número de artículos de equipo tampoco se alivia cuando se sustituye un circuito de recirculación por un sistema de cascada. Sin recirculación no hay necesidad de un compresor de recirculación. No obstante, para cada contacto con el catalizador habrá hasta seis artículos de equipo adicionales, como se ha descrito anteriormente. Una opción para reducir el número de artículos de equipo es eliminar algunos de los intercambiadores de calor. Por ejemplo, en lugar de recuperar calor de alto grado a partir de los gases del reactor, los gases se pueden usar para calentar directamente los gases de alimentación entrantes. El intercambiador de alimentación/efluente a continuación se hace más pequeño como consecuencia de una mayor temperatura de impulsión, pero el calor de reacción se pierde en el agua de refrigeración y se produce un proceso menos eficiente.

Por tanto, para mejorar la rentabilidad y eficiencia de los sistemas de cascada de metanol de la técnica anterior, es necesario resolver los siguientes problemas: 1) minimizar el número de artículos de equipo; 2) incrementar la eficacia de los intercambiadores de alimentación/efluente; e 3) integrar múltiples funciones en artículos de equipo únicos.

Sumario de la invención

Un método mediante el cual se puede conseguir la mejora de la rentabilidad y la eficiencia del sistema de reactores en cascada, y que es una parte integral del aparato y método de la presente invención, es el uso de una mayor superficie, o intercambiadores de calor de tipo placa en el sistema de reactores en cascada. En particular, los intercambiadores de calor de placa-aleta (soldados o unidos por difusión) o de circuito impreso (ICCI) pueden conseguir una alta eficacia eliminando el requisito de unidades múltiples para una única tarea o un pre-calentador para reducir la eficacia necesaria. Los métodos de construcción de los intercambiadores de calor de tipo placa también permiten que intercambiadores de calor de corrientes múltiples se puedan combinar en una sola unidad. Por ejemplo, los gases de salida del reactor pueden pasar a través de un único intercambiador de calor de tipo placa en el que, en una primera sección, el gas se enfría con un refrigerante a alta temperatura tal como agua presurizada a 200-250 °C. En una segunda sección del intercambiador de calor, los gases del reactor se enfrían por contacto térmico con la corriente de entrada en el reactor. Por último, en una tercera sección, los gases del reactor se enfrían con agua refrigerante para condensar el agua.

Por tanto, la invención proporciona, en un aspecto, un aparato de síntesis de un producto (10') para la producción de un producto formado mediante una reacción limitada por el equilibrio, el aparato (10') que comprende:

- a) una vasija de un reactor (27) adaptada para soportar las temperaturas y presiones operativas de la reacción de formación del producto, la vasija del reactor (27) que incluye una serie de zonas de reacción (26) formadas dentro de la vasija del reactor (27) dividiendo las paredes que se extienden a través de la vasija del reactor (27) para definir las zonas de reacción (26), pared divisoria (28) configurada para soportar los diferenciales de temperatura y presión a lo largo de cada una de las zonas de reacción adyacentes (26);
- b) una vasija de separación (30) adaptada para soportar las temperaturas y presiones operativas de la reacción de formación del producto, una vasija de separación (30) que incluye una serie de zonas de separación (32) formadas dentro de la vasija de separación (30) por paredes divisorias (34) que se extienden a través de la vasija de separación (30) hasta definir las zonas de separación (36), cada pared divisoria configurada para soportar los diferenciales de temperatura y presión a través de zonas de separación adyacentes (32); y
- c) un bloque intercambiador de calor (40) que incluye una serie de unidades intercambiadoras de calor de alimentación/efluente (22), cada unidad (22) conectada funcionalmente a al menos una de las zonas de reacción (26) y a al menos dos de las zonas de separación (32).

En un aspecto adicional, la invención proporciona un método para la síntesis de un producto formado mediante una reacción limitada por el equilibrio, el método que comprende las etapas de:

- a) suministro del aparato (10') de la reivindicación 1;
- b) conducción de una corriente de alimentación (16) a través del aparato (10'); y
- 5 c) recuperación de una corriente de recogida del producto (24) procedente del aparato (10').

10 Cuando se usa una serie o cascada de reactores, como se ha descrito previamente, el diseño apropiado para la recuperación de calor puede diferir a medida que disminuye el tamaño del reactor. En los primeros reactores del grupo, el coste de recuperación de calor es más económico puesto que la energía recuperada por unidad es la más elevada. Con cada reactor sucesivamente más pequeño y el intercambiador de calor asociado, la cantidad de energía que está disponible por unidad disminuye puesto que la velocidad de producción de metanol en el grupo es más baja y el coste de recuperación de calor puede llegar a ser prohibitivo. Así, la presente invención puede utilizar como primer reactor un reactor que aumenta el vapor o un reactor tubular refrigerado por gas dentro del circuito de recirculación, como se ha descrito previamente. Los grupos de reactores posteriores utilizan cada uno un intercambiador de calor de alta eficiencia del tipo anteriormente mencionado que integra recuperación de calor de alto grado, intercambio de calor de alimentación/efluente y condensación de metanol utilizando agua refrigerante, mientras que el grupo de reactores final únicamente utiliza un intercambiador de calor de alta eficiencia para el intercambio de calor de alimentación/efluente y refrigeración con agua.

20 Para unidades de producción de metanol incluso más pequeñas, también es posible incorporar las funciones de intercambio de calor, es decir, los intercambiadores de calor de alta eficiencia, para cada grupo de reactores en una sola unidad fabricada. Esto es posible mediante el uso de intercambiadores de calor de tipo placa que se prestan a dicha construcción. Además, aparte de la integración de los intercambiadores de calor en una única unidad, también es posible la integración de los propios reactores y de los separadores de vapor/líquido en las mismas unidades o en unidades separadas. A esta escala de producción más pequeña, la presente invención puede tener todos los reactores contenidos dentro de un solo artículo de equipo, y todos los intercambiadores de calor en una sola unidad, así como todos los separadores de vapor/líquido. En consecuencia, el proceso en cascada del metanol se reduce eficazmente a solo tres artículos de equipo principales.

30 La integración de estas unidades permite usos diferentes de las unidades integradas. Por ejemplo, una unidad de grupos de reactores en cascada de 3 o 4 reactores se puede conectar a la corriente del gas de purga procedente de un circuito de síntesis de metanol para permitir la reacción adicional del contenido de la corriente del gas de purga a través de la unidad para formar metanol adicional. Esto incrementaría el porcentaje de conversión global del circuito sin incrementar la velocidad de recirculación, puesto que solo se dirige el gas de purga a través de la unidad de grupos de reactores en cascada. Además, la adición de la unidad de reactores en cascada incrementaría la cantidad de metanol que se puede preparar a partir de una corriente fija de metano o, como parte de un reequipamiento más amplio para un proceso de producción ya existente, potenciaría la capacidad de la sección de síntesis de metanol sin incrementar la velocidad del gas a través del compresor de recirculación.

