

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 713 065**

51 Int. Cl.:

C07C 5/333 (2006.01)

C07C 15/46 (2006.01)

B01J 8/02 (2006.01)

C07B 61/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **11.03.2010 PCT/US2010/026910**

87 Fecha y número de publicación internacional: **23.09.2010 WO10107651**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **11.03.2010 E 10753904 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **28.11.2018 EP 2408726**

54 Título: **Método de provisión de calor para conversión química y un proceso y sistema que emplean el método para la producción de olefina**

30 Prioridad:

17.03.2009 US 381800

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

17.05.2019

73 Titular/es:

**LUMMUS TECHNOLOGY INC. (100.0%)
1515 Broad Street
Bloomfield NJ 07003-3096, US**

72 Inventor/es:

**ROMEO, JOSEPH;
WILCOX, RICHARD, J.;
RAM, SANJEEV;
GAMI, AJAY y
BRUMMER, ROBERT**

74 Agente/Representante:

ELZABURU, S.L.P

ES 2 713 065 T3

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

DESCRIPCIÓN

Método de provisión de calor para conversión química y un proceso y sistema que emplean el método para la producción de olefina

Antecedentes5 **1. Campo de la Invención**

La presente invención se refiere a un método para la producción de una olefina, más particularmente a un método para la producción de estireno mediante la deshidrogenación de etilbenceno.

2. Descripción del estado de la técnica

10 La producción de estireno mediante la deshidrogenación catalítica de etilbenceno es bien conocida en la técnica. Normalmente, una alimentación que contiene vapor de agua y etilbenceno se pone en contacto con un catalizador en un reactor a una temperatura de entrada de aproximadamente 600°C a aproximadamente 650°C para efectuar la conversión. El vapor de agua se calienta a una temperatura predeterminada en un sobrecalentador de vapor. El vapor de agua suministra al menos porción del calor necesario para la reacción y, como diluyente, reduce la presión parcial del estireno y del hidrógeno, lo que desplaza el equilibrio de la reacción hacia la producción de estireno.

15 La patente de EE.UU. Nº 4,628,136, por Sardina, describe un proceso de deshidrogenación para la producción de estireno a partir de etilbenceno en presencia de vapor. El etilbenceno y el agua forman una mezcla azeotrópica que hierve a una temperatura más baja que el etilbenceno o el agua. La mayor porción de la alimentación de etilbenceno/agua se vaporiza condensando vapor de cabeza del sistema de separación de etilbenceno/estireno. Esta característica ahorra energía ya que se necesita usar menos vapor de agua para vaporizar la corriente de alimentación y se requiere menos agua de refrigeración para condensar el vapor de cabeza del separador de etilbenceno/estireno

20 La razón en masa de vapor de agua a aceite, es decir, la razón de vapor de agua a etilbenceno contenida en una corriente de alimentación ("aceite") sobre una base en peso, es un factor importante en la deshidrogenación de etilbenceno. En el pasado, las plantas de producción de estireno operaban en razones globales en peso de vapor de agua /aceite de 1,3 a 1,7. Los catalizadores mejorados han permitido que el proceso funcione en razones en peso de vapor/aceite de aproximadamente 1,0 con reducciones aceptables en el rendimiento o la conversión de etilbenceno.

25 Para suministrar la cantidad adecuada de calor al sistema con una razón global en peso de vapor de agua /aceite total de 1,0 o inferior, la temperatura a la salida del sobrecalentador de vapor de agua debería aumentarse a 950°C o incluso más. Sin embargo, las temperaturas del sobrecalentador por encima de 927°C requieren el uso de una metalurgia especial y costosa. Sería ventajoso tener un sistema que funcione tanto a bajas razones de vapor/aceite como a bajas temperaturas.

30 El documento GB 966 704 A describe la deshidrogenación de etilbenceno para producir estireno. El etilbenceno se hace pasar con vapor de agua sobrecalentado a través de una pluralidad de masas fijas de un catalizador de deshidrogenación y se suministra calor adicional a los agentes reaccionantes entre las masas de catalizador sin aumentar sustancialmente la temperatura de reacción.

35 **Compendio**

En una realización de la presente invención, se proporciona aquí un método para la producción de olefinas mediante la deshidrogenación catalítica de al menos un hidrocarburo. El método incluye las etapas de:

40 (a) sobrecalentar vapor de agua; (b) transferir calor del vapor de agua sobrecalentado a la corriente de proceso, en donde, después de transferir el calor, el vapor de agua se convierte en vapor de agua gastado; (c) dividir al menos porción del vapor de agua gastado en una primera porción y una segunda porción; (d) presurizar la primera porción de vapor de agua gastado; (e) reciclar la primera porción presurizada de vapor de agua gastado a la etapa (a) de sobrecalentamiento; y (f) introducir la segunda porción de vapor de agua gastado en el la corriente de proceso. El hidrocarburo se selecciona del grupo que comprende etilbenceno, etiltolueno, n-propilbenceno, etano, propano y butano. La corriente del proceso comprende vapor de agua y el hidrocarburo en una razón en peso de vapor de agua a hidrocarburo de no más de 1,0. El vapor de agua sobrecalentado tiene una temperatura que varía de 800°C a 920°C.

Las realizaciones del método se definen en las reivindicaciones dependientes.

50 El método descrito aquí puede operarse ventajosamente a una razón vapor/aceite de 1,0 o inferior, mientras que requiere una temperatura de vapor de agua sobrecalentado lo suficientemente baja para evitar la necesidad de una metalurgia especializada para el horno de sobrecalentamiento de vapor de agua y las líneas de transferencia (es decir, las conexiones de tuberías para transferir vapor sobrecalentado de agua del horno de sobrecalentamiento de vapor de agua a los intercambiadores de calor y reactores y de vuelta al sobrecalentador de vapor).

Breve descripción de los dibujos

A continuación se describen varias realizaciones con referencia a los dibujos en donde:

5 La FIG. 1 es un diagrama de flujo esquemático de un método para suministrar calor sensible a una corriente de proceso de un proceso de conversión química, empleándose el método ventajosamente en un proceso de deshidrogenación como se describe a continuación;

La FIG. 2 es un diagrama de flujo esquemático de un sistema y proceso para la producción de estireno a partir de etilbenceno; y,

La FIG. 2A es un diagrama de flujo esquemático de una realización alternativa del sistema y el proceso para la producción de estireno a partir de etilbenceno.

10 La FIG. 3 es un diagrama de flujo esquemático que ilustra la vaporización de la alimentación utilizando el sistema condensador de un de separación EB/SM (de sus siglas en inglés etilbenceno/estireno).

