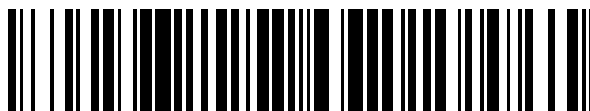


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 748 929**

51 Int. Cl.:

C07C 5/32	(2006.01)
C07C 7/06	(2006.01)
C07C 15/46	(2006.01)
C07C 15/073	(2006.01)
C07B 35/04	(2006.01)
B01J 19/24	(2006.01)
C07C 5/333	(2006.01)
C07C 7/04	(2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **16.11.2011 PCT/US2011/060974**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **21.06.2012 WO12082292**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **16.11.2011 E 11848984 (8)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **03.07.2019 EP 2651859**

54 Título: **Producción de estireno a partir de etilbenceno usando vaporización azeotrópica y bajas relaciones totales de agua a etilbenceno**

30 Prioridad:

13.12.2010 US 966258

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

18.03.2020

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

**GAMI, AJAYKUMAR, CHANDRAVADAN y
RAM, SANJEEV**

74 Agente/Representante:

ELZABURU, S.L.P

ES 2 748 929 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

Producción de estireno a partir de etilbenceno usando vaporización azeotrópica y bajas relaciones totales de agua a etilbenceno

Campo de la descripción

5 Formas de realización descritas en el presente documento se refieren a un proceso para la producción de estireno mediante la deshidrogenación de etilbenceno en presencia de vapor de agua a etilbenceno. Más en particular, formas de realización descritas en el presente documento se refieren a la deshidrogenación de etilbenceno a menores relaciones en peso totales de agua a etilbenceno (menores relaciones en peso totales de agua (vapor de agua) a aceite) cuando se recupera calor de condensación de los diversos productos de deshidrogenación, tales como
10 etilbenceno a partir de estireno, mediante vaporización azeotrópica del alimentaciones de etilbenceno líquido y agua al reactor de deshidrogenación.

Antecedentes

La patente de Estados Unidos número 4,628,136 (la patente '136) da a conocer un método de recuperación del calor contenido en las corrientes de cabeza de un separador de etilbenceno/estireno monómero (EB/SM) usando esta
15 corriente para llevar a ebullición una mezcla azeotrópica de etilbenceno y agua, que, una vez vaporizada, se transfiere seguidamente al sistema de reacción donde tiene lugar la deshidrogenación de etilbenceno a estireno. Como se describe en la patente '136, la alimentación de EB se vaporiza con agua en la cabeza de la columna de separación de EB/SM. Esto es posible ya que EB y agua forman un azeótropo de bajo punto de ebullición.

Haciendo referencia ahora a la Figura 1, se ilustra un diagrama de flujos de proceso simplificado para la recuperación azeotrópica de calor similar a la descrita en la patente '136. Se alimenta estireno bruto desde el reactor de deshidrogenación (o separaciones corriente arriba) a través de la línea 10 de flujo al separador 12 de EB/SM. El estireno producto se recupera como fracción 14 de cola, y el etilbenceno, posiblemente junto con otras impurezas tales como benceno, tolueno y xilenos (BTX) se recupera como fracción 16 de cabeza. La fracción 16 de cabeza se condensa por intercambio de calor indirecto con etilbenceno (reciclado y/o fresco) y agua (tal como condensado
20 recuperado del producto de deshidrogenación), alimentado a través de la línea 18 de flujo, en el vaporizador 20 azeotrópico. La fracción de cabeza condensada se recupera del vaporizador 20 azeotrópico a través de la línea 22 de flujo, una porción del cual puede usarse para la columna de reflujo, y una porción del cual puede alimentarse a procesos corriente abajo (no mostrados), tales como para la recuperación de BTX cuando estos componentes no se separen corriente arriba del separador EB/SM. La mezcla azeotrópica vaporizada de EB y agua se recupera del vaporizador 20 azeotrópico a través de la línea 24 de flujo para alimentar la zona de reacción de deshidrogenación (no ilustrada).
25
30

La relación en peso de EB y vapor de agua en la corriente 24 se denomina habitualmente como relación en peso de Vapor de Agua Primario a Aceite en el área de reacción de deshidrogenación. (Relación en peso PS/Aceite). Esta configuración, como se describe en la patente '136, ahorra la energía asociada con la ebullición del EB y agua puesto que la mezcla se vaporiza frente al vapor de cabeza de la columna de separación EB/SM, que de otro modo se condensaría usando agua de enfriamiento.
35

Haciendo referencia ahora a la Figura 2, se ilustra un diagrama de flujos simplificado para una configuración típica para el área de reacción de deshidratación. Se elabora SM por deshidrogenación de la alimentación de EB, que es una reacción endotérmica. La mezcla azeotrópica vaporizada de EB y agua se alimenta a través de la línea 24 de flujo a la zona de reacción, que puede incluir dos a cuatro reactores 26, 28 de deshidrogenación. El efluente de cada reactor 26 puede volver a calentarse usando vapor de agua antes de entrar en el siguiente reactor 26 o el reactor final 28. El vapor usado para volver a calentar los efluentes del reactor se denomina habitualmente como Corriente Principal (MS), que se proporciona desde un sobrecalentador 30 de vapor a través de la línea 32 de flujo y eventualmente entra en la entrada 34 del primer reactor 26 junto con la mezcla de PS/Aceite (EB vaporizado/agua), que puede también precalentarse contra el efluente del reactor 28 final en el intercambiador 36.
40
45