40 Se proporciona un sistema de producción mejorado de un grupo de reactores múltiples o en cascada de tipo químico en el que el gas de reacción entrante que se introduce en el primer reactor es una cantidad de gas de reacción en exceso y/o un gas de purga procedente de un único reactor convencional, un grupo de reactores en cascada o un sistema reactor de circuito de recirculación, cada uno de los cuales se introduce a partir de un reformador de vapor o un reformador auto-térmico. El gas inicialmente pasa a través de un primer intercambiador de calor de alta eficiencia de tipo placa o de superficie extendida, con lo que el gas de síntesis entrante se pone en contacto térmico con parte o todos los productos de reacción gaseosos que salen del primer reactor con el fin de enfriar los productos de reacción gaseosos y precalentar el gas de síntesis entrante. Parte o todos los gases que salen del primer reactor se pueden poner en contacto térmico con una corriente adicional para la recuperación de calor de alto grado antes de entrar en la sección de intercambio de calor de alimentación-efluente. La refrigeración de los productos de reacción provoca que el producto deseado se condense en forma líquida dentro del intercambiador de calor. A continuación se lleva a cabo una refrigeración adicional de la corriente que lleva el producto por contacto térmico con una corriente de utilidad refrigerante adicional que también se introduce en el intercambiador de calor anteriormente mencionado, dicha disposición que se conoce como intercambiador de calor multi-corriente. Los productos de reacción refrigerados, que incluyen el producto líquido condensado, se pueden retirar directamente del intercambiador de calor o a continuación se pueden hacer circular hacia el primer separador en donde el producto líquido condensado se retira en el separador mientras que el gas de reacción en exceso se dirige a un segundo reactor para la producción adicional del compuesto químico deseado. Antes de alcanzar el segundo reactor, el gas de reacción en exceso pasa a través de un segundo intercambiador de calor de alta eficiencia para ser calentado por los productos de reacción gaseosos que salen del segundo reactor, y en consecuencia condensa el producto contenido en los gases producto que salen del segundo reactor. Los intercambiadores de calor de alta eficiencia de tipo placa o de superficie extendida condensan el producto deseado, por ejemplo metanol, producido en cada una de las zonas de reacción de una forma muy económica, puesto que cada intercambiador de calor de alta eficiencia tiene una temperatura de aproximación cercana con un diseño de contracorriente para minimizar la cantidad de agua refrigerante necesaria y maximizar la cantidad de recuperación de vapor. Se consigue una condensación adicional

mediante la introducción de una corriente refrigerante adicional en el intercambiador de calor de alta eficiencia para así realizar el contacto térmico con la corriente que lleva el producto e incrementar la cantidad de producto condensado a partir de la corriente que lleva el producto. Además, a diferencia de otras referencias que indican que la retirada de metanol entre fases mediante condensación no es práctica o económica, tal como K. R. Westerterp, New Methanol Processes, "Energy Efficiency in Process Technology" Ed. P. A. Pilarvachi, Elsevier Applied Science, 1993, pp. 1142-1153, 1147, el uso de intercambiadores de calor de alta eficiencia de tipo placa o de superficie extendida para proporcionar la condensación de metanol entre fases funciona de manera tanto práctica como económicamente viable dentro del aparato y el método de esta invención.

De acuerdo con la presente invención, los diversos grupos de reactores del sistema de cascada se forman como zonas de reacción integradas dentro de una única vasija del reactor, de manera que solo la vasija del reactor y los ajustes de entrada y salida adecuados sobre la vasija deben estar contruidos para soportar las temperaturas y presiones necesarias para la reacción de producción de metanol. Los productos de reacción procedentes de cada zona de reacción se hacen pasar a través de los intercambiadores de calor de alta eficiencia que también están formados en una configuración de tipo bloque situada y conectada entre cada zona de reacción en la vasija del reactor, y una zona separadora localizada en una vasija separadora aparte construida de forma similar a la vasija del reactor. La construcción de las diversas zonas de reacción dentro de la vasija del reactor y las diversas zonas separadoras dentro de la vasija de separación reduce enormemente el coste de los materiales necesarios para construir las diversas vasijas, puesto que los diferenciales de presión entre las respectivas zonas en cada una de la vasija del reactor y la vasija de separación son mínimas. Esto elimina la necesidad de construir paredes individuales entre las diversas zonas en materiales capaces de soportar los elevados diferenciales de presión entre la presión de reacción y la presión atmosférica que, de lo contrario, se producirían.

Además se proporciona un sistema de producción mejorado de metanol de tipo grupo de reactores múltiples o en cascada en el que inicialmente se produce metanol mediante el uso de cualquier sistema de producción de metanol adecuado, tal como un circuito de síntesis de metanol convencional con un compresor de recirculación. La corriente del gas de purga a partir del sistema de producción de metanol posteriormente se dirige a través de un sistema de cascada de tres o más grupos de reactores formados de acuerdo con la presente invención que posteriormente hacen reaccionar los componentes sin reaccionar de la corriente del gas de purga para formar metanol adicional. Los reactores están contruidos como parte de una única vasija con una pared de separación diseñada para contener la diferencia de presiones entre los reactores y proporcionar acceso entre los reactores para ayudar a rellenar los lechos individuales con catalizador. En cada grupo de reactores se usa un único intercambiador de calor multi-corriente para recuperar calor de alto grado, para realizar el intercambio de calor de alimentación/efluente, y para conseguir la condensación de metanol refrigerando adicionalmente con un medio refrigerante tal como agua. Además, los intercambiadores de calor multi-corriente compactos están dispuestos a lo largo del grupo de reactores de una manera tal que minimizan la cantidad de conexiones entre el grupo de reactores en cascada y el circuito de síntesis.

De acuerdo con otro aspecto más de la presente invención, se puede utilizar el grupo de reactores múltiples que utiliza los intercambiadores de calor de alta eficiencia de tipo placa o de superficie extendida como sistema independiente estacionario o móvil y/o como añadido a un grupo de reactores de circuito de recirculación existentes o un grupo de reactores en cascada existentes para incrementar adicionalmente el porcentaje de conversión de metanol respecto a estos reactores ya existentes, o mantener la conversión global del proceso modificado al tiempo que se relaja la eficacia del proceso de recirculación, por ejemplo, mediante una velocidad de recirculación reducida.

Numerosos aspectos, características, y ventajas adicionales de la presente invención serán evidentes a partir de la siguiente descripción detallada junto con las Figuras representadas.

Breve descripción de los dibujos

Los dibujos ilustran el mejor modo de puesta en práctica de la presente invención contemplado actualmente.

En los dibujos:

la Figura 1 es una vista esquemática de un sistema reactor de circuito de recirculación de la técnica anterior;

la Figura 2 es una vista esquemática de un grupo de reactores múltiples o un sistema de cascada de la técnica anterior;

la Figura 3 es una vista esquemática de un grupo de reactores múltiples de la Figura 2 que incluye una serie de intercambiadores de calor entre fases de alimentación/efluente (no parte de la invención de esta solicitud);

la Figura 4 es una vista esquemática de una segunda realización del grupo de reactores de la Figura 3, en la que los reactores separados, los intercambiadores de calor y los separadores están formados como zonas dispuestas dentro

de una única vasija;

las Figuras 5A-5C son vistas isométricas de construcciones de cabezales para los intercambiadores de calor de alimentación/efluente del reactor de la Figura 4;

5 la Figura 6 es una vista esquemática de un sistema de descarga de aliviadero para los separadores del reactor de la Figura 4; y

la Figura 7 es una vista esquemática del grupo de reactores de la Figura 3 unido a la corriente del gas de purga de un sistema reactor de producción de metanol (no parte de la invención de esta solicitud).

