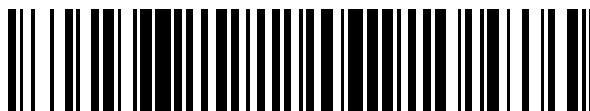


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 701 128**

51 Int. Cl.:

B01J 3/00 (2006.01)

C07C 7/04 (2006.01)

C07C 11/04 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **19.02.2016** **E 16156548 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **05.09.2018** **EP 3207981**

54 Título: **Procedimiento e instalación para la obtención de un producto de etileno en estado supercrítico**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
20.02.2019

73 Titular/es:

LINDE AKTIENGESELLSCHAFT (100.0%)
Klosterhofstrasse 1
80331 München, DE

72 Inventor/es:

HÖFEL, TORBEN;
KAMANN, MARTIN;
SCHÖLCH, MICHAEL;
MCCRACKEN, SEAN;
KUNKEL, JOSEF y
KRACKER-SEMLER, GUNTHER

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 701 128 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

Procedimiento e instalación para la obtención de un producto de etileno en estado supercrítico

La invención se refiere a un procedimiento para la obtención de un producto de etileno en estado supercrítico y a una correspondiente instalación según los respectivos conceptos genéricos de las reivindicaciones independientes.

5 Estado de la técnica

Los procedimientos y las correspondientes instalaciones para la obtención de olefinas como etileno mediante craqueo con vapor (en inglés Steam Cracking) son conocidos y se describen, a modo de ejemplo, en el artículo "Ethylene" en Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, online desde el 15 de abril de 2009, DOI 10.1002/14356007.a10_045.pub3. En el craqueo con vapor se obtienen primeramente mezclas gaseosas, que se pueden someter a una elaboración y a secuencias de separación para la separación en componentes o grupos de componentes. A modo de ejemplo, por el estado de la técnica son conocidos procedimientos "desmetanizador primero", "desetanizador primero" y "despropanizador primero". El documento US 2 813 920 da a conocer un procedimiento para la producción de etileno. En el craqueo con vapor, también el producto objetivo clásico, esto es, etileno, se separa de los demás componentes en secuencias de separación correspondientes. A tal efecto, para la obtención de etileno, en una secuencia de separación correspondiente se forma una fracción que contiene de manera predominante o exclusivamente etano y etileno. Esta fracción se separa en una columna de destilación, el denominado distribuidor C2, en un producto de cabeza gaseoso, que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno, y un producto de cola líquido, que contiene de manera predominante o exclusivamente etano. El producto de cabeza del distribuidor C2 se recircula al distribuidor C2 parcialmente en forma licuada como reflujo, otra parte se puede poner a disposición como producto de etileno líquido y/o gaseoso.

La presente invención se refiere en especial al empleo de los denominados distribuidores (LP-)C2 de baja presión, que se accionan a un nivel de presión típicamente de unos 8 a 9 bar. El empleo de tales distribuidores C2 de baja presión posee ventajas respecto a costes de inversión y consumo de energía frente al empleo de distribuidores (HP-)C2 de alta presión. Los distribuidores C2 de baja presión se mencionan en el artículo "Ethylene" en Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry en la sección "Heat-Pumped C2 Fractionation" en la página 47. En este artículo se indican otros detalles respecto a las ventajas de los distribuidores C2 de baja presión.

Ocasionalmente se requiere una puesta a disposición del producto de etileno en estado supercrítico. A tal efecto, en un procedimiento del estado de la técnica no según la invención, el producto de cabeza gaseoso, que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno, de la cabeza del distribuidor C2 de baja presión, que se explica también con referencia a la Figura 1, se calienta en primer lugar, a modo de ejemplo a temperatura ambiente, a continuación se comprime a un nivel de presión, a modo de ejemplo, de más de 20 bar, y se licúa a este nivel de presión mediante enfriamiento. Una parte del producto de licuefacción obtenido en este caso se emplea como el reflujo mencionado en el distribuidor C2. El resto de producto de licuefacción, o también solo una parte del mismo, se traslada del estado líquido a un nivel de presión supercrítico por medio de una bomba, y se calienta en el nivel de presión supercrítico.

Como se explica especialmente con referencia a la Figura 5, un procedimiento correspondiente presenta inconvenientes energéticos, ya que, en el enfriamiento, se debe extraer una gran cantidad de energía, y para la evaporación en el nivel de presión supercrítico se debe alimentar energía adicional. Por lo tanto, existe la demanda de procedimientos y dispositivos mejorados para la puesta a disposición de etileno gaseoso a presión supercrítica a partir de un producto de cabeza gaseoso, que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno, de la cabeza de un distribuidor C2 de baja presión.

Divulgación de la invención

En este contexto, la presente invención propone un procedimiento para la producción de un producto de etileno en estado supercrítico, así como una correspondiente instalación con las características de las reivindicaciones independientes. Las configuraciones son objeto de las reivindicaciones dependientes, así como de la siguiente descripción.

Antes de las explicaciones de características y ventajas de la presente invención se explican sus bases y los conceptos empleados.

Para la caracterización de presiones y temperaturas, la presente invención emplea los conceptos "nivel de presión" y "nivel de temperatura", mediante los cuales se expresará que las correspondientes presiones y temperaturas en una correspondiente planta no se deben emplear en forma de valores exactos de presión, o bien temperatura, para

realizar el concepto inventivo. No obstante, tales presiones y temperaturas se mueven típicamente en determinados intervalos, que se sitúan, a modo de ejemplo, $\pm$ un 1%, 5%, 10%, 20% o incluso un 50% alrededor de un valor medio. En este caso, los correspondientes niveles de presión y niveles de temperatura se pueden situar en intervalos disjuntos, o en intervalos que solapan. A modo de ejemplo, en especial los niveles de presión comprenden también diferentes presiones, que resultan de pérdidas de presión inevitables. Se considera una analogía para niveles de temperatura. En el caso de niveles de presión indicados en bar en este caso se trata de presiones absolutas.

En procedimientos e instalaciones del tipo citado al inicio, para la compresión se pueden emplear turbocompresores de varias etapas. La estructura mecánica de turbocompresores es conocida en principio por el especialista. En un turbocompresor, la compresión del medio a comprimir se efectúa por medio de palas de turbina, que están dispuestas en una rueda de turbina o directamente en un eje. Un turbocompresor forma en este caso una unidad de construcción que puede presentar, no obstante, varias etapas de compresor en el caso de un compresor de varias etapas. En este caso, una etapa de compresor comprende generalmente una rueda de turbina o una correspondiente disposición de palas de turbina. Todas estas etapas de compresor se pueden accionar desde un eje común. No obstante, también puede estar previsto accionar las etapas de compresor por grupos con diferentes ejes, pudiendo también los ejes estar unidos entre sí a través de engranajes.

Un cambiador de calor sirve para la transferencia indirecta de calor entre al menos dos corrientes fluidas, por ejemplo conducidas en contracorriente. Un cambiador de calor para empleo en el ámbito de la presente invención puede estar constituido por una única o varias secciones de cambiador de calor unidas en paralelo y/o en serie, por ejemplo por uno o varios bloques cambiadores de calor de placa.