Como se aprecia en los antecedentes de la patente '136, la atención de la industria puede variar periódicamente entre eficiencia energética y desarrollo de catalizadores, entre otras preocupaciones. Sin embargo, mejoras en estas áreas de proceso diferentes pueden afectar al proceso total. Por ejemplo, están disponibles nuevos catalizadores, y otros pueden estar en desarrollo, permitiendo la operación del reactor de deshidrogenación a menores relaciones en peso totales de vapor a aceite ((MS + PS)/aceite). Por ejemplo, nuevos catalizadores que están en desarrollo pueden permitir la operación a una relación en peso total de vapor a aceite de 0,9 a 1,0, o incluso menores.
50

La vaporización azeotrópica de la mezcla de etilbenceno-agua, en condiciones adecuadas para el intercambio con las corrientes de cabeza del separador de EB/SM, proporciona solo una limitada variabilidad en el control de la relación en peso de PS/Aceite de la mezcla azeotrópica vaporizada. Como resultado, la operación a menores relaciones en peso totales de vapor de agua a aceite requeriría una disminución en la cantidad de vapor de agua principal (MS). Sin embargo, disminuir la cantidad de vapor de agua principal tiene un impacto en el recalentamiento de efluentes del reactor entre las etapas de reacción. Así, con una menor cantidad de MS, se requieren mayores temperaturas de hogar y de la línea de transferencia ya que la misma reacción necesita mejorarse (para relaciones de producción de
55

SM equivalentes). Sin embargo, a relaciones en peso de S/O totales de 1,0 o menores, las temperaturas necesarias para proporcionar el calor requerido pueden superar las limitaciones metalúrgicas actuales de los serpentines 38 del calentador así como las líneas de transferencia asociadas.

5 El documento WO 03/106389 A1 describe métodos y aparato relacionado para recuperar de forma eficiente el calor de condensación de vapor de cabeza producido durante la separación de diversos componentes de efluentes de una reacción de deshidrogenación, en particular operaciones de etilbenceno a estireno, mediante el uso de al menos un compresor para facilitar la vaporización azeotrópica de una mezcla de etilbenceno y agua en un intervalo preferido de condiciones de presión/temperatura para así minimizar las reacciones de polimerización no deseadas.

10 El documento US 2010/240940 A1 describe un método y sistema para proporcionar calor a un proceso de conversión química empleado en la producción de olefinas mediante la deshidrogenación catalítica de un compuesto hidrocarbonado correspondiente. El proceso de deshidrogenación catalítica emplea vapor de agua diluyente que opera a una relación de vapor de agua a aceite que puede ser 1,0 o inferior y temperatura del hogar del sobrecalentador de vapor de agua relativamente baja. El proceso y sistema se emplean de forma ventajosa para la producción de estireno mediante la deshidrogenación catalítica de etilbenceno.

15 **Sumario de la descripción**

Se ha encontrado que usar solo una porción de las corrientes de cabeza del separador de EB/SM para proporcionar calor al vaporizador azeotrópico puede proporcionar la realización del beneficio completo de la recuperación de calor de las corrientes de cabeza del separador EB/SM, así como flexibilidad al proceso suficiente para operar la zona de reacción de deshidrogenación con una amplia gama de relaciones en peso de vapor de agua total a aceite, incluyendo relaciones en peso totales de vapor de agua a aceite menores de 1,0. Los beneficios de formas de realización descritas en el presente documento pueden conseguirse sin reducir la relación en peso de Vapor de agua Principal a Aceite, proporcionando así la necesaria capacidad de recalentamiento del efluente del reactor.

25 En un aspecto, formas de realización descritas en el presente documento se refieren a un proceso para la deshidrogenación de etilbenceno, incluyendo el proceso: poner en contacto una corriente de vapor reaccionante, que comprende etilbenceno y vapor de agua y que tiene una primera relación en peso de vapor de agua a etilbenceno, con un catalizador de deshidrogenación en una zona de reacción que comprende uno o más reactores bajo condiciones de deshidrogenación para formar un efluente en fase vapor que comprende estireno, el vapor de agua y etilbenceno sin reaccionar; alimentar al menos una porción del efluente en fase vapor a un separador para separar el estireno del etilbenceno sin reaccionar; recuperar el etilbenceno sin reaccionar del separador como fracción de cabeza; recuperar el estireno del separador como fracción de cola; condensar al menos parcialmente una primera porción de dicha fracción de cabeza por intercambio de calor indirecto con una mezcla que comprende etilbenceno y agua para formar un producto de vaporización azeotrópica que comprende vapor de etilbenceno y vapor de agua que tiene una segunda relación en peso de vapor de agua a etilbenceno, no siendo usada la porción restante de dicha fracción de cabeza en el intercambio de calor indirecto con la mezcla que comprende etilbenceno y agua; y combinar el producto de vaporización azeotrópica con más etilbenceno y más vapor de agua, juntos o separados, para formar la corriente de vapor reaccionante que tiene la primera relación en peso de vapor de agua a etilbenceno.