Descripción detallada de la(s) realizacion(es) preferida(s)

15 En referencia a la fig. 1, se ilustra un método para proporcionar calor sensible a una corriente de proceso de un proceso de conversión química. El método emplea un fluido de transferencia de calor. El fluido de transferencia de calor para el proceso de conversión química descrito en la presente memoria es vapor.

20 La corriente 11 de fluido de transferencia de calor se sobrecalienta en una etapa 12 de sobrecalentamiento para producir un fluido 13 de transferencia de calor sobrecalentado. Después, el calor se transfiere en una etapa 14 de transferencia de calor desde el fluido de transferencia de calor sobrecalentado hasta la corriente de proceso de un proceso de conversión química que contiene uno o más agentes reaccionantes químicos. El efluente de la etapa 14 de transferencia de calor es una corriente 15 de fluido de transferencia de calor gastado.

25 Opcionalmente, una porción 16 de la corriente 15 de fluido de transferencia de calor gastado se puede retirar y enviar a otros procesos. También opcionalmente, una porción 17 de la corriente 15 de fluido de transferencia de calor gastado puede retirarse y reciclarse a la etapa 12 de sobrecalentamiento mediante una etapa convencional de aumento de presión (no representada). El método 10 como se representa en la fig. 1 incluye una sección representada N que incluye la etapa 12 de sobrecalentamiento y la etapa 14 de transferencia de calor. Sin embargo, en otras realizaciones, el método de la presente invención puede incluir más de una sección bosquejada N incorporada de cualquier manera conocida en la técnica. En resumen, el método 10 puede incluir múltiples etapas 12 de sobrecalentamiento y etapas 14 de transferencia de calor. Las etapas 12 y 14 pueden repetirse en la misma o en diferentes unidades de equipo. Alternativamente, el método 10 se puede realizar sin la sección N representada.

30 Al menos una porción de la corriente 15 de fluido de transferencia de calor gastado se divide en una etapa 18 de división en una primera porción 19 y una segunda porción 22. La primera porción 19 se envía a una etapa 20 en la que la corriente de fluido de transferencia de calor se presuriza. La etapa de presurización puede realizarse mediante un compresor mecánico o cualquier otro medio conocido en la técnica. Un compresor preferido es un termocompresor que utiliza un fluido de compresión. Por ejemplo, se introduce un vapor de agua de compresión a alta presión en el termocompresor para presurizar la primera porción 19 del vapor de agua 15 de transferencia de calor gastado que está a una presión relativamente más baja. El vapor de agua 21 comprimido (que incluye el vapor de agua introducido como vapor de agua gastado y el vapor de agua introducido como vapor de agua de compresión) se recicla y se recalienta después en la etapa 12 de sobrecalentamiento. La cantidad de vapor de agua de compresión se ajusta para compensar el vapor de agua retirado del sistema.

40 La segunda porción 22 del fluido 15 de transferencia de calor gastado se introduce en la corriente C de proceso del proceso de conversión química. Opcionalmente, la segunda porción 22 del fluido de transferencia de calor se puede recalentar en la segunda etapa 23 de sobrecalentamiento. El método descrito aquí se emplea ventajosamente en un proceso de deshidrogenación como se describe a continuación.

45 El presente proceso de deshidrogenación se refiere a la producción de un hidrocarburo olefínico mediante la deshidrogenación de un hidrocarburo correspondiente. El vapor de agua se utiliza como diluyente y proporciona la fuente de porción del calor para la reacción de deshidrogenación, que es endotérmica. Preferiblemente, se utilizan dos reactores. Los reactores pueden ser alternativamente reactores de flujo axial o de flujo radial o flujo paralelo. Dichos reactores son conocidos en la técnica.

50 Si bien el proceso y el sistema de la presente memoria se pueden usar para cualquier proceso de deshidrogenación que emplee vapor de agua como diluyente y medio de transferencia de calor, la tecnología aquí descrita es particularmente ventajosa para la producción de estireno a partir de etilbenceno y se ilustra aquí para la producción de estireno. Otros procesos en los que se puede emplear la presente invención incluyen la producción de vinil tolueno a partir de etil tolueno, la deshidrogenación de propano a propileno y la deshidrogenación de butano a compuestos C₄ tales como 1-buteno, 2-buteno o butadieno.

Se entiende que ciertos equipos, tales como válvulas, tuberías, indicadores y controles, y similares, se han omitido en los dibujos para facilitar la descripción de los mismos, y que la colocación adecuada de dicho equipo se considera dentro del alcance de un experto en la técnica.

5 En referencia ahora a la fig. 2, la alimentación F para el sistema 100 de deshidrogenación incluye etilbenceno y vapor de agua primario. La razón de vapor de agua a aceite ("S/O") (de sus giglas en inglés steam/oil) de la alimentación no es superior a aproximadamente 1,0, preferiblemente de aproximadamente 0,45 a 0,55, más preferiblemente de aproximadamente 0,49 a aproximadamente 0,51 para una alimentación de composición azeotrópica.

10 La ventaja de tener una alimentación en la composición azeotrópica es que el azeótropo heterogéneo de etilbenceno-agua hierve a aproximadamente 92°C a una presión de operación típica de 62 MPa (693 mm Hg) absoluta, que es menor que el punto de ebullición del agua o etilbenceno a esa presión. Por lo tanto, se facilita la vaporización de la alimentación. La vaporización de la alimentación se puede lograr mediante la transferencia de calor del sistema de condensación del de separación de monómero de etilbenceno/estireno ("de separación EB/SM").

15 En referencia ahora a la fig. 3, el de separación EB/SM D-1 es una columna de destilación convencional en la que el producto P bruto de estireno del sistema 100 de deshidrogenación se separa en una corriente SM, que es rica en monómero de estireno y un vapor de agua de cabeza de de etilbenceno EB, componentes más ligeros, y una baja concentración de SM. La sobrecarga se condensa parcialmente en el condensador C-1 utilizando etilbenceno/mezcla de alimentación de agua como refrigerante, transfiriendo así calor y vaporizando la alimentación F. El componente de agua de la alimentación puede provenir de cualquier fuente adecuada, tal como el agua de proceso. La corriente inferior se separa en una corriente de reciclaje a través del hervidor H-5 y una corriente SM de producto rica en monómero de estireno. Puede haber condensadores adicionales para rechazar porción del calor. Por ejemplo, el calor puede ser rechazado al agua de refrigeración.