Para el diseño y la configuración específica de columnas de destilación, como se pueden emplear en el ámbito de la presente solicitud, remítase a libros de texto pertinentes (véase, a modo de ejemplo, K. Sattler, "Thermische Trennverfahren: Grundlagen, Auslegung, Apparate", 3ª edición, Wiley-VCH, Weinheim 2001).

En el lenguaje aquí empleado, en el caso de una "columna de destilación" se trata de una unidad de separación que está configurada para separar al menos parcialmente una mezcla de sustancias (empleo de separación) dispuesta en forma gaseosa o líquida, o en forma de una mezcla bifásica con fracciones líquidas y gaseosas, en caso dado también en estado supercrítico, es decir, para generar a partir de la mezcla de materias, en cada caso, sustancias puras o mezclas de sustancias que están enriquecidas, o bien empobrecidas frente a la mezcla de sustancias respecto al menos un componente en el sentido explicado anteriormente. Las columnas de destilación son bastante conocidas por el sector de la técnica de separación. Las columnas de destilación están configuradas típicamente como depósitos metálicos cilíndricos, que están equipados con elementos de inserción, a modo de ejemplo platos perforados o empaquetaduras ordenadas o desordenadas. Entre otras cosas, una columna de destilación se distingue por que, en su zona inferior, también denominada cola, se separa una fracción líquida. Esta fracción líquida, que se denomina en este caso líquido de cola, se calienta en una columna de destilación por medio de un evaporador de cola, de modo que una parte del líquido de cola se evapora continuamente y asciende en forma de gas en la columna de destilación. Además, una columna de destilación está provista típicamente de un denominado condensador de cabeza, en el que al menos una parte de una mezcla de gases que se enriquece en la zona superior de la columna de destilación, o un correspondiente gas puro, denominado también producto de cabeza en este caso, se alimenta, se licúa en parte para dar un condensado, y se alimenta como reflujo líquido en la cabeza de la columna de destilación.

Ventajas de la invención

La presente invención propone un procedimiento para la obtención de un producto de etileno en estado supercrítico, en el que se separa una mezcla gaseosa que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno y etano en una columna de destilación, que se acciona en un nivel de presión de destilación de 5 a 15 bar, en especial 8 a 10 bar, a modo de ejemplo aproximadamente 8,1 bar, en un producto de cabeza que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno y un producto de cola que contiene de manera predominante o exclusivamente etano. Por lo tanto, en el caso de la columna de destilación empleada para la separación de la mezcla gaseosa se trata de un distribuidor C2 de baja presión típico. Respecto a otras características de tal distribuidor C2 de baja presión remítase a las anteriores explicaciones, así como a la literatura técnica pertinente citada en las mismas.

El producto de cabeza formado en la columna de destilación se extrae de la cabeza de la columna de destilación en estado gaseoso, y se licúa en una primera proporción y se recircula a la columna de destilación como reflujo. En una segunda proporción, el producto de cabeza extraído de la cabeza de la columna de destilación en estado gaseoso se transforma en estado supercrítico y se emplea como el producto de etileno.

Si en este caso se trata del empleo de una primera proporción y una segunda proporción del producto de cabeza del modo descrito, por esto se debe entender que otras proporciones de un correspondiente producto de cabeza se pueden emplear de otro modo; a modo de ejemplo, éstas se pueden poner a disposición en estado supercrítico en forma gaseosa o líquida como producto de etileno.

- 5 Como ya se ha explicado, en procedimientos del estado de la técnica, como se explican también con referencia a la Figura 1, está previsto calentar un correspondiente producto de cabeza para la puesta a disposición de un producto de etileno en estado supercrítico, en primer lugar, a modo de ejemplo, a temperatura ambiente, a continuación compactar a un nivel de presión, a modo de ejemplo, de más de 20 bar, y licuar a este nivel de presión mediante enfriamiento. En el estado de la técnica, el producto de licuefacción formado en este caso se traslada a un nivel de
10 presión supercrítico en una proporción que corresponde a la segunda proporción formada según la invención, y se calienta a este nivel de presión supercrítico.

- Por el contrario, para la transformación de la segunda proporción en el estado supercrítico, la presente invención propone una compresión de varias etapas del nivel de presión de destilación, es decir, el nivel de presión al que se acciona la columna de destilación, y al que se extrae el producto de cabeza de esta columna de destilación, a un
15 nivel de presión supercrítico a través de varios niveles de presión intermedios. La segunda proporción se transforma de manera predominante o exclusiva directamente a partir del estado gaseoso en el estado supercrítico. Por lo tanto, en contrapartida al estado de la técnica no se efectúa una licuefacción ni un subsiguiente calentamiento de un producto de licuefacción sometido a presión. En otras palabras, la transformación de la segunda proporción en el estado supercrítico en el ámbito de la presente invención no comprende una licuefacción intermedia. En este caso,
20 la presente invención presenta en especial ventajas energéticas frente al procedimiento del estado de la técnica expuesto.

- Ya que, según el estado de la técnica, partiendo del nivel de presión a más de 20 bar descrito y de un nivel de temperatura correspondientemente elevado (a modo de ejemplo temperatura ambiente y el calor de compresión), se efectúa una licuefacción también de la proporción de producto de cabeza extraído de la cabeza de la columna de
25 destilación, empleada para la puesta a disposición del producto de etileno en estado supercrítico, en este caso se debe superar una diferencia de temperatura muy elevada y, por lo tanto, extraer una gran cantidad de calor. Esto se explica por medio del diagrama de entalpía-presión mostrado en la Figura 5. Tras la aplicación de presión en estado líquido, a continuación se debe alimentar de nuevo una cantidad de energía considerable para producir un calentamiento en condiciones ambientales para la puesta a disposición del producto de etileno.

- 30 Por el contrario, la presente invención, como se explica más detalladamente también por medio del diagrama de entalpía-presión en la Figura 6, posibilita renunciar a diferencias de temperatura correspondientemente grandes para la puesta a disposición del producto de etileno en estado supercrítico. Únicamente la primera proporción del producto de cabeza extraído de la columna de destilación, que se emplea como reflujo, se debe someter a un enfriamiento correspondientemente intenso y a una licuefacción. La segunda proporción se compacta en varias
35 etapas, extrayéndose únicamente el calor de compresión en un nivel de temperatura por encima de condiciones ambientales en cada caso. En este caso es necesario únicamente un enfriamiento, a modo de ejemplo, a aproximadamente 40°C, que se puede provocar con agua de refrigeración. Mediante la renuncia a una licuefacción intermedia, la presente invención posibilita el ahorro de materiales resistentes al frío, que requieren correspondientemente costes elevados.

- 40 En el estado de la técnica existe generalmente el prejuicio de que una puesta a disposición de un producto de presión en estado supercrítico es especialmente ventajosa si, como se explica con referencia al estado de la técnica, en este caso se efectúa una licuefacción intermedia y una aplicación de presión del producto de licuefacción en estado líquido. No obstante, en el ámbito de la presente invención se ha mostrado que las ventajas energéticas de una compresión por etapas en estado gaseoso superan los eventuales inconvenientes.