Otros aspectos y ventajas serán evidentes a partir de la siguiente descripción y las reivindicaciones adjuntas, que definen formas de realización del proceso.

Breve descripción de los dibujos

40 FIG. 1 es un diagrama de flujos simplificado de un método de la técnica anterior para recuperar calor de las corrientes de cabeza de un separador de etilbenceno/monómero de estireno (EB/SM) usando un vaporizador azeotrópico.

FIG. 2 es un diagrama de flujos simplificado de un sistema de reacción de deshidrogenación típico para la producción de monómero de estireno (SM) a partir de etilbenceno (EB).

45 FIG. 3 es un diagrama de flujos simplificado de una sección de un proceso para la producción de monómero de estireno (SM) de acuerdo con las formas de realización descritas en el presente documento.

FIG. 4 es un diagrama de flujos simplificado de una sección de un proceso para la producción de monómero de estireno (SM) de acuerdo con las formas de realización descritas en el presente documento.

FIG. 5 es un diagrama de flujos simplificado de una sección de un proceso para la producción de monómero de estireno (SM) de acuerdo con las formas de realización descritas en el presente documento.

50 **Descripción detallada**

Formas de realización descritas en el presente documento se refieren a un proceso para la producción de estireno mediante la deshidrogenación de etilbenceno en presencia de vapor de agua. Más en particular, formas de realización descritas en el presente documento se refieren a la deshidrogenación de etilbenceno a menores relaciones en peso totales de vapor de agua a etilbenceno (menores relaciones en peso totales de vapor de agua a aceite) recuperando al mismo tiempo también calor de condensación de los diversos productos de deshidrogenación, tales como

etilbenceno de estireno, mediante la vaporización azeotrópica de las alimentaciones de etilbenceno líquido y agua al reactor de deshidrogenación.

Haciendo referencia ahora a la FIG. 3, se ilustra un diagrama de flujos de proceso simplificado para la recuperación de calor de las fracciones de cabeza de un separador de etilbenceno/monómero de estireno (EB/SM) usando un vaporizador azeotrópico de acuerdo con formas de realización descritas en el presente documento. Puede alimentarse estireno bruto recuperado a través de la línea 310 de flujo de la zona de reacción de deshidratación y cualquier zona de separación intermedia (no ilustrada) al separador 312 de EB/SM para la separación de estireno y cualquier subproducto pesado de etilbenceno sin reaccionar y cualquier componente ligero adicional, tal como benceno, tolueno y xilenos. El producto estireno y los componentes pesados pueden recuperarse del separador 312 como fracciones de cola 314, y el etilbenceno y cualquier compuesto hidrocarbonado ligero pueden recuperarse del separador 312 como una fracción 316 de cabeza. Una porción 316A de la fracción 316 de cabeza se condensa entonces por intercambio de calor indirecto con etilbenceno (reciclado y/o fresco) y agua (tal como condensado recuperado del producto de deshidrogenación), alimentado a través de la línea 318 de flujo, en el vaporizador 320 azeotrópico. La fracción de cabeza condensada se recupera del vaporizador 320 azeotrópico a través de la línea 322 de flujo, una porción de la cual puede usarse para el reflujo 324 de la columna, y una porción de la cual puede recuperarse como corriente 326 de recuperación de etilbenceno, que puede ser alimentada a procesos corriente abajo (no mostrados), tal como para la recuperación de BTX cuando estos componentes no se separen corriente arriba del separador de EB/SM. La mezcla azeotrópica vaporizada de EB y agua se recupera del vaporizador 320 azeotrópico a través de la línea 327 de flujo para alimentar a la zona de reacción de deshidrogenación (no ilustrada). La porción 316B restante de la fracción 316 de cabeza no se usa para proporcionar calor al vaporizador 320 azeotrópico.

El uso de solo una porción de la fracción de cabeza del separador para proporcionar calor al vaporizador azeotrópico da como resultado que no hay calor suficiente para vaporizar toda la alimentación de etilbenceno y vapor de agua primario para la zona de reacción de deshidrogenación. Se mezcla entonces una alimentación complementaria de etilbenceno con la mezcla azeotrópica recuperada del vaporizador para proporcionar el etilbenceno adicional requerido para alcanzar la relación deseada en la alimentación de etilbenceno total. La menor velocidad de vaporización en el vaporizador azeotrópico da como resultado una disminución en el vapor de agua primario, y una vez combinado con el vapor de agua principal, puede proporcionar una menor relación en peso total de vapor de agua a aceite que entra en la zona de reacción de deshidrogenación.

Como se ha indicado antes, no es deseable disminuir de forma significativa la cantidad de vapor de agua principal, y esto influye en el recalentamiento de efluentes del reactor entre las etapas de reacción y puede dar lugar a temperaturas excesivas en el hogar y la línea de transferencia. Al usar solo una porción de la fracción de cabeza del separador para proporcionar calor al vaporizador azeotrópico, la relación en peso total de vapor de agua a aceite puede ajustarse mientras que no se disminuye el vapor de agua recalentado proporcionado desde el sobrecalentador de vapor de agua. Incluso si se reduce el caudal de vapor de agua procedente del sobrecalentador de vapor de agua, usar solo una porción de la fracción de cabeza del separador para proporcionar calor al vaporizador azeotrópico puede permitir la operación a menores temperaturas de hogar y de línea de transferencia, dentro de sus respectivas limitaciones metalúrgicas.