Descripción detallada de las realizaciones preferidas

10 Ahora con referencia a las Figuras representadas en las que números de referencia similares designan partes análogas a lo largo de la divulgación, en 100 en la Figura 1 se indica en general un sistema de producción de metanol que se puede utilizar con o sustituido por la presente invención. El sistema 100 mostrado es un circuito de síntesis de metanol convencional, que recibe una corriente 160 de gas de síntesis a partir de un reformador 120, convierte una porción del gas de síntesis en metanol en un reactor 140, y descarga una corriente combinada 180 de gas de síntesis sin reaccionar y metanol a un condensador o separador 200. La corriente combinada 180 se separa en el separador 200 en una corriente de metanol 220 que se recoge, y una corriente de recirculación 240 que se dirige desde el separador 200 a un compresor de recirculación 260. El compresor 260 comprime el gas en la corriente de recirculación 240 y dirige la corriente de gas recomprimida 280 de vuelta al reactor 140. No obstante, una porción de la corriente de recirculación 240 que entra en el compresor 280 se desvía en forma de corriente de gas de purga 300 antes de la recompresión.

20 Además, otro sistema de producción de metanol de la técnica anterior que se puede usar con la presente invención es el grupo de reactores múltiples o sistema en cascada 320 mostrado en la Figura 2. Similar al sistema de recirculación 100, el sistema en cascada 320 también incluye el reformador 120 que forma y dirige una corriente 160 de gas de síntesis hacia un primer reactor 140 que convierte una porción de la corriente 160 en metanol, formando una corriente combinada 180 que sale del reactor 140. Esta corriente combinada 180 posteriormente entra en un primer separador 200 donde se separa en una corriente de metanol 220 y una primera corriente 340 de gas de síntesis en exceso. Esta corriente 340 de gas de síntesis en exceso a continuación se dirige a un segundo reactor 360 para la posterior reacción de la corriente en metanol. La segunda corriente combinada 380 resultante a continuación se pasa a un segundo separador 400, en donde se forma una segunda corriente de metanol 220' y se combina con la corriente 220, y una segunda corriente 340' de gas de síntesis en exceso se pasa a un tercer reactor 360'. El tercer reactor 360' forma, a partir de la segunda corriente 340' en exceso, una tercera corriente combinada 380' que pasa a un tercer separador 400' y que sale en forma de tercera corriente de metanol 220" y una tercera corriente 340" de gas de síntesis en exceso. La tercera corriente de metanol 220" se combina con las corrientes 220 y 220', y la tercera corriente en exceso 340" se pasa a un cuarto reactor 360". El reactor 360" transforma la corriente en exceso 340" en una cuarta corriente combinada 380", que entra en un cuarto separador 400". El cuarto separador 400" separa la corriente combinada 380" en una cuarta corriente de metanol 220" y una corriente de gas de purga 420.

40 En general en 10 en la Figura 3 (no parte de la invención de esta solicitud) se indica un sistema de producción de metanol de grupo de reactores múltiples. El sistema 10 recibe una corriente 16 de gas de síntesis a partir de un reformador (no mostrado), convierte el gas de síntesis a metanol en fases, y en última instancia descarga una corriente 21 de gas de purga y una corriente de metanol combinada 25. De forma significativa, carece de compresor de recirculación y así funciona eficazmente, permitiendo su uso económico en aplicaciones a escala relativamente pequeña que producen menos de 2500 toneladas de metanol al día, y más en particular del orden de menos de 1500 o menos de 1000 toneladas de metanol al día. No obstante, se podría ampliar también para operaciones a mayor escala o se podría reducir de tamaño sin perjuicio significativo.

45 El gas de síntesis normalmente contiene aproximadamente el 66 % molar de hidrógeno, el 20 % molar de monóxido de carbono, el 9 % molar de dióxido de carbono, y el 2 % molar de metano. También contendría todo el nitrógeno que estuviese presente en el metano introducido originalmente en el reformador donde se había preparado el gas de síntesis. La composición real dependerá de la presión y la temperatura usadas en el reformado, del método de reformado (reformado por vapor, auto-térmico, etc.) y de si se había añadido, o había presente, algo de dióxido de carbono en la corriente de metano introducida en el reformador.

55 El sistema 10 incluye una serie de grupos de reactores 11, 13, 15, 17 localizados en serie de manera que cada grupo de reactores aguas abajo recibe el efluente procedente del grupo de reactores inmediatamente aguas arriba en forma de corriente de alimentación, transporta la corriente de alimentación, y descarga una corriente de metanol condensada 24 y una corriente efluente 20. Las corrientes de metanol 24 se combinan para formar la corriente combinada 25. La corriente efluente que procede del grupo de reactores que se encuentran más aguas abajo forma

la corriente de gas de purga 21.

Aún en referencia a la Figura 3, cada uno de los grupos de reactores 11, 13, 15, 17 incluye un reactor 12, un separador 18, y un intercambiador de calor de alimentación/efluente 22. Cada uno de los reactores 12 recibe una corriente de alimentación 16 o 20 y descarga una corriente producto 14. La corriente producto 14 procedente de cada uno de los reactores 12 se dirige a través del correspondiente intercambiador de calor 22, en donde se enfría por intercambio de calor a partir de la corriente de alimentación 16 o 20 para que el reactor de ese grupo condense el metanol de la corriente producto. La corriente 14 se enfría adicionalmente mediante la introducción de la utilidad refrigerante dentro de la estructura del intercambiador de alimentación-efluente 22 de manera que se consigue contacto térmico. La corriente producto 14 de cada grupo de reactores 11, 13, 15, 17 a continuación se dirige al separador 18 correspondiente de cualquier tipo adecuado que, a su vez, proporciona una corriente de retorno 20 al reactor 12 del siguiente grupo de reactores aguas abajo. Como se ha mencionado anteriormente, la corriente de retorno 20 procedente del separador 18 del grupo de reactores finales 15 se descarga en forma de corriente de gas de purga 21.

Los reactores 12 se pueden seleccionar para que sean de cualquier tipo de reactor adecuado para su uso en una reacción de producción de metanol como es conocido en la técnica. Preferentemente, cada reactor consta de múltiples lechos adiabáticos con refrigeración del fluido del proceso después de cada lecho, de manera que se produce vapor para su uso como utilidad. Son suficientes solo dos lechos adiabáticos por reactor para permitir la correcta operación del proceso. Es posible concebir reactores alternativos adecuados para su comparación con reactores de metanol comerciales tales como tubos con camisa de vapor (o reactor de Lurgi), un reactor de tubo refrigerado disponible en Davy-Synetix, un reactor de lecho adiabático con más de dos lechos, o quizás reactores de lecho adiabático con múltiples geometrías esféricas o radiales, entre otros. Cada reactor 12 contiene un catalizador de síntesis de metanol tal como uno que comprenda una mezcla reducida de óxido de cinc/óxido de cobre. Normalmente la conversión tiene lugar a 40-100 bar y a temperaturas que superan los 200 °C, normalmente a 220-280 °C, pero que no superan los 310 °C. Normalmente, la corriente producto 14 contendrá aproximadamente el 5 % molar de metanol. Se pueden conseguir tasas de conversión más elevadas a temperaturas inferiores, pero a costa de mayores volúmenes de catalizador.