- 45 En el ámbito de la invención, como se ha mencionado, para la transformación de la segunda proporción en el estado supercrítico se efectúa una compresión de varias etapas del nivel de presión de destilación a un nivel de presión supercrítico a través de varios niveles de presión intermedios. En este caso, la segunda proporción se transforma de manera o predominante o exclusiva directamente del estado gaseoso al estado supercrítico en la compresión de varias etapas.

- 50 En este caso, los niveles de presión mencionados comprenden al menos un primer nivel de presión intermedio, que se sitúa en 18 a 25 bar, en especial 22 a 23 bar, a modo de ejemplo aproximadamente 22,5 bar. Es especialmente ventajosa una compresión a tal nivel de presión intermedio, ya que en este nivel de presión intermedio se puede excluir la primera proporción, asimismo sometida en esta medida a la compresión de varias etapas, que se emplea como reflujo en la columna de destilación. Una compresión de la primera proporción antes de la licuefacción es

conveniente para poder realizar la licuefacción a temperaturas suficientemente elevadas, o bien con los medios refrigerantes disponibles.

Como también se ha explicado anteriormente, tal primera proporción se puede emplear como portador de calor en un evaporador de cola de la columna de destilación tras una correspondiente compresión, adicionalmente a la refrigeración en otros cambiadores de calor. De este modo se obtiene un efecto de bomba de calor con utilización de la energía especialmente ventajosa. Por lo tanto, en otras palabras, la primera proporción se comprime del nivel de presión de destilación al primer nivel de presión, ventajosamente en la compresión de varias etapas, a continuación se licúa y se emplea como reflujo. Además, como se ha mencionado, es ventajoso accionar la columna de destilación con un evaporador de cola, que se calienta bajo empleo de la primera proporción comprimida al primer nivel de presión intermedio.

Ventajosamente, la compresión de varias etapas en el ámbito de la presente invención comprende también la compresión de agente refrigerante de un circuito de agente refrigerante, que comprende al menos tres circuitos parciales accionados a diferentes niveles de presión. El agente refrigerante de etileno se emplea en diferentes puntos en los correspondientes procedimientos e instalaciones, a modo de ejemplo en un desmetanizador u otros pasos de separación. Los procedimientos y las instalaciones para la elaboración de mezclas gaseosas, que se generan mediante craqueo por vapor, comprenden típicamente circuitos parciales accionados con agente refrigerante de etileno a diferentes niveles de presión y, por consiguiente, de temperatura. En este caso está previsto típicamente un circuito de agente refrigerante de baja presión, que se acciona poco por encima del nivel de presión atmosférica o poco por debajo del mismo, típicamente a 0,5 hasta 1,5 bar, en especial 1,0 a 1,1 bar, a modo de ejemplo aproximadamente 1,05 bar (a continuación denominado primer nivel de presión inicial). El agente refrigerante en tal circuito de agente refrigerante de baja presión presenta, a modo de ejemplo, un nivel de temperatura de aproximadamente -95 a -100°C. Un circuito de agente refrigerante de presión media se acciona típicamente a un nivel de presión de aproximadamente 2,5 a 3,5 bar, en especial 2,8 a 3,2 bar, a modo de ejemplo aproximadamente 3 bar (a continuación denominado segundo nivel de presión inicial). Su agente refrigerante presenta un nivel de temperatura típicamente de unos -75 a -85°C. Finalmente está presente un denominado circuito de agente refrigerante de alta presión, que se acciona a un nivel de presión típicamente de unos 5 a 10 bar, en especial 8 a 9 bar, a modo de ejemplo aproximadamente 8,1 bar, es decir, el nivel de presión de destilación. El agente refrigerante del circuito de agente refrigerante de alta presión presenta un nivel de temperatura típicamente de -55 a -65 °C, en especial de aproximadamente -57 °C.

Por lo tanto, en la compresión de varias etapas, que se emplea en el ámbito de la invención, también un agente refrigerante que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno se comprime de varios niveles de presión iniciales, que se sitúan por debajo del nivel de presión de destilación, así como del nivel de presión de destilación al primer nivel de presión intermedio. De este modo, el compresor de varias etapas empleado según la invención, o bien el correspondiente compresor, se puede emplear también para la puesta a disposición de agentes refrigerantes, o bien para la alimentación de los circuitos parciales mencionados con agente refrigerante. De este modo se crea un circuito de agente refrigerante abierto, que se puede accionar de modo especialmente flexible y de baja energía.

En el ámbito de la presente invención es conveniente que la compresión de varias etapas comprenda una compresión a otro, es decir, un segundo nivel de presión intermedio, que se sitúa en 35 a 45, en especial 38 a 42 bar, a modo de ejemplo aproximadamente 40,2 bar. Esto es especialmente ventajoso, ya que en este caso, se pueden poner a disposición una primera etapa de compresión para la compresión del primer al segundo nivel de presión inicial, una segunda etapa de compresión para la compresión del segundo nivel de presión inicial al nivel de presión de destilación, una tercera etapa de compresión para la compresión del nivel de presión de destilación al primer nivel de presión intermedio, y una cuarta etapa de compresión para la compresión del primer nivel de presión intermedio al segundo nivel de presión intermedio, que se pueden accionar con la misma velocidad de rotación, en especial por medio de un primer eje común. Por lo tanto, para el accionamiento de estas etapas de compresión puede estar prevista un motor de propulsión común, ya que la carga del compresor sensiblemente de manera uniforme en las citadas etapas de compresor.

A continuación se efectúa ventajosamente la compresión al segundo nivel de presión intermedio en el ámbito de la presente invención, además de una compresión a un tercer nivel de presión intermedio, que se sitúa en 60 hasta 80 bar, en especial 65 a 75 bar, a modo de ejemplo aproximadamente 70,4 bar, desde el cual se compacta a continuación la segunda proporción al nivel de presión supercrítico de 100 a 150 bar, en especial 120 a 130 bar, a modo de ejemplo aproximadamente 125,6 bar.

Ventajosamente, para la compresión del segundo al tercer nivel de presión intermedio se emplea una quinta etapa de compresor, y para la compresión del tercer nivel de presión intermedio al nivel de presión supercrítico se emplea una sexta etapa de compresor. La quinta y la sexta etapa de compresor se pueden accionar ventajosamente a la misma velocidad de rotación por medio de un segundo eje común. No obstante, de este modo, mediante el

accionamiento separado, pero agrupado en cada caso, de la primera a la cuarta etapa de compresor por una parte, y de la quinta y sexta etapa de compresor por otra parte, se asegura una adaptabilidad especialmente buena a los respectivos requisitos de compresión, y se obtienen ventajas técnicas de regulación. En este caso puede estar previsto especialmente que el primer y el segundo eje común estén acoplados por medio de un engranaje. De este modo se pueden accionar por una parte la primera a la cuarta etapa de compresor, y por otra parte la quinta y sexta etapa de compresor, a diferente velocidad de rotación.