Haciendo referencia ahora a la FIG. 4, un diagrama de flujos simplificado de un proceso para la producción de monómero de estireno (SM) de acuerdo con formas de realización descritas en el presente documento, donde números similares representan partes similares. Puede procesarse etilbenceno en la zona de reacción de deshidrogenación de forma similar a la descrita con respecto a la FIG. 2, produciendo un efluente 345 de reactor que puede separarse en la zona 350 de separación para dar lugar a un producto de estireno bruto. El estireno bruto 310 se procesa a continuación como se describe con respecto a la FIG. 3, produciendo solo una porción de la alimentación de vapor de etilbenceno requerido en el vaporizador 320 azeotrópico, que se recupera a través de la línea 327 de flujo.

La zona 350 de separación puede incluir, por ejemplo, separación de vapor de agua de los vapores hidrocarbonados por condensación, separación de compuestos hidrocarbonados ligeros (BTX) del etilbenceno y estireno, u otros procesos de separación que son conocidos por un experto en la técnica. La separación de BTX puede llevarse a cabo, de forma alternativa, corriente abajo del separador 312. El condensado recuperado en la zona 350 de separación puede combinarse con etilbenceno para formar la mezcla de etilbenceno-agua alimentada al vaporizador 320 azeotrópico a través de la línea 318 de flujo.

La mezcla azeotrópica de etilbenceno y vapor de agua en la línea 327 de flujo tiene una primera relación en peso de vapor de agua a aceite (por ejemplo, relación en peso de vapor de agua a etilbenceno o relación en peso de vapor de agua a etilbenceno más otros compuestos hidrocarbonados, que puede ser apropiado). La relación en peso de vapor de agua a etilbenceno específica de la mezcla azeotrópica resultante puede depender de la temperatura y presión del sistema de vaporización. La relación en peso de vapor de agua a etilbenceno puede estar en el intervalo de 0,4 a 0,6 en algunas formas de realización, tal como desde un límite inferior de 0,40, 0,42, 0,44, 0,45, 0,46, 0,47, 0,48 o 0,49 hasta un límite superior de 0,50, 0,51, 0,52, 0,53, 0,54, 0,55, 0,56, 0,58, o 0,60, donde cualquier límite inferior puede combinarse con cualquier límite superior.

La mezcla azeotrópica de etilbenceno y vapor de agua en la línea 327 de flujo se combina a continuación con más etilbenceno y más vapor de agua (tal como el vapor de agua principal) para dar lugar a la relación en peso total de

vapor de agua a etilbenceno deseada de la alimentación que entra en el tren del reactor de deshidratación en la entrada 34. Puede añadirse etilbenceno líquido y/o vapor al sistema a través de una o más de las líneas de flujo 340A, 340B, 340C y 340D o en otras posiciones como puede idearse por un experto en la técnica. Cuando se alimenta al sistema etilbenceno líquido, este se vaporizará antes de ser alimentado a los reactores 26, tal como mezclando con el vapor de agua principal o por intercambio de calor indirecto, tal como con vapor de agua a baja presión o en el intercambiador 36 de efluente, por ejemplo. La relación en peso total de vapor de agua a aceite resultante de la alimentación que entra en el reactor de deshidratación usada puede depender del tipo de catalizador de deshidrogenación, tiempo de uso del catalizador o cualquier serie de otros factores, y puede estar en el intervalo de 0,7 a 1,0, en peso, por ejemplo. En otras formas de realización, la relación total de vapor de agua a aceite puede estar en el intervalo de 0,8 a 1,0; de 0,9 a 1,0 en otras formas de realización; y en otras formas de realización desde un límite inferior de 0,70, 0,75, 0,80, 0,85, 0,90, o 0,95 hasta un límite superior de 0,90, 0,95 o 1,0, donde cualquier límite inferior puede combinarse con cualquier límite superior.

En algunas formas de realización, el producto de vaporización azeotrópica en la línea 24 se combina con el vapor de etilbenceno alimentado a través de la línea 340A. Después de mezclar el etilbenceno adicional con la mezcla azeotrópica de etilbenceno y vapor de agua, la mezcla de etilbenceno-vapor de agua resultante puede tener una relación en peso de vapor de agua a aceite en el intervalo de 0,1 a 0,5, tal como desde 0,25 a 0,35. En otras formas de realización, la mezcla de etilbenceno-vapor de agua resultante puede tener una relación en peso de vapor de agua a aceite en el intervalo de desde un límite inferior de 0,10, 0,15, 0,20, 0,25, 0,30 o 0,35 hasta un límite superior de 0,20, 0,25, 0,30, 0,35, 0,40, 0,45 o 0,50, donde cualquier límite inferior puede combinarse con cualquier límite superior.