25 En referencia nuevamente a la fig. 2, la alimentación F, que emerge del condensador C-1 a aproximadamente 92°C fluye a través de la línea 101 al intercambiador E-1 de efluente de alimentación donde la alimentación se calienta de aproximadamente 500°C a aproximadamente 560°C y fluye a través de la línea 103 con lo cual se une con la corriente 130 de vapor de agua sobrecalentado. La corriente 130 está a una temperatura de aproximadamente 800°C a aproximadamente 860°C y se mezcla en tal proporción con la alimentación F para proporcionar una corriente 102 de proceso de agente reaccionante al reactor R-1 que tiene una temperatura de aproximadamente 600°C. a aproximadamente 620°C, cuando el catalizador está al comienzo de la operación. El reactor R-1 incluye un intercambiador H-3 de calor asociado con él, en donde el calor se transfiere de la corriente 126 de vapor de agua sobrecalentado, que se encuentra a una temperatura de aproximadamente 800°C a aproximadamente 920°C, a la corriente 102 de agente reaccionante. Intercambiador H-3 de calor es preferiblemente un intercambiador de calor a contracorriente, y puede estar dentro del recipiente de reacción R-1 o exterior al recipiente de reacción R-1 (no mostrado). Se proporciona suficiente calor a la corriente 102 de proceso para efectuar la deshidrogenación del componente etilbenceno. Normalmente, la deshidrogenación de etilbenceno se realiza a una temperatura de entrada de aproximadamente 610°C a aproximadamente 650°C, aunque también pueden ser adecuadas temperaturas fuera de este intervalo. Debido a la adición de vapor de agua a la alimentación, la reacción de deshidrogenación puede tener lugar en una razón S/O en el intervalo de aproximadamente 0,8 a aproximadamente 1,7, preferiblemente no más de 1,15, más preferiblemente a 0,90 o menos. El reactor R-1 puede ser un reactor de lecho único o multilecho. Preferiblemente, el reactor R-1 es un reactor de flujo radial convencional, aunque alternativamente se pueden usar reactores de flujo paralelo o reactores de flujo axial. Se puede emplear una cantidad catalíticamente eficaz de un catalizador convencional tal como uno basado en óxido de hierro en el reactor R-1. Los catalizadores adecuados son conocidos por los expertos en la técnica.

45 La corriente 104 de proceso calentada emerge del intercambiador H-3 de calor, preferiblemente a una temperatura de aproximadamente 610°C a aproximadamente 650°C. Al menos algo del componente de etilbenceno de la alimentación sufre deshidrogenación en el reactor R-1 para producir estireno e hidrógeno. El flujo de salida 106 del reactor R-1, que contiene algo de estireno, emerge a una temperatura de aproximadamente 550°C a aproximadamente 580°C y se introduce en un segundo reactor R-2, del mismo tipo que el reactor R-1. La corriente 106 del proceso se pasa a través del intercambiador H-4 de calor, donde se calienta con una corriente 118 de vapor de agua sobrecalentado hasta una temperatura de reacción de aproximadamente 610°C a aproximadamente 650°C. La corriente 108 de proceso calentada sufre una reacción adicional. La segunda corriente 109 de efluente del reactor R-2 se usa para precalentar la alimentación F en un intercambiador E-1 de efluente de alimentación. El producto P del intercambiador E-1 de efluente de alimentación contiene estireno bruto y algo de etilbenceno sin reaccionar con algunos componentes más ligeros (por ejemplo, hidrógeno) y se refrigera y se condensa parcialmente, y el líquido se envía al de separación EB/SM D-1 (fig. 3) para purificación adicional.

55 El vapor de agua S principal se introduce en el sistema a través de la línea 110 para compensar la diferencia entre la cantidad de vapor de agua requerida para satisfacer la razón S/O total y la cantidad de vapor de agua vaporizado en el condensador C-1 del de separación EB/SM D-1. El vapor de agua S principal se encuentra inicialmente a una temperatura de aproximadamente 170°C a aproximadamente 190°C y una presión de aproximadamente 1,034 a aproximadamente 1,103 MPaa (aproximadamente 150 a aproximadamente 160 psia). La válvula 50 controla la entrada de vapor. El vapor de agua pasa a través de una zona de calentamiento como la bobina 112 convectiva colocada en la sección de convección del sobrecalentador H-2 de vapor de agua H-1, y el vapor de agua principal sale de la bobina

112 convectiva hacia la línea 114 a una temperatura de aproximadamente 540°C a 560°C y una presión de aproximadamente 0,896 MPaa a aproximadamente 0,965 MPaa (aproximadamente 130 psia a aproximadamente 140 psia). El vapor de agua principal se envía después a un termocompresor T-1 y se usa como vapor de agua de compresión. El termocompresor T-1 es un compresor de chorro de vapor de agua que funciona a una razón de compresión de aproximadamente 1,0 a aproximadamente 2,5, preferiblemente de aproximadamente 1,6 a aproximadamente 1,8, y que impulsa el vapor de agua de baja presión a una presión más alta. Los termocompresores son conocidos y los termocompresores adecuados para uso en el sistema de la presente invención están disponibles comercialmente de diversos proveedores tales como, por ejemplo, Fox Valve Development Corp. de Dover, Nueva Jersey y Artisan Industries Inc., de Waltham, Massachusetts.

El vapor de agua a baja presión se lleva a través de la línea 122 a aproximadamente 0,138 a 0,172 MPaa (aproximadamente 20 a 25 psia) y a una temperatura de aproximadamente 570°C a aproximadamente 590°C. El flujo de salida 116 del termocompresor T-1 está a una temperatura de aproximadamente 550°C a aproximadamente 570°C y a una presión de aproximadamente 0,276 MPaa a aproximadamente 0,345 MPaa (aproximadamente 40 psia a aproximadamente 50 psia). Después, el vapor de agua se introduce en una de las tres secciones del sobrecalentador de vapor de agua H-1 a través de la bobina 117 radiante.

El sobrecalentador H-1 de vapor de agua puede ser un horno eléctrico o un horno que quema gas y/o combustibles líquidos para calentar vapor de agua de alta presión a una temperatura de sobrecalentamiento suficiente para proporcionar suficiente calor para la reacción de deshidrogenación. Una ventaja del sistema 100 descrito en la presente memoria es que el sobrecalentador H-1 de vapor de agua puede funcionar para proporcionar un efluente que tiene una temperatura no mayor a aproximadamente 927°C, y preferiblemente menor que 900°C, más preferiblemente menor que 890°C. El funcionamiento del sobrecalentador de vapor de agua a dichas temperaturas evita la necesidad de utilizar aleaciones especiales costosas para la construcción del sobrecalentador H-1, tal como se requeriría para temperaturas superiores a 927°C.

El sobrecalentador H-1 se divide preferiblemente en tres secciones para acomodar tres bobinas tubulares en el área radiante del sobrecalentador.