En la salida de las citadas etapas de compresor se efectúa típicamente un enfriamiento subsiguiente por medio de refrigeradores adicionales apropiados, que se accionan habitualmente con agua de refrigeración. En este caso, en la salida de la primera etapa de compresor no está previsto necesariamente un correspondiente refrigerador adicional. En la salida de la segunda etapa de compresor se encuentra un correspondiente refrigerador adicional, pero a través de la alimentación simultánea de agente refrigerante de etileno al correspondiente nivel de presión se alimenta fluido con una temperatura típicamente de unos 18°C a la tercera etapa de compresor. A la cuarta, quinta y sexta etapa de compresor se alimenta el fluido típicamente con unos 40°C en cada caso, que se obtienen en base al refrigerador adicional accionado con agua. También se pueden recircular proporciones de fluidos comprimidos en cada caso a las etapas de compresor (los denominados reflujos), en especial para asegurar una mejor regulabilidad de compresión.

El procedimiento según la invención se emplea ventajosamente en un procedimiento de craqueo con vapor, es decir, la mezcla gaseosa que contiene exclusivamente etileno y etano de manera predominante se forma bajo empleo de un gas de disociación de un procedimiento de craqueo con vapor. Como se ha mencionado, para la formación de una correspondiente mezcla gaseosa son conocidos diferentes procedimientos del estado de la técnica.

La presente invención se refiere a una instalación para la obtención de un producto de etileno en estado supercrítico, con una columna de destilación, que está configurada para separar una mezcla gaseosa que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno y etano, en un nivel de presión de destilación de 5 a 15 bar, en un producto de cabeza que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno, y un producto de cola que contiene de manera predominante o exclusivamente etano, estando previstos medios que están configurados para extraer el producto de cabeza de la columna de destilación en estado gaseoso, y licuar y recircular como reflujo a la columna de destilación en una primera proporción, y transformar en estado supercrítico y emplear el mismo como el producto de etileno en una segunda proporción. Según la invención está previsto un compresor de varias etapas, que está configurado para la transformación de la segunda proporción en el estado supercrítico mediante compresión del nivel de presión de destilación en el nivel de presión supercrítico a través de varios niveles de presión intermedios, transformándose la segunda proporción de manera predominante o exclusiva directamente del estado gaseoso en el estado supercrítico en el compresor de varias etapas.

Una correspondiente instalación está configurada ventajosamente para la realización de un procedimiento, como se explicó en detalle anteriormente, y presenta medios correspondientes a tal efecto. Por lo tanto, remítase expresamente a las características y ventajas explicadas respecto al procedimiento.

La invención se explica más detalladamente a continuación con referencia a los dibujos adjuntos, que ilustran aspectos de la presente invención frente a aspectos no según la invención.

Breve descripción de los dibujos

La Figura 1 ilustra un procedimiento no según la invención en forma de un diagrama esquemático de flujo del proceso.

La Figura 2 ilustra un procedimiento según una forma de realización de la invención en forma de un diagrama esquemático de flujo del proceso.

La Figura 3 ilustra una compresión no según la invención en forma de un diagrama esquemático de flujo del proceso.

La Figura 4 ilustra una compresión según una forma de realización de la invención en forma de un diagrama esquemático de flujo del proceso.

La Figura 5 muestra un diagrama de entalpía-presión del procedimiento ilustrado en la Figura 1, no según la invención.

La Figura 6 muestra un diagrama de entalpía-presión del procedimiento ilustrado en la Figura 2, según una forma de realización de la invención.

En las figuras, elementos correspondientes se indican con signos de referencia idénticos, y no se explican reiteradamente para mayor claridad.

En la Figura 1 se ilustra un procedimiento no según la invención para la obtención de un producto de etileno en forma de un diagrama esquemático de flujo del proceso.

- 5 El procedimiento comprende el empleo de una columna de destilación 1, que se acciona en un nivel de presión de 5 a 15 bar, en especial 8 a 10 bar, a modo de ejemplo aproximadamente 8,1 bar, es decir, el nivel de presión de destilación mencionado reiteradamente. Por lo tanto, se trata de un distribuidor C2 de baja presión explicado anteriormente. A la columna de destilación 1 se alimenta una mezcla gaseosa que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno y etano a la altura apropiada en forma de una corriente a. En la columna de
10 destilación 1 se separa la mezcla gaseosa, alimentada en forma de la corriente a, en un producto de cabeza que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno, y un producto de cola que contiene de manera predominante o exclusivamente etano.

- En este caso, el producto de cabeza se extrae de la cabeza de la columna de destilación 1 en estado gaseoso en forma de una corriente b, se calienta en un cambiador de calor 2, a modo de ejemplo a temperatura ambiente, y se comprime en un compresor 3 a un nivel de presión de más de 20 bar, a modo de ejemplo 22,5 bar. Tras la compresión en el compresor 3, la mezcla gaseosa de la corriente b se enfría y se licúa en cambiadores de calor 4 a 6. Tras la refrigeración en el cambiador de calor 6 se alimenta una parte del fluido de la corriente b, en forma de una corriente c, a una refrigeración ulterior en un cambiador de calor 7. A continuación se efectúa una descompresión del fluido de la corriente c en una válvula 8 en el nivel de presión de la columna de destilación 1. El fluido de la corriente c se añade como reflujo en la cabeza de la columna de destilación 1.
15 20

- De la cola de la columna de destilación 1 se extrae el producto de cola, producido en la misma, en forma de una corriente d. El producto de cola se conduce en parte en forma de una corriente e a través de un evaporador de cola 9, se lleva a ebullición en el mismo, y se devuelve a la columna de destilación 1, donde asciende en forma gaseosa. En especial, el cambiador de calor 6 y el cambiador de calor 9 también pueden estar acoplados térmicamente, o bien configurados en forma de un cambiador de calor común. De este modo, como se ha explicado anteriormente, se obtiene un efecto de bomba de calor. Una proporción ulterior del producto de cola de la corriente d se extrae en forma de la corriente f. Ya que la corriente f contiene de manera predominante o exclusivamente etano, éste se puede alimentar, a modo de ejemplo, a una instalación de craqueo con vapor previa.
25

- La corriente g, que comprende el producto de cabeza de la corriente b, no recirculado a la columna de destilación 1 en forma de la corriente c, y de este modo de manera predominante o exclusivamente etileno, se somete a presión en estado líquido por medio de una bomba 10 en el procedimiento no según la invención. Por lo tanto, el aumento de presión se efectúa hasta un nivel de presión supercrítico. Partiendo del estado líquido, la corriente g se calienta en un cambiador de calor 11 para la puesta a disposición del producto de etileno en estado supercrítico.
30

- En la Figura 2 se ilustra un procedimiento para la producción de un producto de etileno en estado supercrítico según una forma especialmente preferente de realización de la invención, igualmente en forma de un diagrama esquemático de flujo del proceso. Elementos que corresponden en este caso a los del procedimiento no según la invención según la Figura 1, se indican con signos de referencia idénticos y, como se ha mencionado, no se explican reiteradamente para mayor claridad.
35