Haciendo referencia ahora a la FIG. 3, en algunas formas de realización, la porción 316B puede sortear el vaporizador 320 azeotrópico y condensarse usando agua de enfriamiento u otros medios de enfriamiento, que pueden estar disponibles. Por ejemplo, la porción 316B puede alimentarse al condensador 328, donde es condensada y recuperada para su uso como reflujo o alimentación a procesos corriente abajo. Mientras que el exceso de calor de la porción 316B puede perderse al agua de enfriamiento en esta forma de realización, esta forma de realización permite para la flexibilidad de proceso deseada operar a menores relaciones en peso totales de vapor de agua a aceite al mismo tiempo que se lleva a cabo cierta recuperación de calor en el vaporizador azeotrópico.

En otras formas de realización, puede recuperarse calor de la porción 316B por intercambio de calor indirecto con una o más corrientes de proceso adecuadas en la zona 330 de intercambio de calor indirecto. Por ejemplo, como se ilustra en la Figura 5, donde números similares representan partes similares, la fracción 314 de cola del separador 312 puede alimentarse a una columna 510 de recuperación de estireno para la separación de estireno de los subproductos de reacción pesados, tales como oligómeros, polímeros, alquitranes y similares. El estireno puede recuperarse de la columna 510 como fracción de cabeza a través de la línea 512 de flujo, y los subproductos pesados pueden recuperarse como fracción 514 de cola. El vapor del recalentador puede proporcionarse a la columna de recuperación de estireno por intercambio de calor indirecto con la porción 316B en el intercambiador 516 de calor. Si fuera necesario, puede usarse un recalentador 518 complementario o de arranque para proporcionar más calor durante operaciones normales o para el arranque de la columna. De este modo, el calor de cabeza del separador 312 de EB/SM puede utilizarse de forma eficiente al mismo tiempo que se reduce la relación en peso primaria de vapor de agua a aceite, posibilitando que la zona de reacción de deshidrogenación opere a menores relaciones en peso totales de vapor de agua a aceite sin enfrentarse a ningún límite metalúrgico para el sobrecalentador de vapor de agua. Además, puesto que la relación en peso total de vapor de agua a aceite puede reducirse a 0,9 a 1,0, comparada con 1,15 o mayores de los procesos de la técnica anterior, los requerimientos totales de energía para la producción de estireno a partir de etilbenceno pueden reducirse.

Como se ha descrito antes, formas de realización descritas en el presente documento pueden permitir la deshidrogenación de etilbenceno a menores relaciones en peso totales de vapor de agua a etilbenceno (menores relaciones en peso totales de vapor de agua a aceite) mientras que también se recupera calor de corrientes de proceso mediante vaporización azeotrópica de una porción de las alimentaciones de etilbenceno y agua líquidas al reactor de deshidrogenación. De forma ventajosa, formas de realización descritas en el presente documento pueden proporcionar una o más de: operación a bajas relaciones en peso totales de vapor de agua a aceite, tal como relaciones en peso en el intervalo de 0,9 a 1,0; recuperación de calor de la fracción de cabeza del separador de EB/SM; recalentamiento de la columna de recuperación de SM usando una porción de la fracción de cabeza del separador de EB/SM; operación a menores relaciones en peso totales de vapor de agua a aceite dentro de los límites de diseño de un sobrecalentador de vapor de agua; y una reducción en los requerimientos de energía totales para producir estireno, entre otras ventajas.