Los intercambiadores de calor 22 preferentemente se seleccionan para que sean intercambiadores de calor de tipo placa, tal como un intercambiador de calor de circuito impreso unido por difusión fabricado por Heatric de Dorset, RU, o intercambiadores de calor de superficie extendida, tal como un intercambiador de calor de placa y aleta unido por difusión disponible en Heatric, o un intercambiador de calor de placa y aleta soldado disponible en Chart Industries de Bracknell, RU, un intercambiador de calor bobinado en espiral, u otros intercambiadores de calor de placas apiladas adecuados, en contraposición a los intercambiadores de calor de carcasa y tubo de la técnica anterior. Estos tipos de intercambiadores de calor son preferidos debido a que los intercambiadores de calor 22 de tipo placa o de superficie extendida pueden proporcionar una temperatura de aproximación cercana a las corrientes del fluido que pasan a través de los intercambiadores 22, de manera que las corrientes producto salen de los intercambiadores 22 con una diferencia de cinco (5) grados C entre sí. Esto minimiza eficazmente la cantidad de agua refrigerante necesaria y maximiza la recuperación de vapor a partir de los intercambiadores de calor 22, de manera que estos tipos de intercambiadores de calor tienen una eficacia superior a 7 NTU.

Los intercambiadores de calor 22 también pueden funcionar en multi-corriente y/o contracorriente de manera que pueden tener lugar múltiples operaciones de transferencia de calor dentro de un único intercambiador de calor 22. Específicamente, los intercambiadores de calor 22 refrigeran eficazmente el componente metanol dentro de cada una de las corrientes producto 14 para condensar el metanol en las corrientes producto 14 y permitir la retirada del metanol dentro de los separadores 18 de una manera muy económica. Se introduce una corriente de utilidad fría adicional en el intercambiador de calor para maximizar la condensación de metanol. Además, el calor retenido por las corrientes producto 14 se utiliza eficazmente para elevar la temperatura de la corriente de alimentación 16 y las corrientes de retorno 20 antes de que estas corrientes 16 y 20 entren en los reactores 12. El metanol normalmente comienza a condensarse a 110 °C, dependiendo de la concentración y de la presión de la reacción. Para una retirada eficiente de metanol (> 75 %) cuando la concentración de salida es normal (5 %), los intercambiadores de calor 22 preferentemente se configuran para refrigerar las corrientes producto 16 por debajo de 60 °C mediante la incorporación de una corriente de utilidad refrigerante en un reactor de intercambio de alimentación/efluente. Lo más preferentemente, la corriente de retorno del reactor 20 puede pasar a través de un intercambiador de calor de una sola placa 22 en el que, en una primera sección, el gas se refrigera con un refrigerante a alta temperatura tal como agua presurizada a 200-250 °C. En una segunda sección del intercambiador de calor 22, a continuación los gases del reactor se enfrían mediante contacto térmico con la corriente de entrada en el reactor 16. Por último, en una tercera sección, los gases reactor se refrigeran con agua refrigerante para condensar el agua.

Aunque el sistema 10 mostrado en la Figura 3 ilustra cuatro grupos de reactores 11, 13, 15, 17, el número de grupos de reactores y los componentes constituyentes de cada grupo de reactores se puede modificar a voluntad. Por ejemplo, la operación óptima de la realización ilustrada con cuatro reactores 12 requiere un control riguroso de la composición del gas de síntesis en la corriente de alimentación 16 con el fin de mantener la relación estequiométrica

5 [(H₂-CO₂)/(CO + CO₂)] entre 2:1 y 3:1, y preferentemente entre 2,1-2,2/1 a fin de conseguir una conversión del 95 por ciento del gas de síntesis al metanol, necesaria para un proceso económicamente viable. No obstante, al añadir grupos de reactores adicionales, hasta diez (10), un sistema podría producir conversiones globales de gas de síntesis aceptables (es decir, por encima del 95 % de CO_(s), o por encima del 90 % para el H₂) con un intervalo de composiciones de gas de alimentación más amplias que tienen relaciones de entre 3:1 y 2:1, y/o para gases de alimentación con composiciones variables, tales como las que están presentes en campos de gases estimulados con CO₂.

10 En referencia ahora a la Figura 4, en una realización más específica de la invención, el sistema 10' incluye una vasija del reactor 27 que define una serie de zonas de reacción 26 en ella, cada una de las cuales contiene el reactor 12 para un grupo de reactores correspondientes 11', 13', 15', etc. El sistema 10' también incluye una vasija separadora 30 que define una serie de zonas de separación 32 en ella para cada uno de los grupos de reactores 11', 13', 15', etc. Las vasijas 27 y 30 están construidas de forma que permitan que las vasijas 27 y 30 soporten la temperatura (de 200 °C a 310 °C) y presión (40-100 bar) elevadas necesarias para la reacción de producción de metanol. Para separar las diversas zonas de reacción 26, hay dispuestas paredes divisorias 28 entre zonas 26 adyacentes. Debido a que todas las zonas de reacción 26 están dispuestas dentro de la vasija 27, el único diferencial de presión entre las zonas 26 es la caída de presión entre las corrientes del proceso que fluyen entrando y saliendo de las sucesivas zonas de reacción 26, que normalmente es en torno a 0,2-2,0 bar. Así, las paredes divisorias 28 están construidas de materiales que únicamente tienen que soportar un diferencial de presión en torno a 0,2-2,0 bar, que es mucho menos costoso que los materiales que forman la vasija 22, y las paredes 28 pueden ser de una construcción soldada simple. La facilidad de construcción puede dar como resultado un diseño que usa más de una vasija del reactor para acomodar la zona del reactor múltiple y más de una vasija de separación para acomodar los separadores de metanol. Además, se puede proporcionar acceso a cada una de las zonas 26 a través de las paredes 28 en un punto de acceso interno (no mostrado) capaz de soportar 2 bar de presión, en lugar de un punto de acceso externo (no mostrado) que requiere un diseño de presión de cuarenta (40) a cien (100) bar. Además, con la inclusión de los reactores 12, los intercambiadores de calor 22 y los separadores 18 en las diversas vasijas 27 y 30, y el bloque intercambiador de calor 40, que se describirá a continuación, el sistema 10 se puede hacer funcionar a la misma presión que el reformador (no mostrado) que suministra el gas de síntesis al sistema 10, eliminando así la necesidad de compresión del gas de síntesis antes de que se introduzca en el sistema 10.

30 De forma similar, la realización específica del sistema 10' también incluye una vasija de separación 30 que define una serie de zonas de separación 32 o recipientes de eliminación, cada uno de los cuales que contiene el intercambiador de calor 22 y el separador 18 para el correspondiente grupo de reactores 11', 13', 15'. Las zonas de separación 32 están separadas entre sí por paredes divisorias 34. De nuevo, debido a que la caída de presión entre zonas de separación 32 adyacentes es muy baja, por ejemplo, inferior a dos (2) bar, las paredes divisorias 34 pueden estar construidas de materiales similares a las paredes 28 y mucho menos costosos que los materiales utilizados para la construcción de la vasija de separación 30. Además, como se muestra en la Figura 6, debido a la pequeña caída de presión entre las zonas 32, se puede utilizar un sistema de aliviadero 36 que conecta cada una de las zonas 32 y permite que la corriente de metanol condensada 24 fluya descendentemente desde una zona de separación 32 a lo largo de un drenaje de líquidos 38 a una zona de separación 32 adyacente bajo la influencia de las diferencias de presión entre las zonas de separación 32. El drenaje de líquidos 38 y el sistema de aliviadero 36 permiten de esta forma que la corriente de metanol 24 fluya entre las respectivas zonas de separación 32 o recipientes de eliminación para formar la corriente combinada 25 sin necesidad de un control activo del nivel de metanol dentro de las zonas de separación 32 y aun así manteniendo estanqueidad para gases. En su construcción más sencilla, las zonas 32 pueden estar formadas con una entrada de fase mixta (la corriente del producto 14), una salida de gases superior (la corriente de retorno 20), y una salida de fluidos inferior (la corriente de metanol 24) cuando el líquido se puede decantar directamente del gas en la fase mixta por gravedad.