- También en el ámbito del procedimiento ilustrado en la Figura 2, según una forma de realización de la invención, la corriente b se sobrecalienta en un cambiador de calor 2. No obstante, tras el calentamiento, la corriente b se comprime en etapas de compresión de un compresor de varias etapas, que se denomina III a VI en este caso para una mayor comparabilidad con la Figura 4. En la salida de compresión se efectúa respectivamente una refrigeración adicional en refrigeradores adicionales denominados IIIa a VIa. En la salida de compresión en la etapa del compresor III se ramifica una corriente h, que corresponde en principio a la corriente c de la Figura 1, y se emplea como reflujo en la columna de destilación 1. Esta corriente h se refrigera y se licúa en los cambiadores de calor 5, 6 y 7, pudiendo estar acoplado térmicamente el cambiador de calor 6 con el cambiador de calor 9, o bien pudiendo estar configurado el mismo en forma de un cambiador de calor común, también en este caso. Tras la correspondiente refrigeración y licuefacción, la corriente h se recircula a través de la válvula 8 a la columna de destilación, y se emplea como reflujo en la misma.
40 45

- En las etapas del compresor III a VI, el resto ramificado no en forma de corriente h, en este caso denominado i, se comprime a un nivel de presión supercrítico, no efectuándose una licuefacción intermedia. En este caso, la etapa del compresor III comprime la corriente h del nivel de presión de destilación explicado anteriormente al primer nivel de presión intermedia, la etapa del compresor IV comprime la corriente h del primer nivel de presión intermedio al segundo nivel de presión intermedio, la etapa del compresor V comprime la corriente h del segundo nivel de presión
50

intermedio al tercer nivel de presión intermedio, y la etapa del compresor VI comprime la corriente h del tercer nivel de presión intermedio al nivel de presión supercrítico. Los niveles de presión se explicaron anteriormente.

En la Figura 3 se ilustra esquemáticamente una compresión según una forma de realización no según la invención en forma de un diagrama de flujo del proceso. En este caso, las etapas de compresor de un compresor de varias etapas se ilustran con I a IV, correspondiendo las etapas del compresor III y IV a la compresión mostrada en la Figura 3 esencialmente a las etapas del compresor III y IV de la compresión mostrada en la Figura 2, pero faltando en este caso las etapas del compresor V y VI. Éstas se ilustran en la siguiente Figura 4, que muestra una compresión según una forma de realización de la invención. En tales casos, la compresión mostrada en la Figura 3 se puede emplear en combinación con un distribuidor C2 de baja presión, en el que no se requiere una compresión a un nivel de presión supercrítico ni, por consiguiente, una puesta a disposición de un producto de etileno en estado supercrítico. En una compresión correspondiente, según nivel de presión requerido, también se puede prescindir de la cuarta etapa de compresión IV. En este caso, el producto de etileno se emite en el nivel de presión del lado de la compresión de la tercera etapa de compresión III.

La compresión ilustrada en la Figura 3 está unida además a un circuito de agente refrigerante de etileno con tres circuitos parciales, caracterizándose las corrientes de agente refrigerante con k, l y m. Como se ha mencionado, en la compresión según la Figura 3 no se efectúa una puesta a disposición de un producto de etileno en estado supercrítico. No obstante, también en este caso se puede alimentar un producto de cabeza de la cabeza de una columna de destilación 1, como se muestra en la Figura 2. En este caso, para mayor claridad, una corriente correspondiente se caracteriza con b'. La corriente k representa agente refrigerante de baja presión, que se pone a disposición en el primer nivel de presión inicial y en un nivel de temperatura de aproximadamente -95 a -100 °C. La corriente l designa medio refrigerante de presión media, que se pone a disposición en el primer nivel de presión inicial y en un nivel de temperatura de aproximadamente 75 a -85 °C. La corriente m designa agente refrigerante de alta presión, que se pone a disposición en el nivel de presión de destilación y en un nivel de temperatura de aproximadamente -55 a -65 °C. Las corrientes correspondientes, como se ilustra en la Figura 3, se alimentan a las etapas del compresor I a III, en caso dado tras sobrecalentamiento. El traslado del agente refrigerante de la etapa del compresor I a la etapa del compresor II se efectúa directamente en la máquina sin refrigeración intermedia, y en este caso se ilustra en forma de una corriente n representada por puntos.

Las etapas del compresor I a IV pueden estar unidas entre sí a través de un eje común, en este caso caracterizado con 10. El fluido comprimido en la etapa del compresor II se refrigera en el cambiador de calor IIa, y a continuación se alimenta al menos en parte predominante a la etapa del compresor III. Una cierta parte se puede alimentar también a la etapa del compresor I en forma de un denominado reflujo. Correspondientemente, el fluido se comprime en la etapa del compresor III, y a continuación se refrigera en el cambiador de calor IIIa. A su vez, se puede recircular una parte antes de la etapa del compresor III, como se ilustra en la salida p. Otra parte, como se ilustra en este caso en forma de la corriente h', se puede emplear como reflujo en la columna de destilación. Una corriente adicional, como se ilustra en este caso con n, se recircula en el circuito de agente refrigerante al primer nivel de presión intermedio, en el que la etapa del compresor III comprime el fluido. Como no se muestra en este caso, el agente refrigerante de la corriente n se puede descomprimir a continuación en el nivel de presión de los circuitos parciales, o bien corrientes k, l y m, explicado anteriormente. La parte remanente, como se ilustra en este caso en forma de la corriente i', se alimenta a la cuarta etapa del compresor IV, se comprime en la misma al segundo nivel de presión intermedio, y a continuación se refrigera en un refrigerador adicional IVA. Una proporción, como se ilustra en este caso en forma de la corriente q, se puede recircular a su vez antes de la etapa del compresor IV. El resto, como se ilustra en este caso en forma de la corriente i', se puede poner a disposición como producto de etileno en un nivel de presión supercrítico.

En contrapartida, según una forma de realización de la invención, la compresión ilustrada en la Figura 4 comprende las dos etapas del compresor V y VI adicionales, que se representan ya en la Figura 2. En principio, éstas se accionan de manera comparable a la etapa del compresor IV, pero comprimen ulteriormente el fluido de la corriente, que corresponde en este caso a la corriente i de la Figura 2 y, por lo tanto, se denomina de manera idéntica, a niveles de presión más elevados. En este caso, la etapa del compresor V comprime el fluido en el tercer nivel de presión intermedio, en este caso el fluido se refrigera a una temperatura, a modo de ejemplo, de aproximadamente 40°C en el refrigerador adicional Va. La etapa del compresor VI comprime el fluido finalmente al nivel de presión supercrítico (también el tercer nivel de presión intermedio puede ser ya supercrítico), efectuándose también en este caso una refrigeración a un nivel de temperatura, a modo de ejemplo, de aproximadamente 40°C en el refrigerador adicional VIa.

Las ventajas de la presente invención frente al procedimiento no según la invención se explican a continuación con referencia a los diagramas de entalpía-presión ilustrados en las Figuras 5 y 6. En éstos se representa respectivamente una presión en MPa en la ordenada frente a una entalpía en kJ/kg en la abscisa. En este caso, con 101 (línea gruesa, continua) se ilustra respectivamente la línea bifásica del diagrama de entalpía-presión. Las líneas isotérmicas están caracterizadas (parcialmente) con sus temperaturas respectivas.