Aunque la descripción anterior puede referirse a etilbenceno y estireno, un experto en la técnica puede apreciar fácilmente que los procesos descritos en el presente documento pueden ser aplicables a procesos para la deshidrogenación de otros compuestos hidrocarbonados alquilaromáticos. Adicionalmente, se sobrentiende que determinado equipo, tal como válvulas, tuberías, indicadores, controles, equipo opcional tal como bombas, y similares se han omitido de los dibujos para facilitar la descripción de los mismos, y que la disposición de tal equipo en lugares apropiados se considera que está dentro de ámbito de conocimiento de un experto en la técnica.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la deshidrogenación de etilbenceno, comprendiendo el proceso:
 - 5 poner en contacto una corriente de vapor reaccionante, que comprende etilbenceno y vapor de agua y que tiene una primera relación en peso de vapor de agua a etilbenceno, con un catalizador de deshidrogenación en una zona de reacción que comprende uno o más reactores (26, 28) bajo condiciones de deshidrogenación para formar un efluente en fase vapor que comprende estireno, el vapor de agua y etilbenceno sin reaccionar;
 - alimentar al menos una porción del efluente en fase vapor a un separador (312) para separar el estireno del etilbenceno sin reaccionar;
 - recuperar el etilbenceno sin reaccionar del separador como una fracción (316) de cabeza;
 - 10 recuperar el estireno del separador (312) como una fracción (314) de cola;
 - condensar al menos parcialmente una primera porción (316A) de dicha fracción (316) de cabeza por intercambio de calor indirecto con una mezcla que comprende etilbenceno y agua para formar un producto de vaporización azeotrópica que comprende vapor de etilbenceno y vapor de agua y que tiene una segunda relación en peso de vapor de agua a etilbenceno, no siendo usada la porción restante (316B) de dicha fracción (316) de cabeza en el
 - 15 intercambio de calor indirecto con la mezcla que comprende etilbenceno y agua; y
 - combinar el producto de vaporización azeotrópica con etilbenceno adicional y vapor de agua adicional, juntos o separados, para formar la corriente de vapor reaccionante que tiene la primera relación en peso de vapor de agua a etilbenceno.
2. El proceso según la reivindicación 1, que comprende adicionalmente:
 - 20 condensar al menos parcialmente una segunda porción de la fracción (316) de cabeza mediante un intercambio de calor indirecto diferente.
3. El proceso según la reivindicación 1, donde el efluente en fase vapor comprende adicionalmente subproductos de reacción más pesados que estireno, comprendiendo el proceso adicionalmente:
 - 25 alimentar la fracción (314) de cola a una columna (510) de recuperación de estireno para separar el estireno de los subproductos de reacción;
 - proporcionar vapor de recalentamiento a la columna (510) de recuperación de estireno mediante intercambio de calor indirecto con una segunda porción (316B) de la fracción (316) de cabeza.
4. El proceso de la reivindicación 1, donde la combinación del producto de vaporización azeotrópica con etilbenceno adicional y vapor de agua adicional comprende:
 - 30 combinar el producto de vaporización azeotrópica con etilbenceno adicional para formar una mezcla que tiene una tercera relación en peso de vapor de agua a etilbenceno; y
 - combinar la mezcla que tiene una tercera relación en peso de vapor de agua a etilbenceno con vapor de agua adicional para formar la corriente de vapor reaccionante que tiene la primera relación en peso de vapor de agua a etilbenceno.
- 35 5. El proceso de la reivindicación 1, donde la segunda relación en peso de vapor de agua a etilbenceno está en el intervalo de 0,40 a 0,60.
6. El proceso de la reivindicación 1, donde la segunda relación en peso de vapor de agua a etilbenceno está en el intervalo de 0,45 a 0,55.
7. El proceso de la reivindicación 1, donde la primera relación en peso de vapor de agua a etilbenceno está en el
- 40 intervalo de 0,7 a 1,0.
8. El proceso de la reivindicación 1, donde la primera relación en peso de vapor de agua a etilbenceno está en el intervalo de 0,8 a 1,0.
9. El proceso de la reivindicación 1, donde la primera relación en peso de vapor de agua a etilbenceno está en el intervalo de 0,9 a 1,0.
- 45 10. El proceso de la reivindicación 4, donde la tercera relación en peso de vapor de agua a etilbenceno está en el intervalo de 0,10 a 0,50.
11. El proceso de la reivindicación 4, donde la tercera relación en peso de vapor de agua a etilbenceno está en el intervalo de 0,25 a 0,35.

Figura 3

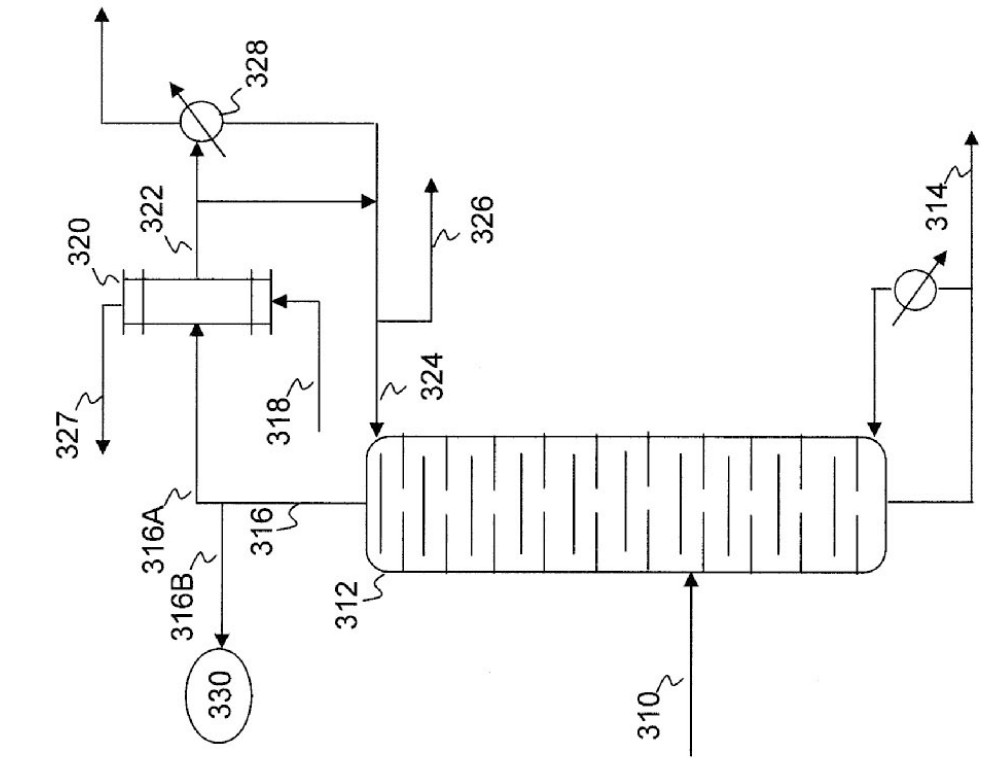


Figura 1 (técnica anterior)