50 Observando las Figuras 4 y 5, los intercambiadores de calor 22 también se pueden incorporar en un único bloque 40 en el que cada uno de los intercambiadores 22 están colocados para alinear los puntos de entrada y salida (no mostrados) para el fluido refrigerante que fluye a través de los intercambiadores 22 de manera que se puedan conectar a un cabezal 42 que, a su vez, está conectado funcionalmente a las conducciones 44 para distribuir un fluido refrigerante hacia la entrada 45 para cada uno de los respectivos intercambiadores de calor 22. Puesto que los intercambiadores de calor 22 están formados de intercambiadores de calor de superficie extendida o de tipo placa, tales como intercambiadores de calor de circuito impreso, se puede utilizar un solo cabezal 42 para un único fluido suministrado a cada uno de los intercambiadores de calor 22 con el fin de proporcionar el agua refrigerante y/o el vapor calentado a los intercambiadores 22. También se puede disponer un tipo de cabezal similar (no mostrado) pero con paredes divisorias (no mostradas) sobre cada intercambiador 22 en el bloque 40 que está configurado para funcionar como zona de reacción que sustituye a las zonas 26 en la vasija 27 sustituyendo un catalizador de reacción en el cabezal, que recibe la corriente de alimentación 14 o una de las corrientes de retorno 20 procedentes de las zonas de separación 32. El cabezal permite que la reacción de conversión del metanol tenga lugar dentro del cabezal y posteriormente redirige la corriente de producto 16 con el metanol y el gas de síntesis en exceso de vuelta al intercambiador de calor 22 al cual está conectado el cabezal.

60 En las realizaciones particulares de las Figuras 4-6, cuando el sistema de producción de metanol 10' incluya una

vasija de reacción 27 con múltiples zonas de reacción 26, un bloque 40 con intercambiadores de calor 22 y una vasija de separación 30 con zonas de separación 32, el sistema 10' se puede configurar para que esté construido en forma de unidad móvil, o de unidad fija que tiene la capacidad de sintetizar entre 1 y 500 toneladas métricas al día de metanol. También, además del uso del sistema 10' como unidad independiente, el sistema 10' puede estar conectado a la corriente del gas de purga de un reactor de circuito de recirculación o cualquier otro sistema de producción de metanol para incrementar la conversión del reactor del circuito de recirculación o el grupo de reactores múltiples mediante el uso del gas de purga como corriente de alimentación 16 para el grupo de reactores 10'. Este uso es ventajoso en particular cuando el sistema del grupo de reactores 10' se forma con la vasija del reactor 27, el bloque intercambiador de calor 40, y la vasija de separación 30.

Observando ahora la Figura 7 (no parte de la invención), el sistema 10 se utiliza como sistema de recuperación de metanol 52 que está conectado funcionalmente a la corriente del gas de purga 50 de un compresor de recirculación 260 de un sistema de circuito de recirculación 100, de forma similar a lo que se ha descrito previamente para el sistema 10'. El sistema 52 incluye una serie de reactores 54, 54', 54" conectados funcionalmente entre sí, y que preferentemente están formados como reactores adiabáticos simples. La corriente del gas de purga 50 que sale del compresor de recirculación 260 inicialmente pasa a través de un primer intercambiador de calor 56 para precalentar la corriente del gas de purga 50 antes de entrar en el primer reactor 54. La corriente del gas de purga 50 se calienta mediante una primera corriente producto del reactor 58 que sale del primer reactor 54 y pasa a través del primer intercambiador de calor 56 para entrar en contacto térmico e incrementar la temperatura de la corriente del gas de purga 50. De forma simultánea, la corriente del gas de purga 50 reduce la temperatura de la primera corriente de producto 58 constituido por metanol y gas de purga aún sin reaccionar. Esta primera corriente producto 58 ahora refrigerada a continuación pasa desde el primer intercambiador de calor 56 a un primer separador 60 con lo que la corriente producto 58 se refrigera adicionalmente para producir una primera corriente de metanol 62 y una primera corriente de gas de purga sin reaccionar 64. La primera corriente de metanol 62 se recoge del primer separador 60 para formar una corriente producto de metanol 90, mientras que la primera corriente de gas de purga sin reaccionar 64 se dirige a un segundo intercambiador de calor 56' con el fin de que se refrigere y sea calentada por una segunda corriente producto 58' que procede del segundo reactor 54' del sistema de recuperación de metanol 52 de la misma manera que se ha descrito con respecto al primer intercambiador de calor 56. Además, la segunda corriente producto 58' que sale del segundo reactor 54' es procesada por el segundo intercambiador de calor 56' y un segundo separador 60' de forma similar a la corriente producto 58 que sale del primer reactor 54 con el fin de generar una segunda corriente de metanol 62' que se recoge del segundo separador 60' y se añade a la corriente producto de metanol 90, y una segunda corriente de gas de purga sin reaccionar 64'.

La segunda corriente de gas de purga sin reaccionar 64' se dirige desde el segundo separador 60' a un tercer reactor 54" a través de un tercer intercambiador de calor 56" de la misma manera que se ha descrito previamente con respecto al paso de la corriente de gas de purga 50 y la primera corriente de gas de purga sin reaccionar 54 a través de los intercambiadores de calor 56 y 56'. El tercer reactor 54" usa la segunda corriente de gas de purga sin reaccionar 64" para generar una tercera corriente producto 58" que se dirige a través del intercambiador de calor 56" hacia un tercer separador 60" que genera una tercera corriente de metanol 62" que se puede recoger que se añade a la corriente de producción de metanol 90, y una tercera corriente de gas de purga 54" que se descarga del sistema 52.

El número de reactores 54, 54', y 54" se puede modificar según sea necesario entre uno y cualquier número necesario para la conversión de metanol deseada, y se puede seleccionar para que sea cualquier tipo de reactor adecuado para su uso en una reacción de producción de metanol como es conocido en la técnica. Preferentemente, cada reactor consiste en un reactor adiabático simple, y lo más preferentemente en múltiples lechos adiabáticos, con refrigeración del fluido del proceso después de cada lecho de manera que se produzca vapor para su uso como utilidad. Son suficientes solo dos lechos adiabáticos por reactor para permitir el correcto funcionamiento del proceso. Se podrían seleccionar reactores alternativos adecuados para que sean similares a los descritos previamente como alternativas a los reactores 12 utilizados en el sistema 10.

Los intercambiadores de calor 56, 56' y 56" están contruidos de forma similar a los intercambiadores de calor 22 descritos previamente, y preferentemente se seleccionan para que sean intercambiadores de calor de tipo placa, tales como un intercambiador de calor de circuito impreso unido por difusión, o intercambiadores de calor de superficie extendida, tales como un intercambiador de calor de placa y aleta unido por difusión o un intercambiador de calor de placa y aleta soldado, en contraposición a los intercambiadores de calor de carcasa y tubo de la técnica anterior. Estos tipos de intercambiadores de calor se prefieren por las mismas razones descritas con respecto a los intercambiadores de calor 22 utilizados en el sistema 10, en concreto, debido a su capacidad para proporcionar una temperatura de aproximación cercana a las corrientes de fluido que pasan a través de los intercambiadores 56, 56' y 56", y la capacidad de los intercambiadores para funcionar en multi-corriente y/o contracorriente. Esto minimiza eficazmente la cantidad de agua refrigerante necesaria y maximiza la recuperación de vapor procedente de los intercambiadores de calor 56, 56' y 56". En consecuencia, los intercambiadores de calor 56, 56' y 56" también refrigeran eficazmente el componente metanol dentro de cada una de las corrientes producto 58, 58' y 58" para condensar el metanol en las corrientes producto 58, 58' y 58" y permitir la retirada del metanol dentro de los separadores 60, 60' y 60" de una forma muy económica.