Como se ha mencionado, la Figura 5 ilustra el diagrama de entalpía-presión del procedimiento ilustrado en la Figura 1, no según la invención. Para una mayor claridad, las modificaciones de estado ocasionadas por los aparatos mostrados en la Figura 1 se ilustran en este caso con los correspondientes signos de referencia, que están provistos de comillas para la diferenciación respectivamente. El tratamiento del producto de etileno (corriente g en la Figura 1) se ilustra en forma de una línea doble, el tratamiento del reflujo en la columna de destilación (corriente c en la Figura 1) se ilustra en forma de una línea gruesa punteada. La línea doble y la línea punteada se representan en superposición donde estas corrientes transcurren en común (corriente b en la Figura 1).

Mediante el calentamiento en el cambiador de calor 2 según la Figura 1, en este caso caracterizado con 2', el fluido de la corriente b extraído de la cabeza de la columna de destilación absorbe energía. A continuación, como se ilustra en este caso con 3', se efectúa una compresión en el compresor 3. A tal efecto, el fluido experimenta por una parte un aumento de presión, y por otra parte un calentamiento debido a la absorción de calor de compresión. A continuación, el fluido de la corriente b se refrigera, y en este caso se licúa en los cambiadores de calor 4 a 6. Esto se ilustra en el diagrama de entalpía-presión de la Figura 5 con 4' a 6'. Como se caracteriza con 7' y 8' en el diagrama de entalpía-presión, el fluido de la corriente c se somete a continuación a una refrigeración adicional en el cambiador de calor 7, y a continuación se descomprime en la válvula 8. De este modo, el fluido llega a la zona bifásica y se alimenta correspondientemente en dos fases a la columna de destilación 1. Por el contrario, la corriente g, que no se devuelve a la columna de destilación, se somete a presión en forma líquida en la bomba 10, como se caracteriza con 10' en el diagrama de entalpía-presión de la Figura 5, y experimenta de este modo un correspondiente aumento de presión y temperatura, efectuándose una compresión a los valores supercríticos explicados anteriormente. Sigue un calentamiento del fluido supercrítico en el cambiador de calor 11.

En este caso, como se desprende del diagrama de entalpía-presión en la Figura 5, mediante la refrigeración en los cambiadores de calor 4 a 6 se debe superar una clara diferencia de temperatura, por lo tanto, del fluido de la corriente b se extrae una cantidad de energía considerable. Para el calentamiento del fluido de la corriente g en el cambiador de calor 11, a continuación se alimenta de nuevo una cantidad de energía considerable. Esto no resulta ventajoso energéticamente, como se determinó según la invención.

Como se ha mencionado, la Figura 6 ilustra el diagrama de entalpía-presión del procedimiento según la forma de realización que se ilustra en la Figura 2. También en este caso, las modificaciones de estado correspondientes a los aparatos mostrados en la Figura 2 se indican con signos de referencia con comillas. El tratamiento del producto de etileno (corriente i en la Figura 2) se ilustra en forma de una línea doble, el tratamiento del reflujo en la columna de destilación (corriente h en la Figura 2) se ilustra en forma de una línea gruesa punteada. La línea doble y la línea punteada se representan en superposición donde estas corrientes transcurren en común (corriente b en la Figura 2).

En este caso, el calentamiento en el cambiador de calor 2, en el que el diagrama de entalpía-presión 6 se caracteriza con 2', corresponde primeramente al calentamiento en el procedimiento no según la invención conforme a la Figura 2. También se considera una analogía para la compresión en la etapa de compresión III, caracterizada con III' en la Figura 5. Tras esta compresión, como se caracteriza con IIIa' en la Figura 6, se efectúa una refrigeración. A modo de ejemplo, ésta se efectúa en un nivel de temperatura de aproximadamente 40°C, como se desprende de las correspondientes isothermas en este caso. No obstante, como se caracteriza con una línea discontinua en la Figura 6, ahora se licúa solo una parte de fluido de la corriente b, esto es, el fluido de la corriente h. En este caso se emplean los cambiadores de calor 5 a 7, los correspondientes procesos de refrigeración se ilustran en el diagrama de entalpía-presión de la Figura 6 con 5' a 7'. También para la descompresión en la válvula de descompresión 8, ilustrada con 8', se considera una analogía.

El resto remanente en forma de la corriente i se comprime ahora en la etapa del compresor IV, ilustrado con IV' en la Figura 6, a continuación se refrigera en el refrigerador adicional VIa, ilustrado con VIa' en la Figura 6, etc. Las demás etapas de compresión y refrigeración se desprenden directamente de la Figura 6. Tras la compresión en la etapa del compresor VI y la refrigeración en el refrigerador adicional VIa, el producto de etileno se presenta en un nivel de presión supercrítico, típicamente de unos 125,6 bar, y en un nivel de temperatura, a modo de ejemplo, de aproximadamente 40 bar.

REIVINDICACIONES

- 1.- Procedimiento para la obtención de un producto de etileno en estado supercrítico, en el que se separa una mezcla gaseosa que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno y etano en una columna de destilación (1), que se acciona en un nivel de presión de destilación de 5 a 15 bar, en un producto de cabeza que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno, y un producto de cola que contiene de manera predominante o exclusivamente etano, extrayéndose el producto de cabeza de la cabeza de la columna de destilación (1) en estado gaseoso, y licuándose y recirculándose como reflujo a la columna de destilación (1) en una primera proporción, y transformándose en estado supercrítico y empleándose el mismo como el producto de etileno en una segunda proporción, caracterizado por que para la transformación de la segunda proporción en el estado supercrítico se efectúa una compresión de varias etapas del nivel de presión de destilación en el nivel de presión supercrítico a través de varios niveles de presión intermedios, transformándose la segunda proporción de manera predominante o exclusiva directamente del estado gaseoso en el estado supercrítico en la compresión de varias etapas.
- 2.- Procedimiento según la reivindicación 1, en el que los niveles de presión intermedios comprenden un primer nivel de presión intermedio que se sitúa en 18 a 25 bar.
- 3.- Procedimiento según la reivindicación 2, en el que la primera proporción en la compresión de varias etapas se comprime del nivel de presión de destilación al primer nivel de presión intermedio, a continuación se licúa y se emplea como reflujo.
- 4.- Procedimiento según la reivindicación 3, en el que la columna de destilación (1) se acciona con un evaporador de cola, que se calienta bajo empleo de la primera proporción comprimida al primer nivel de presión intermedio.
- 5.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 2 a 4, en el que se comprime además un agente refrigerante que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno de varios niveles de presión inicial, que se sitúan por debajo del nivel de presión de destilación, así como del nivel de presión de destilación al primer nivel de presión intermedio, en la compresión de varias etapas.
- 6.- Procedimiento según la reivindicación 5, en el que los niveles de presión comprenden un primer nivel de presión inicial, que se sitúa en 0,5 a 1,5 bar, y un segundo nivel de presión inicial, que se sitúa en 2 a 4 bar.
- 7.- Procedimiento según la reivindicación 6, en el que los niveles de presión comprenden además un segundo nivel de presión intermedio, que se sitúa en 35 a 45 bar.
- 8.- Procedimiento según la reivindicación 7, en el que se emplea una primera etapa del compresor (I) para la compresión del primer al segundo nivel de presión inicial, una segunda etapa del compresor (II) para la compresión del segundo nivel de presión inicial al nivel de presión de destilación, una tercera etapa del compresor (III) para la compresión del nivel de presión de destilación al primer nivel de presión intermedio, y una cuarta etapa del compresor (IV) para la compresión del primer nivel de presión intermedio al segundo nivel de presión intermedio, accionándose la primera a la cuarta etapa del compresor (I-IV) con la misma velocidad de rotación por medio de un primer eje común (10).
- 9.- Procedimiento según la reivindicación 8, en el que los niveles de presión intermedios comprenden además un tercer nivel de presión intermedio, que se sitúa en 60 a 80 bar, y en el que el nivel de presión supercrítico se sitúa en 100 a 150 bar.
- 10.- Procedimiento según la reivindicación 9, en el que se emplea una quinta etapa del compresor (V) para la compresión del segundo al tercer nivel de presión intermedio, y una sexta etapa del compresor (VI) para la compresión del tercer nivel de presión intermedio al nivel de presión supercrítico, accionándose la quinta y la sexta etapa del compresor (V, VI) con la misma velocidad de rotación por medio de un segundo eje común (11).
- 11.- Procedimiento según la reivindicación 10, en el que el primer y el segundo ejes comunes están acoplados entre sí por medio de un engranaje.
- 12.- Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el que la mezcla gaseosa que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno y etano se forma bajo empleo de un gas de disociación de un procedimiento de craqueo con vapor.