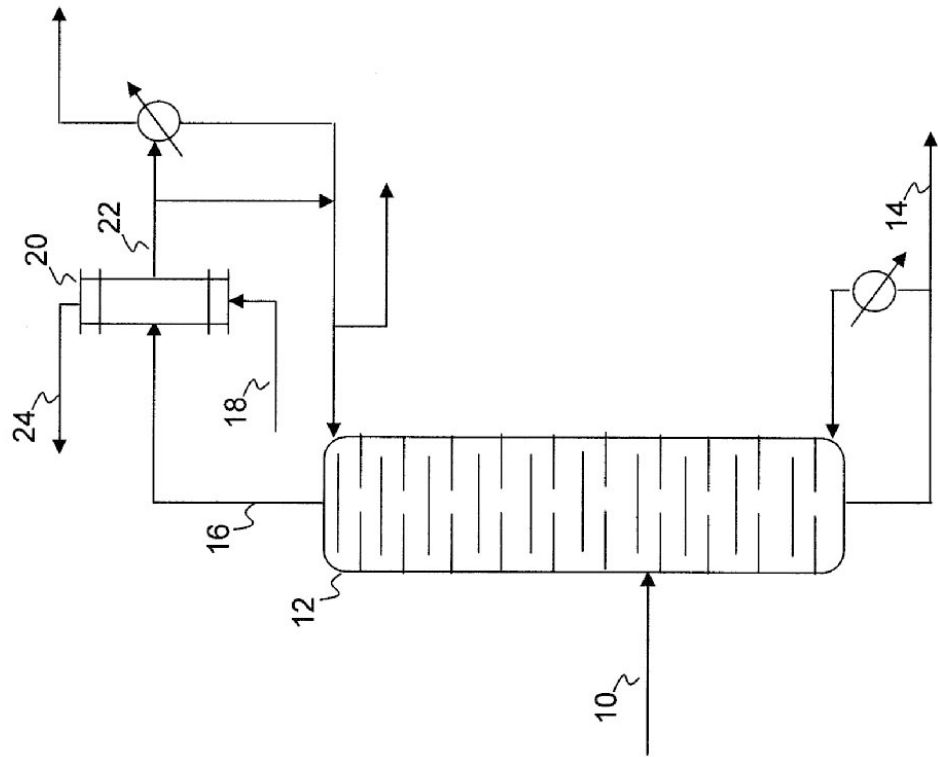


Figura 2 (técnica anterior)