Además, las corrientes producto del reactor 58, 58' y 58" se pueden refrigerar mediante una corriente de utilidad (no mostrada) antes de entrar en los intercambiadores de calor 56, 56' y 56". De forma importante, carece de compresor de recirculación y aun así trabaja eficazmente, permitiendo su uso económico en aplicaciones a una escala relativamente pequeña que produce del orden de 1000 a 1500 toneladas de metanol al día. No obstante, también se
5 podría ampliar para una operación a mayor escala o se podría reducir su tamaño sin perjuicio significativo.

Adicionalmente, el sistema de recuperación de metanol 52 puede incluir elementos de combinación (no mostrados) que funcionan como cada uno de los intercambiadores de calor 56, 56' y 56" y los separadores 60, 60' y 60" para
minimizar el número de componentes utilizados en el sistema de recuperación de metanol 52.

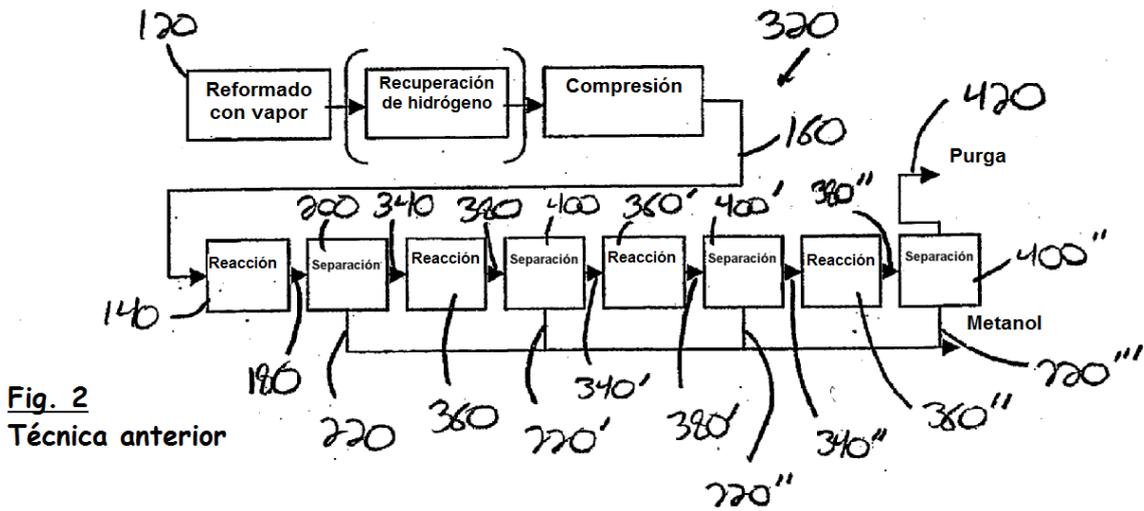
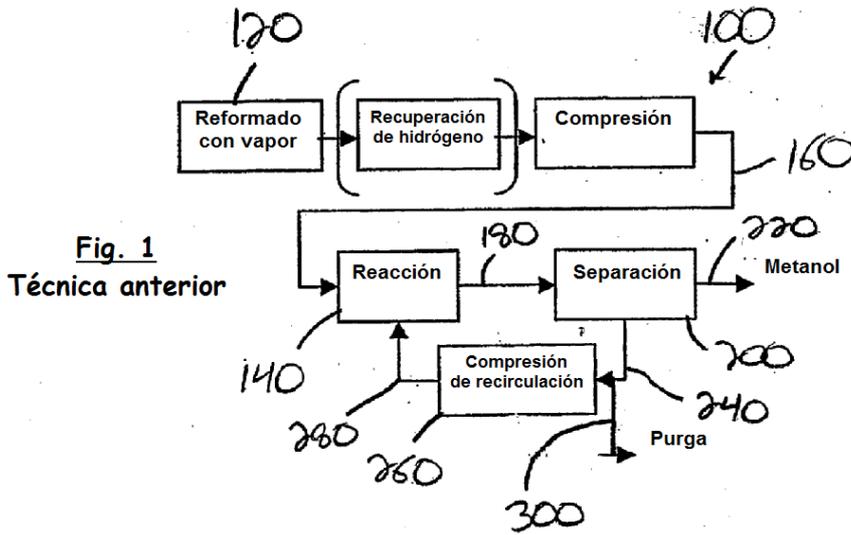
Además, el sistema de recuperación de metanol 52 se puede utilizar como sistema independiente estacionario o
10 móvil y/o como añadido a un sistema reactor de circuito de recirculación 100 existente o a un sistema reactor de cascada 320 existente para incrementar adicionalmente el porcentaje de conversión de metanol de estos reactores ya existentes, o mantener la conversión global del proceso modificado al tiempo que se relaja la eficacia del proceso de recirculación, por ejemplo, mediante una velocidad de recirculación reducida. También, el sistema 52 se puede
15 usar con sistemas 10 que producen otros compuestos formados mediante reacciones limitadas por el equilibrio, tales como alcoholes superiores o dimetiléter, entre otros.