El flujo de salida desde el sobrecalentador lleva vapor de agua 118 a una temperatura de aproximadamente 850°C a aproximadamente 900°C y una presión de aproximadamente 0,172 MPaa a aproximadamente 0,241 MPaa (aproximadamente 25 psia a aproximadamente 35 psia) al intercambiador H-4 de calor en el reactor R-2, transfiriendo así calor a la corriente 106 de agente reaccionante, que es la salida del reactor R-1. La corriente 120, que es la salida de vapor de agua del intercambiador H-4 de calor, está a una temperatura de aproximadamente 570°C a aproximadamente 600°C y una presión de aproximadamente 0,165 MPaa a 0,193 MPaa (aproximadamente 24 psia a 28 psia). Una primera porción de la corriente 120, es decir, la corriente 122, se recicla nuevamente al termocompresor T-1, y una segunda porción de la corriente 120, es decir, la corriente 124, regresa a la bobina 125 radiante del sobrecalentador H-1 de vapor de agua. La porción del vapor de agua que fluye a través de la línea 124 se calienta en la bobina 125 radiante y emerge a través de la línea 126 a una temperatura de aproximadamente 840°C a aproximadamente 860°C. El vapor de agua se lleva después al intercambiador H-3 de calor asociado con el reactor R-1, donde transfiere calor a la corriente 102 de agente reaccionante.

El vapor de agua emerge del intercambiador H-3 de calor a una temperatura de aproximadamente 620°C a aproximadamente 640°C y se transporta por la línea 128 de vuelta al sobrecalentador H-1 de vapor de agua, donde pasa a través de la bobina 129 radiante y emerge a través de la línea 130 como vapor de agua sobrecalentado vapor de agua a una temperatura de aproximadamente 840°C a aproximadamente 860°C y una presión de aproximadamente 0,083 MPaa a aproximadamente 0,103 MPaa (aproximadamente 12 psia a aproximadamente 15 psia). El vapor de agua que fluye a través de la línea 130 se mezcla acto seguido con la alimentación vaporizada F de la línea 103 y la corriente 102 combinada se pasa a través del intercambiador H-3 de calor y se introduce en el reactor R-1.

En referencia a la fig. 2A, se ilustra un proceso 100A alternativo que es similar al proceso 100 con las siguientes excepciones: se excluyen las corrientes 124, 126 y 128; no hay calentador H-3 asociado con el reactor R-1; la corriente 130 se introduce directamente en R-1; la corriente 128 se separa de la corriente 120.

Más específicamente, la corriente de alimentación F, que contiene una mezcla azeotrópica vaporizada de etilbenceno y agua, se vaporiza en el de separación EB/SM D-1 de la manera descrita anteriormente. La corriente de alimentación vaporizada y calentada se envía a través de la línea 103 y se combina con una corriente de vapor de agua sobrecalentado para proporcionar una corriente 102 de fluido. Esta corriente entra en una primera zona de reacción en el reactor R-1 donde entra en contacto con un catalizador de deshidrogenación y experimenta una primera etapa de conversión para producir al menos algo de estireno. El efluente 106 emerge del reactor R-1 y se calienta en un intercambiador H-4 de calor a contracorriente y entra en una segunda zona de reacción en el reactor R-2. La corriente de fluido se pone en contacto con el catalizador de deshidrogenación y experimenta una segunda etapa de conversión para producir una corriente 108 que contiene estireno que sale del reactor a través de la salida 109. La corriente 109 de efluente se usa para precalentar la corriente de alimentación F en el intercambiador E-1 de efluentes de alimentación. La segunda corriente 109 de efluente del reactor R-2 se usa para precalentar la alimentación F en un intercambiador E-1 de efluente de alimentación. El producto P del intercambiador E-1 de efluente de alimentación contiene estireno bruto y algo de etilbenceno sin reaccionar con algunos componentes más ligeros (por ejemplo,

hidrógeno) y se refrigera y se condensa parcialmente, y el líquido se envía después al de separación EB/SM D-1 (fig. 3) para purificación adicional.

Se circula un flujo de vapor de agua sobrecalentado hacia el intercambiador H-4 de calor a contracorriente a través de la línea 118 para proporcionar calor transferido a la corriente 106 de efluente. El vapor de agua gastado que emerge a través de la línea 120 del intercambiador H-4 de calor se divide en una primera porción 122 y una segunda porción 128. La primera porción 122 de vapor de agua gastado se envía al termocompresor T-1. Se envía flujo 114 de vapor de agua principal S a través del termocompresor para presurizar la primera porción 122 a través del sobrecalentador H-1 a través de la bobina 112 de convección. El flujo 116 de salida del termocompresor T-1 se calienta después en el sobrecalentador H-1 de vapor de agua para proporcionar la corriente 118 que se circula de vuelta al intercambiador H-4 de calor.

La segunda porción 128 de vapor de agua gastado se envía al sobrecalentador H-1 de vapor de agua, donde se recalienta a través de la bobina 129. El vapor de agua 130 sobrecalentado que emerge del sobrecalentador de vapor de agua se combina después con la corriente de alimentación y se envía al reactor R-1.

Ejemplo 1

Las características de la invención se ilustran a continuación en el siguiente ejemplo predictivo en donde se hace referencia a los números del sistema ilustrado en la fig. 2.

Se proporciona una corriente de alimentación F de 162,648 kg/h. La corriente de alimentación contiene una mezcla azeotrópica vaporizada de etilbenceno y agua que tiene una razón S/O de 0,493. La corriente 103 de alimentación vaporizada y calentada está a una temperatura de 549°C y a una presión de 0,076 MPaa (11,1 psia). La corriente de alimentación se combina con 44,343 kg/h de vapor de agua (130) sobrecalentado a 849°C y 0,090 MPaa (13 psia) para proporcionar una corriente 102 de fluido de 206,991 kg/h en una razón S/O de 0,9. Esta corriente se calienta en un intercambiador H-3 de calor a contracorriente y entra en una primera zona de reacción en el reactor R-1 a 650°C y 0,054 MPaa (7,77 psia) donde entra en contacto con un catalizador de deshidrogenación y experimenta una primera etapa de conversión para producir a al menos algo de estireno. El efluente 106 emerge del reactor R-1 a 560°C y 0,048 MPaa (6,95 psia), y se calienta en el intercambiador H-4 de calor a contracorriente y entra en una segunda zona de reacción en el reactor R-2 a 650°C. La corriente de fluido se pone en contacto con el catalizador de deshidrogenación y experimenta una segunda etapa de conversión para producir una corriente de producto que contiene estireno.