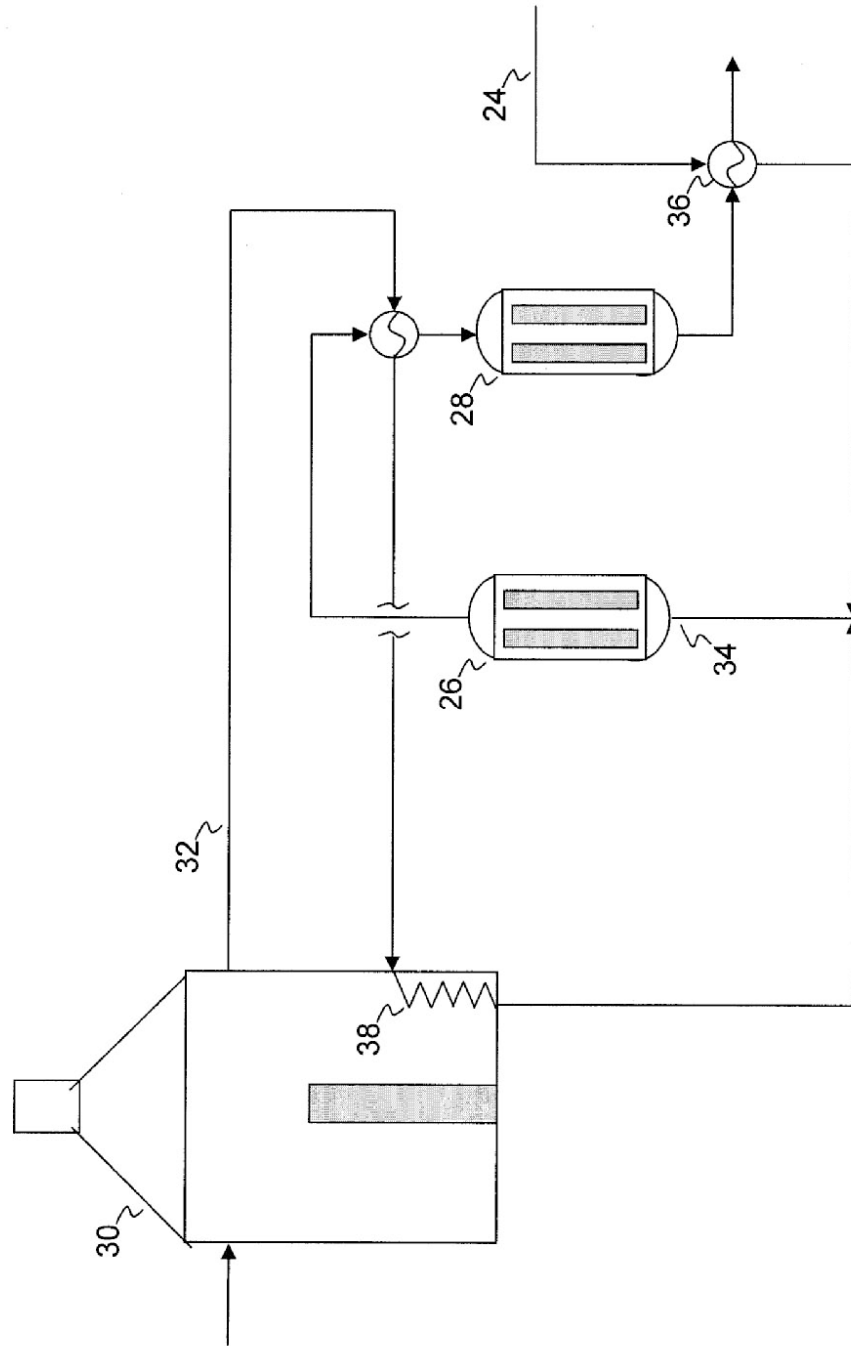


Figura 4

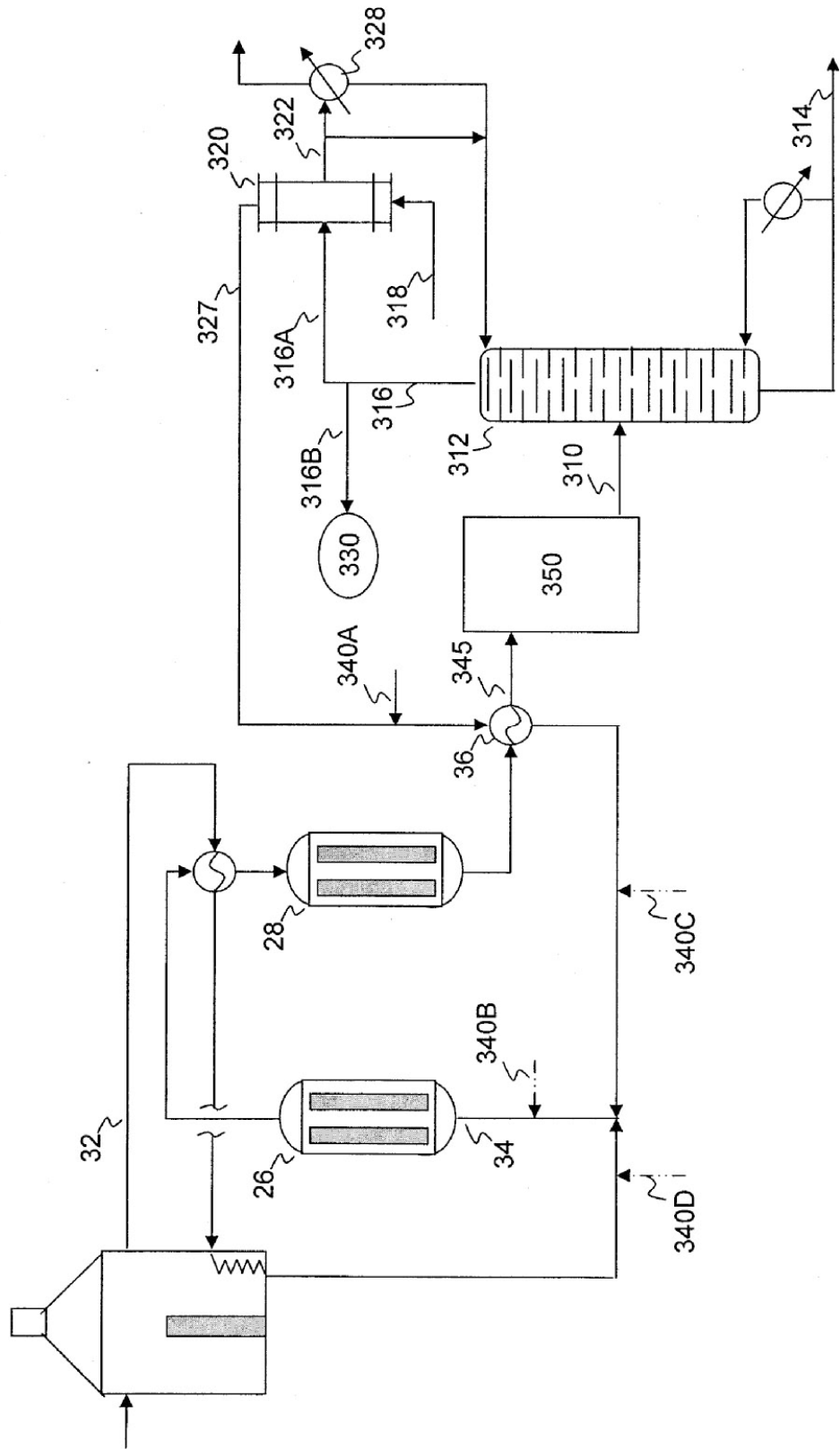


Figura 5