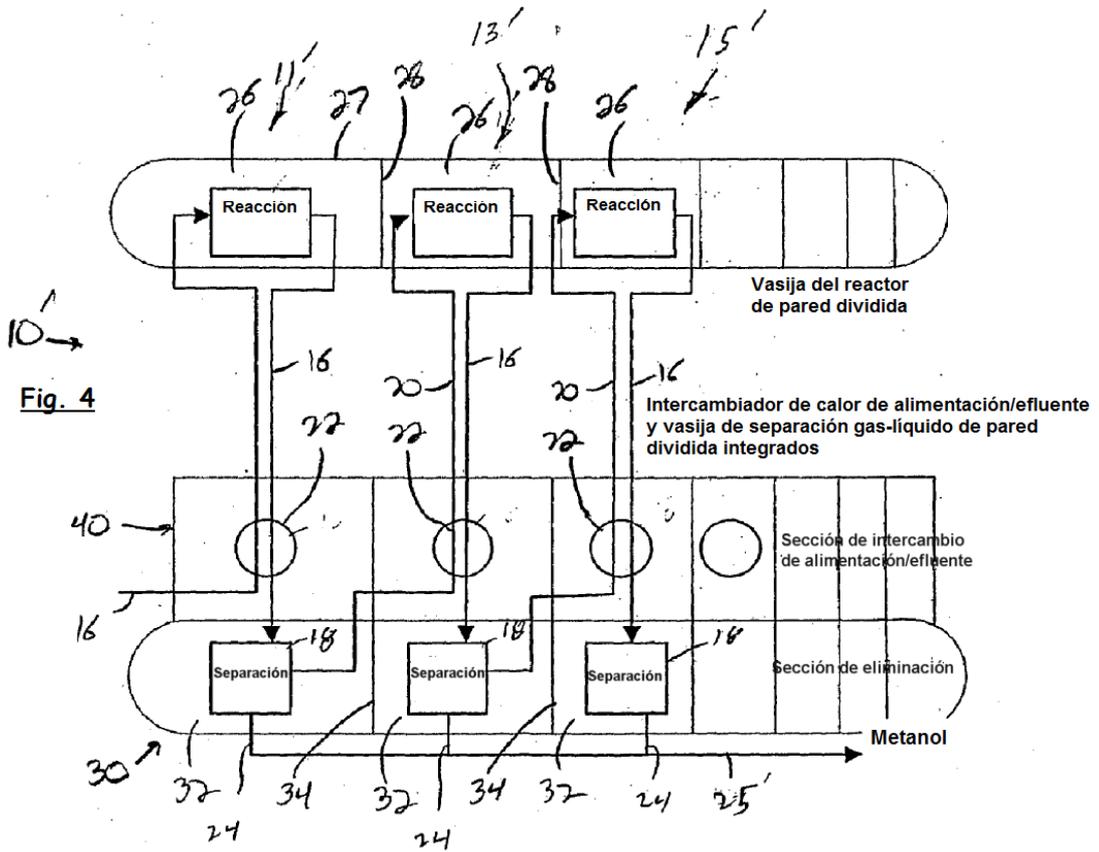
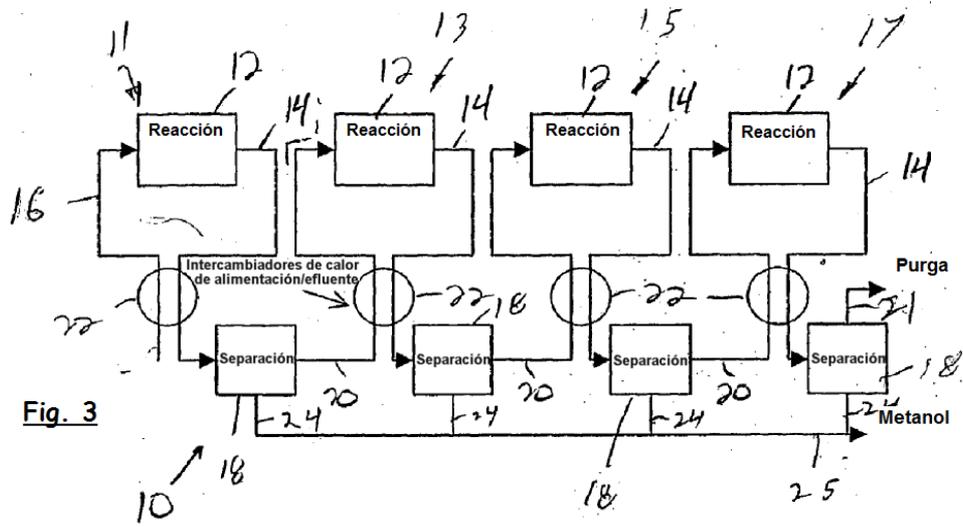
Diversas alternativas están contempladas dentro del alcance de las siguientes reivindicaciones, que apuntan en particular y reivindican de forma distintiva la materia objeto relativa a la invención.

REIVINDICACIONES

1. Un aparato de síntesis de un producto (10') para la producción de un producto formado mediante una reacción limitada por el equilibrio, comprendiendo el aparato (10'):
- 5 a) una vasija de un reactor (27) adaptada para soportar las temperaturas y presiones operativas de la reacción de formación del producto, incluyendo la vasija del reactor (27) una serie de zonas de reacción (26) formadas dentro de la vasija del reactor (27) por paredes divisorias (28) que se extienden a través de la vasija del reactor (27) hasta definir las zonas de reacción (26), estando configurada la pared divisoria (28) para soportar los diferenciales de temperatura y presión a través de cada una de las zonas de reacción (26) adyacentes;
- 10 b) una vasija de separación (30) adaptada para soportar las temperaturas y presiones operativas de la reacción de formación del producto, incluyendo la vasija de separación (30) una serie de zonas de separación (32) formadas dentro de la vasija de separación (30) por paredes divisorias (34) que se extienden a través de la vasija de separación (30) para definir las zonas de separación (36), estando configurada cada pared divisoria para soportar los diferenciales de temperatura y presión a través de zonas de separación adyacentes (32); y
- 15 c) un bloque intercambiador de calor (40) que incluye una serie de unidades intercambiadoras de calor de alimentación/efluente (22), estando conectada cada unidad (22) funcionalmente a al menos una de las zonas de reacción (26) o a al menos dos de las zonas de separación (32).
2. El aparato (10') de la reivindicación 1, en el que la vasija del reactor (27) se forma como un cabezal (42) para el bloque intercambiador de calor (40).
3. El aparato (10') de la reivindicación 1, en el que cada zona de reacción (26) incluye un puerto de entrada (16) y un puerto de salida (14) que se extienden a través de la vasija de reacción (27) y cada uno conectado funcionalmente a una unidad intercambiadora de calor asociada (22) en el bloque intercambiador de calor (40).
- 20 4. El aparato (10') de la reivindicación 1, en el que cada zona de separación (32) incluye una abertura de entrada (14) que se extiende a través de la vasija de separación (30) y que está conectada funcionalmente a una unidad intercambiadora de calor (22) aguas arriba, una primera abertura de salida (20) que se extiende a través de la vasija de separación (30) y que está conectada funcionalmente a una unidad intercambiadora de calor (22) aguas abajo, y una segunda abertura de salida (24) que se extiende a través de la vasija de separación (30) y que está conectada funcionalmente a una corriente de recogida del producto (25).
5. El aparato (10') de la reivindicación 1, en el que el bloque intercambiador de calor (40) está conectado integralmente a la vasija de separación (30).
- 30 6. El aparato (10') de la reivindicación 1, en el que las unidades intercambiadoras de calor (22) se seleccionan del grupo constituido por intercambiadores de calor de aleta soldada, intercambiadores de calor de circuito impreso, intercambiadores de calor de aleta y placa unidos por difusión, e intercambiadores de calor bobinados en espiral.
7. El aparato (10') de la reivindicación 1, en el que las unidades intercambiadoras de calor de alimentación/efluente (22) tienen cada una eficiencia de al menos 5 NTU.
- 35 8. El aparato (10') de la reivindicación 1, en el que las unidades intercambiadoras de calor de alimentación/efluente (22) están conectadas funcionalmente cada una a una corriente de utilidad refrigerante usada para condensar el producto presente dentro de las unidades intercambiadoras de calor (22).
9. El aparato (10') de la reivindicación 1, en el que la vasija de separación (30) incluye un sistema de aliviadero (36) que conecta cada una de las zonas de separación (32) y que forma una corriente de recogida de producto (24).
- 40 10. Un método para la síntesis de un producto formado mediante una reacción limitada por el equilibrio, comprendiendo el método las etapas de:
- a) suministrar el aparato (10') de la reivindicación 1;
- b) conducir una corriente de alimentación (16) a través del aparato (10'); y
- c) recuperar una corriente de recogida de producto (24) del aparato (10').
- 45 11. El método de la reivindicación 10 en el que el producto se selecciona del grupo constituido por: metanol, dimetiléter y sus mezclas.
12. El método de la reivindicación 10, en el que la corriente de alimentación (16) es una corriente de gas de purga procedente de una corriente de recirculación de un reactor de producción químico que utiliza un reformador de vapor o auto-térmico, y en el que la etapa de conducción de la corriente de alimentación comprende la conducción de la corriente de gas de purga a través del aparato (10').
- 50

13. El método de la reivindicación 10, en el que la corriente de alimentación (16) es un gas de síntesis creado en un reformador de vapor o auto-térmico.
14. El método de la reivindicación 10, en el que la etapa de recuperación de la corriente de recogida de producto comprende la recuperación de una corriente de recogida de producto inferior a 2500 toneladas al día.
- 5 15. El método de la reivindicación 10, en el que la etapa de recuperación de la corriente de recogida de producto comprende la recuperación de una corriente de recogida de producto inferior a 1500 toneladas al día.
16. El método de la reivindicación 10, en el que la etapa de recuperación de la corriente de recogida de producto comprende la recuperación de una corriente de recogida de producto inferior a 1000 toneladas al día.