Se hace circular un flujo en la línea 118 de vapor de agua sobrecalentado de 66,511 kg/h vapor de agua a 889°C y 0,214 MPaa (31 psia) hacia el intercambiador H-4 de calor a contracorriente para proporcionar calor transferido a la corriente 106 de efluente. El vapor de agua gastado emerge del intercambiador H-4 de calor se divide en una primera porción 122 de 22,168 kg/hr y una segunda porción 124 de 44,343 kg/hr. La primera porción 122 de vapor de agua gastado a 583°C y 0,169 MPaa (24,5 psia) se envía al termocompresor (T-1). Un flujo en la línea 114 de 44,343 kg/h de vapor de agua principal a 549°C y 0,903 MPaa (131 psia) se envía a través del termocompresor para presurizar la primera porción 122. La línea 116 de salida de 66,511 kg/h de vapor de agua del termocompresor está a 559°C y 0,281 MPaa (40,75 psia), correspondientes a una razón de compresión de 1,66. Después, el flujo de salida 116 se calienta en el sobrecalentador H-1 de vapor de agua para proporcionar la corriente 118 que circula de vuelta al intercambiador H-4 de calor.

La segunda porción 124 de vapor de agua gastado de 44,343 kg/h vapor de agua se calienta en el sobrecalentador H-1 de vapor de agua. El flujo de salida 126 desde el sobrecalentador se envía al intercambiador H-3 de calor a 850°C y 0,153 MPaa (22,25 psia) para proporcionar calor transferido a la corriente 102 de fluido. El vapor de agua 128 gastado emerge del intercambiador H-3 de calor a 631 grados C y 0,129 MPaa (18,74 psia) y se envía al sobrecalentador H-1 de vapor de agua, donde se recalienta a una temperatura de 850°C. El vapor de agua 130 sobrecalentado que emerge del sobrecalentador de vapor de agua se combina después con la corriente de alimentación y se envía al reactor R-1.

La conversión global de etilbenceno a través de los dos reactores es de aproximadamente 62,5% con una selectividad molar de aproximadamente 94,1% de estireno.

Ejemplo 2

Las características de la invención se ilustran a continuación en el siguiente ejemplo predictivo en donde se hace referencia a los números del sistema ilustrado en la fig. 2A.

Se proporciona una corriente de alimentación F de 193,775 kg/h. La corriente de alimentación contiene una mezcla azeotrópica vaporizada de etilbenceno y agua que tiene una razón S/O de 0,493. La corriente 103 de alimentación vaporizada y calentada está a una temperatura de 537°C y a una presión de 0,074 MPaa (10,8 psia). La corriente de alimentación se combina con 65,803 kg/h de vapor de agua sobrecalentado 130 a 890°C y 0,069 MPaa (10 psia) para proporcionar una corriente 102 de fluido de 259,576 kg/h en una razón S/O de 1,0. Esta corriente entra en una primera zona de reacción en el reactor R-1 a 620°C y 0,056 MPaa (8,2 psia), donde se pone en contacto con un catalizador de deshidrogenación y experimenta una primera etapa de conversión para producir al menos algo de estireno. El

efluente 106 emerge del reactor R-1 a 534°C y 0,050 MPaa (7,3 psia), y se calienta en el intercambiador H-4 de calor a contracorriente y entra en una segunda zona de reacción en el reactor R-2 a 625°C. La corriente de fluido se pone en contacto con el catalizador de deshidrogenación y experimenta una segunda etapa de conversión para producir una corriente de producto que contiene estireno.

5 Se circula un flujo 118 de vapor de agua sobrecalentado de 84,438 kg/h vapor de agua a 887°C y 0,159 MPaa (23 psia) al intercambiador H-4 de calor a contracorriente para proporcionar calor transferido a la corriente 106 de efluente. El vapor de agua que emerge del intercambiador H-4 de calor se divide en una primera porción 122 de 18,636 kg/hr y una segunda porción 128 de 65,802 kg/hr. La primera porción 122 de vapor de agua gastado a 581°C y 0,121 MPaa (17,6 psia) se envía al termocompresor T-1. Se envía un flujo 114 de 65,802 kg/h de vapor de agua principal a 700°C y 0,917 MPaa (133 psia) a través del termocompresor para presurizar la primera porción 122. El flujo de salida 116 de 84,438 kg/h de vapor de agua del termocompresor está a 673°C y 0,212 MPaa (30,7 psia), correspondientes a una razón de compresión de 1,7. Después, el flujo de salida 116 se calienta en el sobrecalentador H-1 de vapor de agua para proporcionar la corriente 118 que se circula de vuelta al intercambiador H-4 de calor.

10 La segunda porción 128 de vapor de agua gastado de 65,802 kg/h vapor de agua se envía al sobrecalentador H-1 de vapor de agua, donde se recalienta a una temperatura de 890°C. El vapor de agua 130 sobrecalentado que emerge del sobrecalentador de vapor de agua se combina después con la corriente de alimentación y se envía al reactor R-1.

15 La conversión global de etilbenceno a través de los dos reactores es de aproximadamente el 62,5% con una selectividad molar de aproximadamente 94,3% de estireno.

Ejemplo 3

20 Las características de la invención se ilustran a continuación en el siguiente ejemplo predictivo en donde se hace referencia a los números del sistema ilustrado en la fig. 2.

25 Se proporciona una corriente de alimentación F de 159,226 kg/h. La corriente de alimentación contiene una mezcla azeotrópica vaporizada de etilbenceno y agua que tiene una razón S/O de 0,493. La corriente 103 de alimentación vaporizada y calentada está a una temperatura de 531°C y a una presión de 0,073 MPaa (10,6 psia). La corriente de alimentación se combina con 70,087 kg/hr de vapor de agua 130 sobrecalentado a 852°C y 0,070 MPaa (10,2 psia) para proporcionar una corriente 104 de fluido de 229,312 kg/h en una razón S/O de 1,15. Esta corriente entra en una primera zona de reacción en el reactor R-1 a 621°C y 0,055 MPaa (8,0 psia), donde se pone en contacto con un catalizador de deshidrogenación y experimenta una primera etapa de conversión para producir al menos algo de estireno. El efluente 106 emerge del reactor R-1 a 540°C y 0,049 MPaa (7,1 psia), y se calienta en el intercambiador H-4 de calor a contracorriente y entra en una segunda zona de reacción en el reactor R-2 a 626°C. La corriente de fluido se pone en contacto con el catalizador de deshidrogenación y experimenta una segunda etapa de conversión para producir una corriente de producto que contiene estireno.