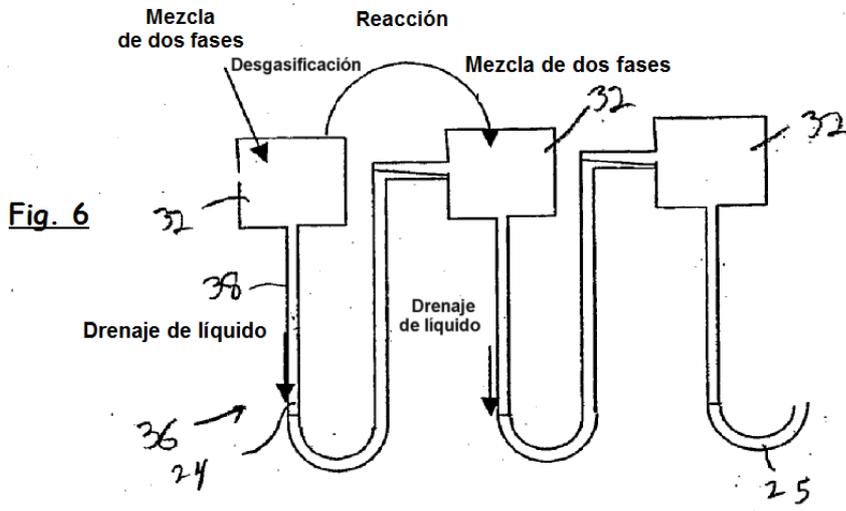
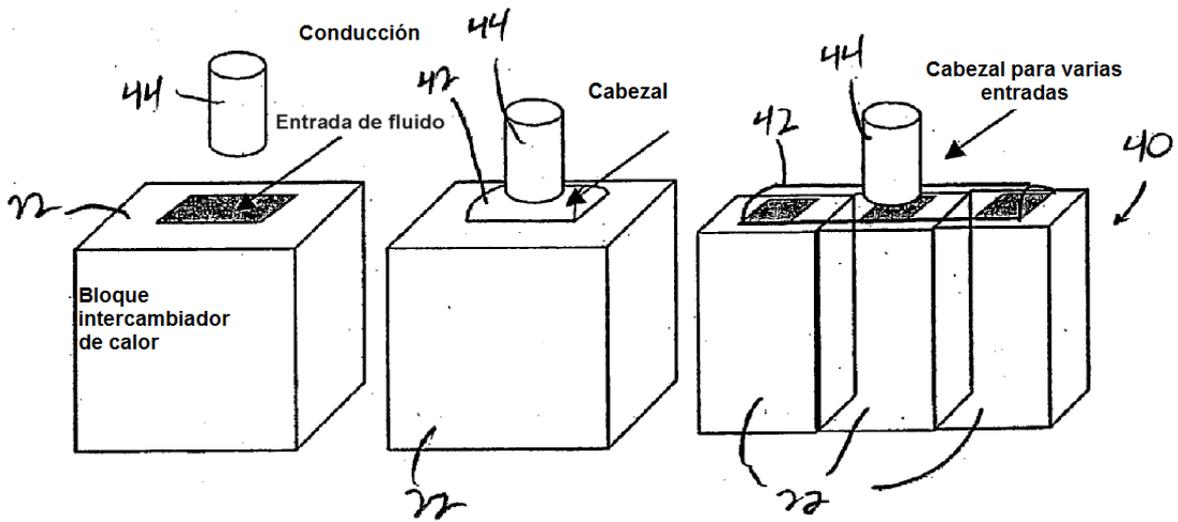


Fig. 5



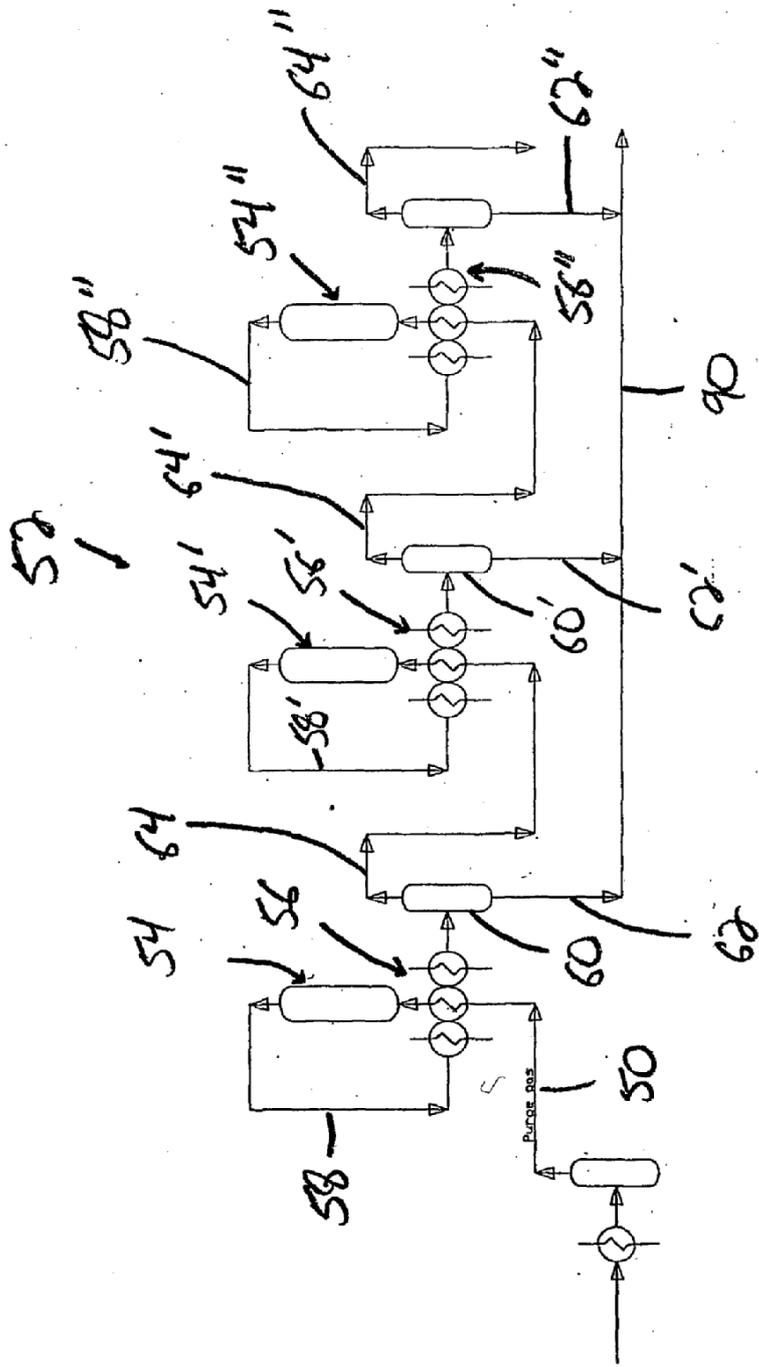


Fig. 7