30 Se circula un flujo 118 de vapor de agua sobrecalentado de 106,646 kg/h vapor de agua a 794°C y 0,143 MPaa (21 psia) al intercambiador H-4 de calor a contracorriente para proporcionar calor transferido a la corriente 106 de efluente. El vapor de agua gastado que sale del intercambiador H-4 de calor se divide en una primera porción 122 de 36,560 kg/hr y una segunda porción 128 de 70,087 kg/hr. La primera porción 122 de vapor de agua gastado a 587°C y 0,123 MPaa (17,8 psia) se envía al termocompresor T-1. Un flujo 114 de 70,086 kg/h de vapor de agua principal a 700°C y 0,917 MPaa (133 psia) se envía a través del termocompresor para presurizar la primera porción 122. El flujo de salida 116 de 106,646 kg/h de vapor de agua del termocompresor está a 661°C y 0,212 MPaa (30,7 psia), que corresponde a una razón de compresión de 1,7. Después, el flujo de salida 116 se calienta en el sobrecalentador H-1 de vapor de agua para proporcionar la corriente 118 que circula de vuelta al intercambiador H-4 de calor.

35 La segunda porción 128 de vapor de agua gastado de 70,087 kg/h vapor de agua se envía al sobrecalentador H-1 de vapor de agua, donde se recalienta a una temperatura de 852°C. El vapor de agua 130 sobrecalentado que emerge del sobrecalentador de vapor de agua se combina después con la corriente de alimentación F y se envía al reactor R-1.

40 La conversión global de etilbenceno a través de los dos reactores es aproximadamente 62,6% con una selectividad molar de aproximadamente 94,9% de estireno.

45 El ejemplo 3 tiene un mayor consumo de vapor de agua que el ejemplo 2. Sin embargo, para el ejemplo 3, la corriente 118 está por debajo de 815 ° incluso cuando el catalizador está al final de la operación. Por lo tanto, el material de construcción de esta línea puede ser de acero inoxidable 304 H en lugar de un material más caro como la Aleación 800 H. En el ejemplo 3, el coste total actual de las tuberías que utilizan la Aleación 800 H es de aproximadamente 794.000€ (900,000\$ *conversión 21/02/2019*). En contraste, el coste total actual de usar acero inoxidable 304 H es de 203.000€ (230,000\$ *conversión 21/02/2019*). Utilizando el nuevo esquema de flujo en el Ejemplo 3, el ahorro neto solo en material de tubería es de 591.000€ (670,000\$ *conversión 21/02/2019*).

50 Si bien la descripción anterior contiene muchas especificaciones, estas especificaciones deben interpretarse simplemente como ejemplificaciones de sus realizaciones preferidas. Los expertos en la técnica contemplarán muchas otras posibilidades dentro del alcance de la invención que se define exclusivamente por las siguientes reivindicaciones.

REIVINDICACIONES

1. Un método para la producción de olefinas mediante la deshidrogenación catalítica de al menos un hidrocarburo, que comprende las etapas de:
- a) sobrecalentar vapor de agua (11; S);
- 5 b) transferir calor desde el vapor de agua sobrecalentado (13; 126, 118) a una corriente de proceso (103, 106), en donde, después de transferir el calor, el vapor de agua se convierte en vapor de agua gastado (15; 128, 120);
- c) dividir al menos algo del vapor de agua gastado (15; 120) en una primera porción (19; 122) y una segunda porción (22; 124);
- d) presurizar la primera porción (19; 122) de vapor de agua gastado (15; 120);
- 10 e) reciclar la primera porción presurizada (21; 116) de vapor de agua gastado (15; 120) a la etapa de sobrecalentamiento (a); y
- f) introducir la segunda porción (22; 124) del vapor de agua gastado (15; 120) en la corriente del proceso (103), en donde:
- el al menos un hidrocarburo se selecciona del grupo que comprende etilbenceno, etiltolueno, n-propilbenceno, etano, propano y butano;
- 15 la corriente de proceso (103) comprende vapor de agua y al menos un hidrocarburo en una razón en peso de vapor de agua a hidrocarburo (s) de no más de 1,0; y
- el vapor de agua sobrecalentado (13; 126, 118) tiene una temperatura que varía de 800°C a 920°C.
2. El método de la reivindicación 1, en donde el al menos un hidrocarburo comprende etilbenceno.
3. El método según la reivindicación 2, en donde el vapor de agua sobrecalentado (13; 126, 118) tiene una temperatura inferior a 815°C.
- 20 4. El método de la reivindicación 1, que comprende además la etapa de retirar al menos una tercera porción (17) del vapor de agua gastado (15) después de la etapa de transferencia de calor (b) y antes de la etapa de división (c).
5. El método de la reivindicación 1, en donde la etapa de reciclaje se realiza una pluralidad de veces.
6. El método de la reivindicación 1, que comprende además una etapa de sobrecalentamiento de la segunda porción (22; 124) de vapor de agua gastado (15; 120) antes de la etapa (f).
- 25 7. El método de la reivindicación 1, en donde la etapa (d) de presurización de la primera porción (19; 122) de vapor de agua gastado (15; 120) comprende introducir la primera porción (19; 122) de vapor de agua gastado (15; 120) en una termocompresor (T-1) e introducir un fluido de compresión (114) en el termocompresor (T-1), estando el fluido de compresión (114) a una presión más alta que la primera porción (19; 122) de vapor de agua gastado (15; 120).
- 30 8. El método de la reivindicación 7, en donde el fluido de compresión (114) es vapor.
9. El método de la reivindicación 1, en donde:
- el sobrecalentamiento se realiza en un calentador (H-1) que comprende una pluralidad de zonas de calentamiento;
- la primera porción presurizada (116) del vapor de agua gastado (120) se recicla a una primera zona de calentamiento en el calentador (H-1); y
- 35 el método comprende además:
- reciclar la segunda porción (124) a una sección diferente del calentador (H-1) a una segunda zona de calentamiento en el calentador (H-1); y calentar la segunda porción del vapor de agua gastado (120) para regenerar el vapor de agua sobrecalentado (130) en la segunda zona de calentamiento.
- 40 10. El método de la reivindicación 9, en donde la etapa de transferir calor se realiza en al menos un intercambiador de calor (H-3) asociado con dicha zona de reacción (R-1).
11. El método de la reivindicación 9, en donde la etapa de presurizar una porción (122) del vapor de agua gastado (120) comprende:
- 45 introducir dicha porción (122) de vapor de agua gastado (120) en un termocompresor (T-1), e introducir el vapor de agua de compresión (S) en el termocompresor (T-1), estando el vapor de agua de compresión (S) a una presión más alta que la del vapor de agua gastado (122).

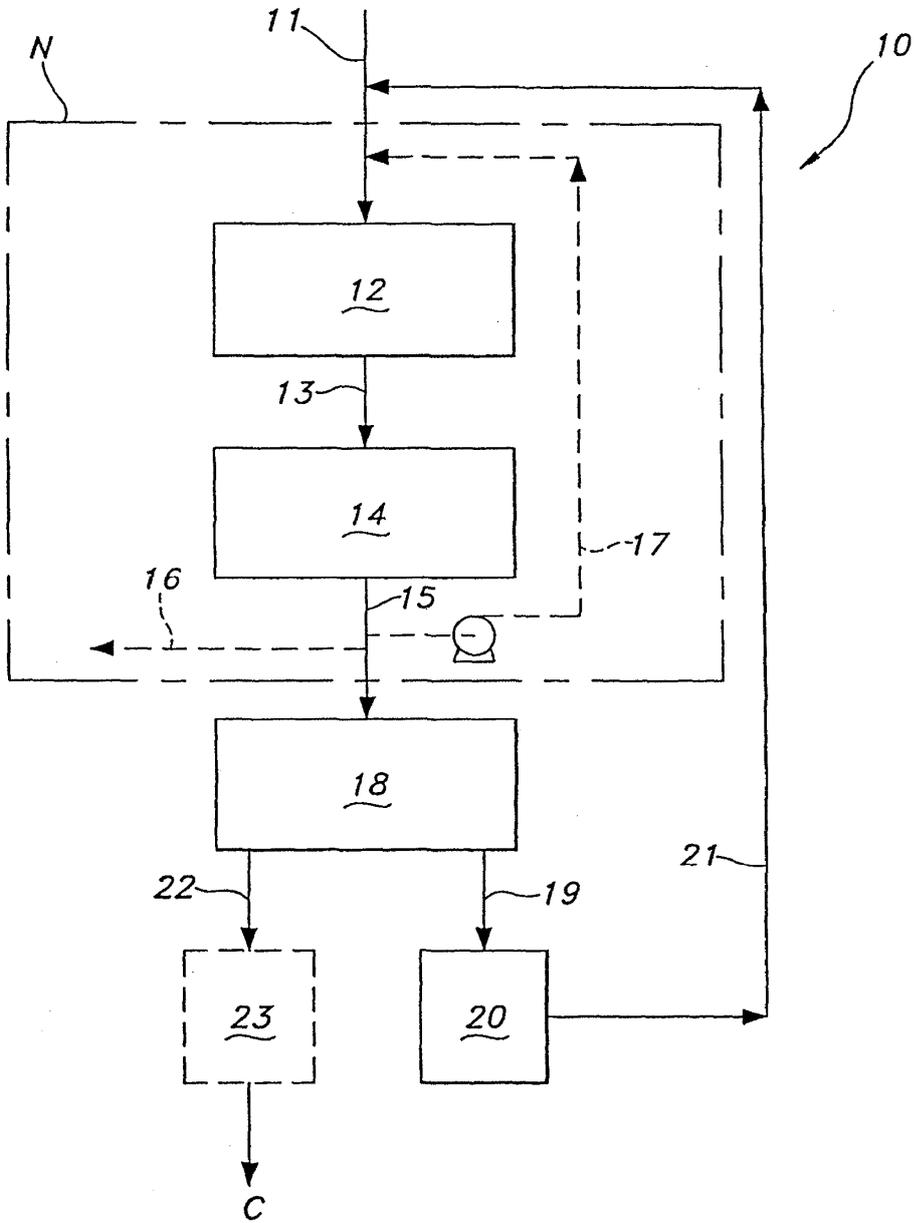


FIG. 1

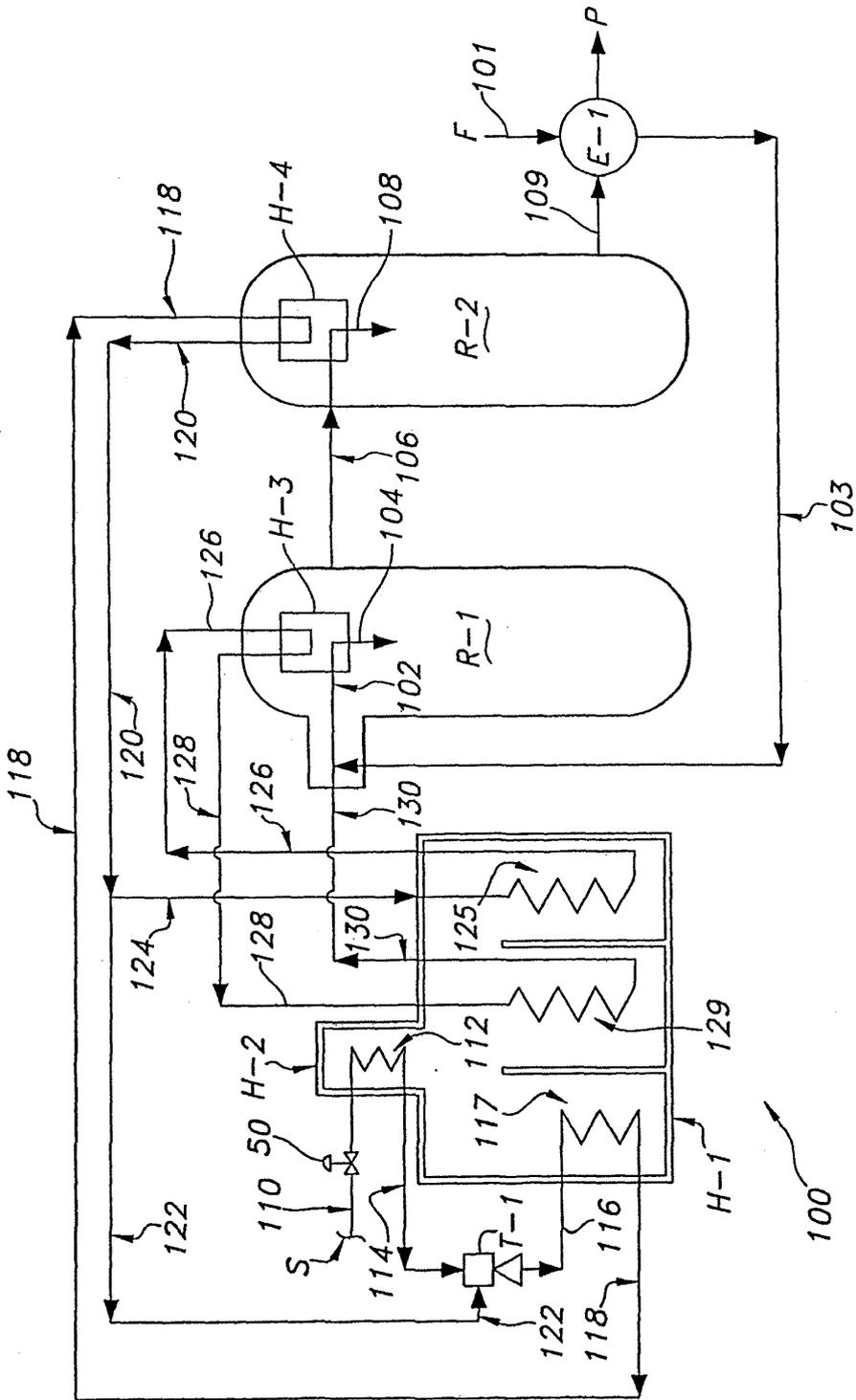


FIG. 2

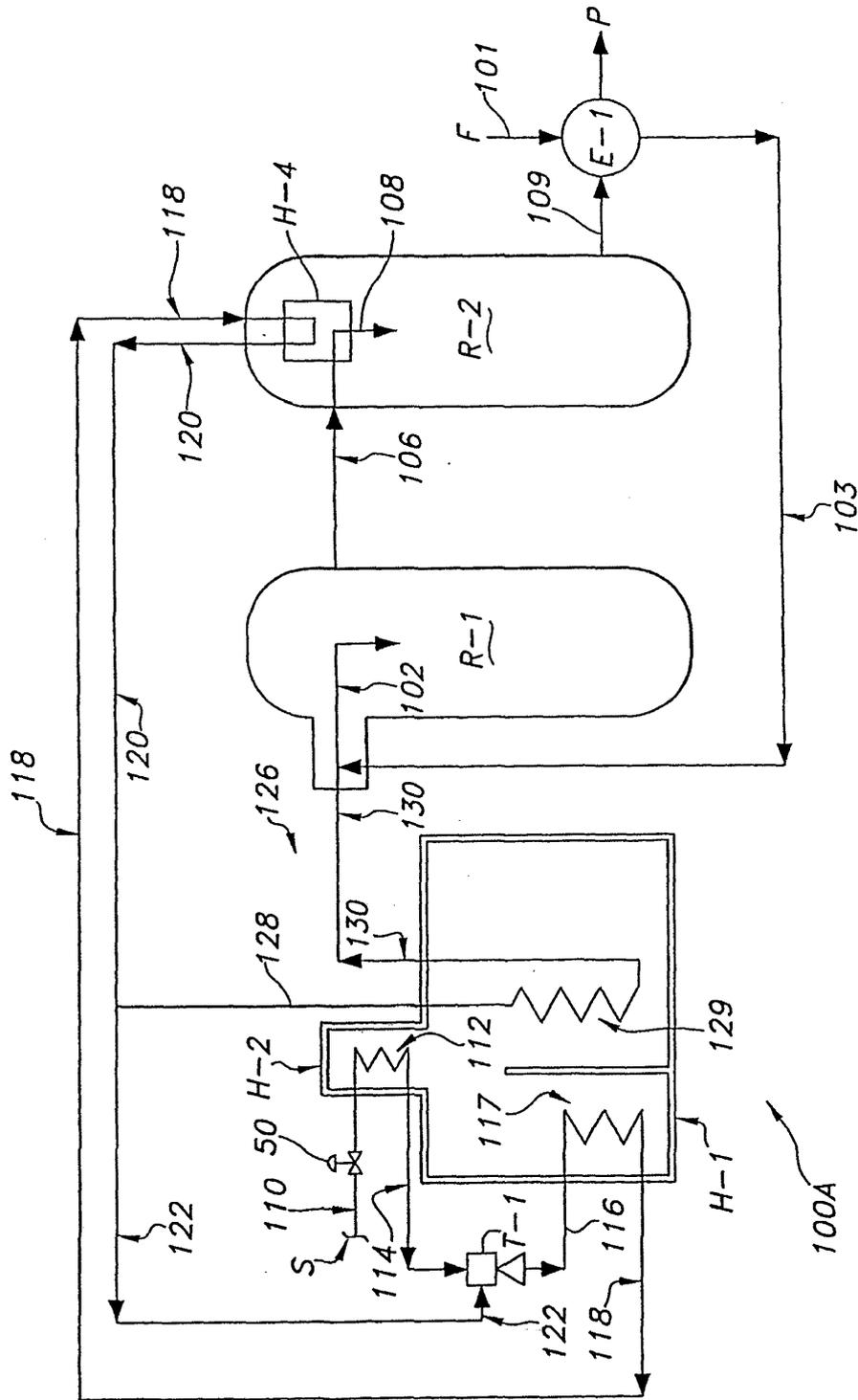


FIG. 2A

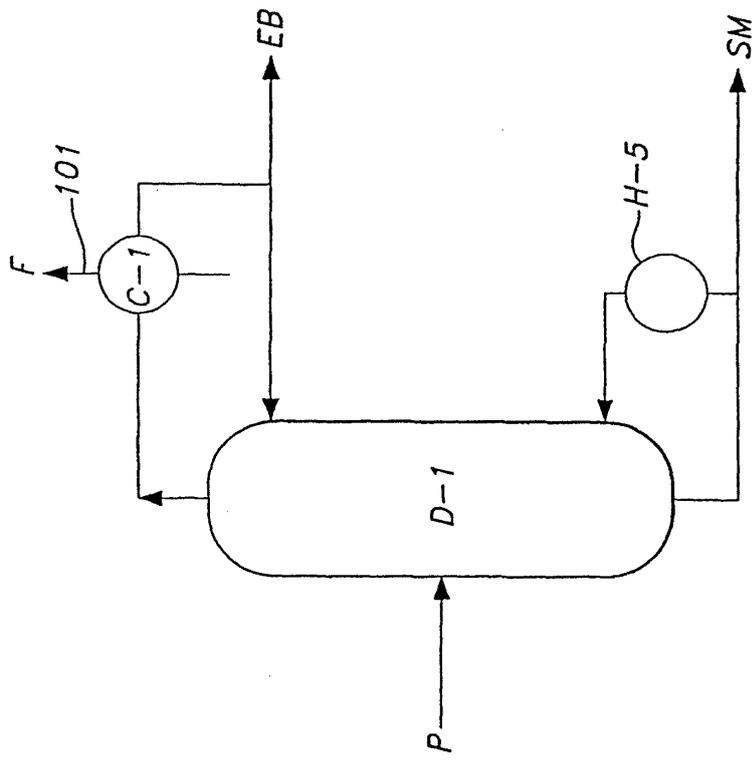


FIG. 3