13.- Instalación para la obtención de un producto de etileno en estado supercrítico, con una columna de destilación (1), que está configurada para separar una mezcla gaseosa que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno y etano, en un nivel de presión de destilación de 5 a 15 bar, en un producto de cabeza que contiene de manera predominante o exclusivamente etileno, y un producto de cola que contiene de manera predominante o exclusivamente etano, estando previstos medios que están configurados para extraer el producto de cabeza de la cabeza de la columna de destilación (1) en estado gaseoso, y licuar y recircular como reflujo a la columna de destilación (1) en una primera proporción, y transformar en estado supercrítico y emplear el mismo como el producto de etileno en una segunda proporción, caracterizado por un compresor de varias etapas (I-VI), que está configurado para la transformación de la segunda proporción en el estado supercrítico mediante compresión del nivel de presión de destilación en el nivel de presión supercrítico a través de varios niveles de presión intermedios, transformándose la segunda proporción de manera predominante o exclusiva directamente del estado gaseoso en el estado supercrítico en el compresor de varias etapas (I-VI).

14.- Instalación según la reivindicación 13, que está configurada para la puesta en práctica de un procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 12, y presenta medios configurados a tal efecto.

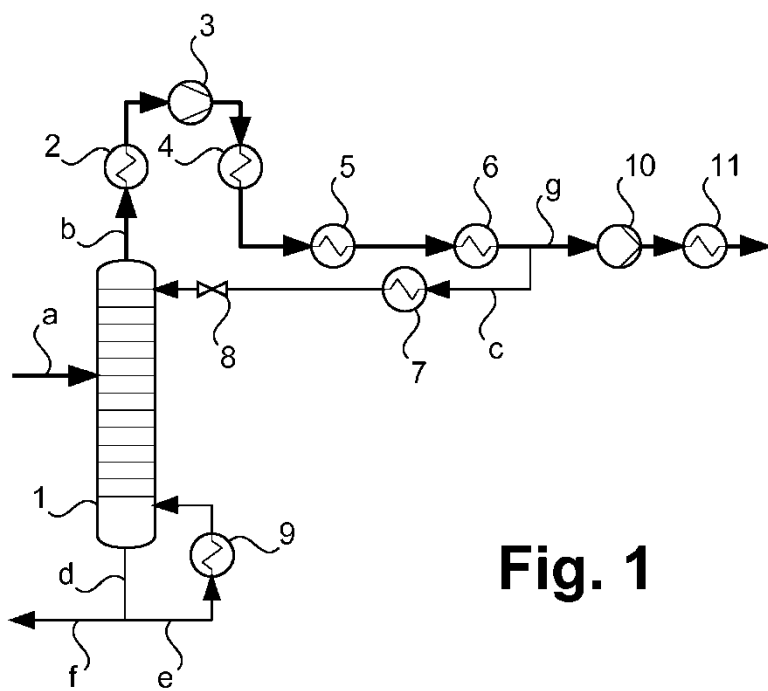


Fig. 1

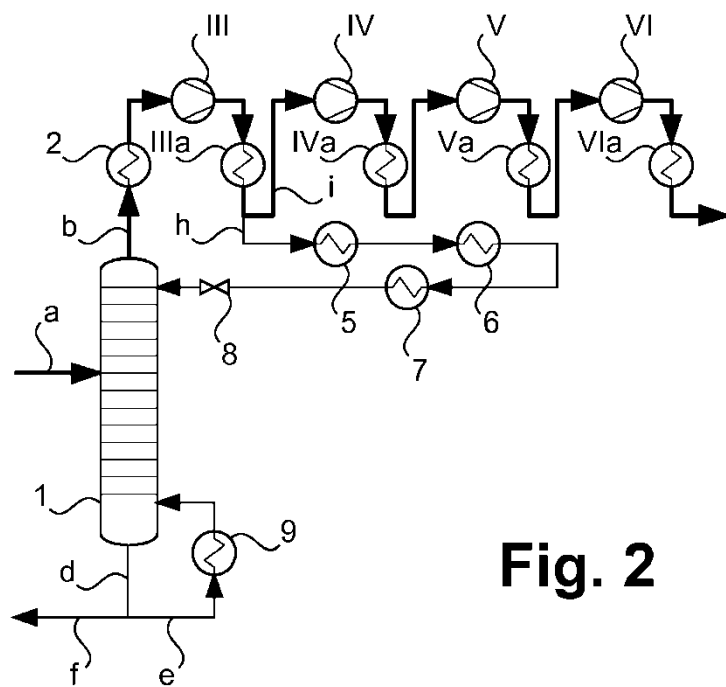


Fig. 2

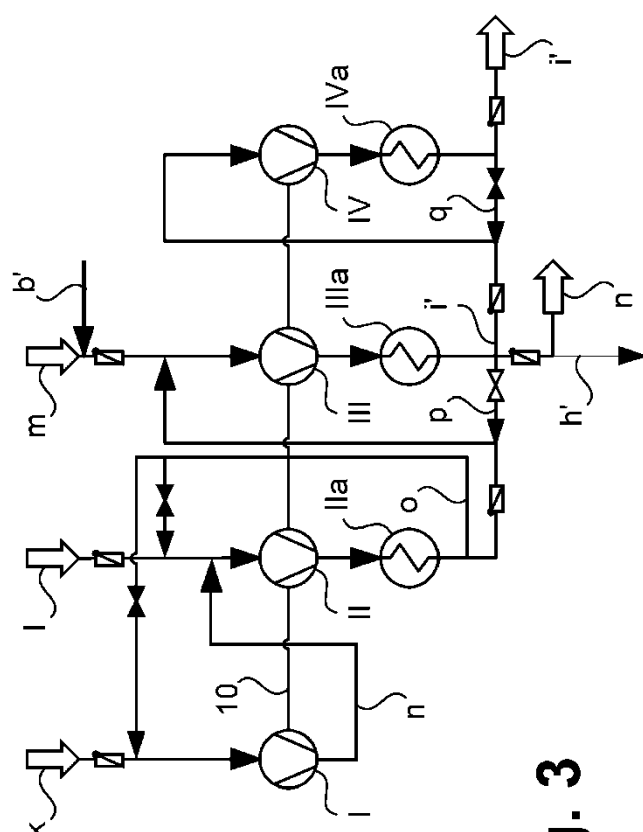


Fig. 3

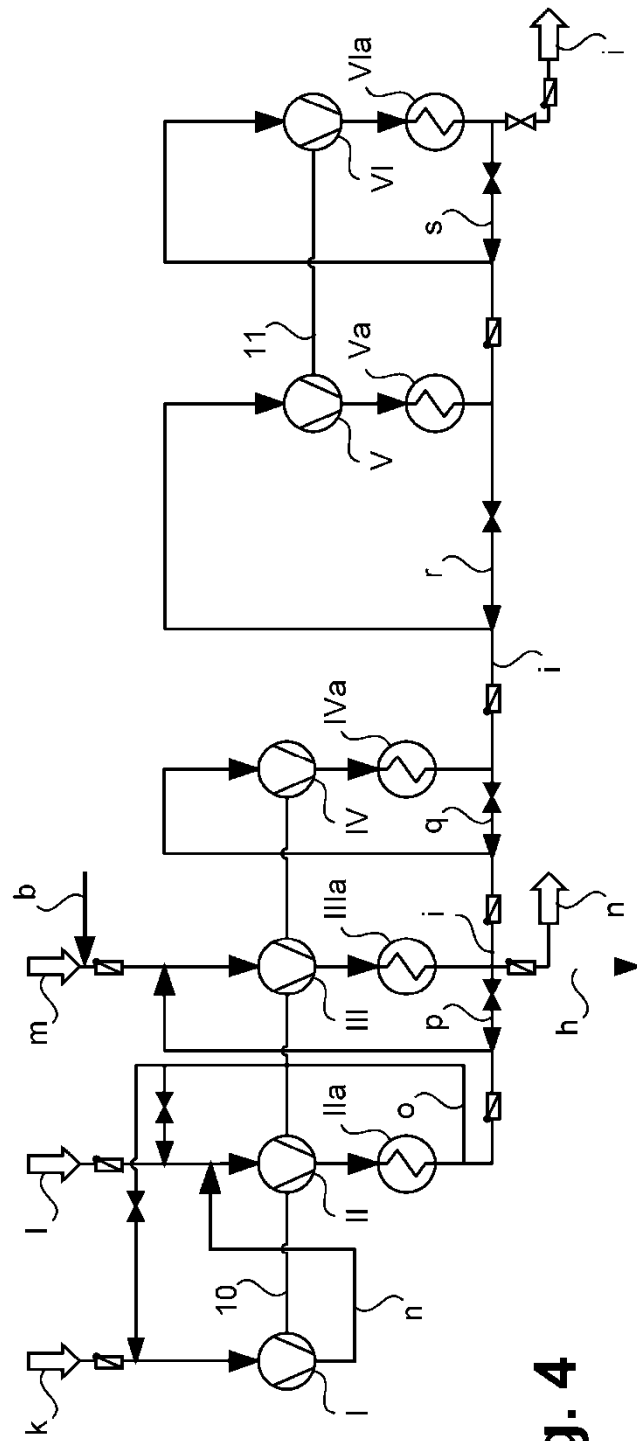


Fig. 4

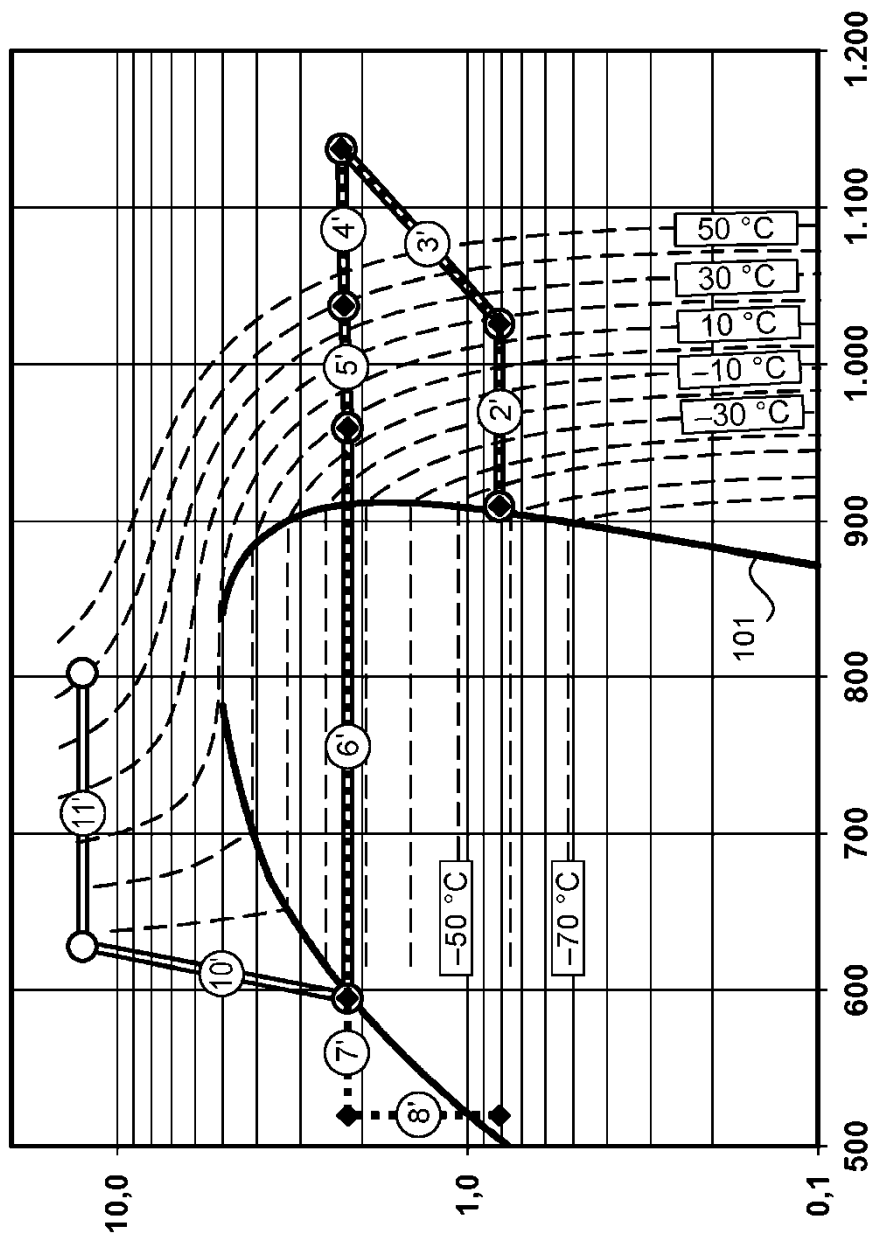


Fig. 5

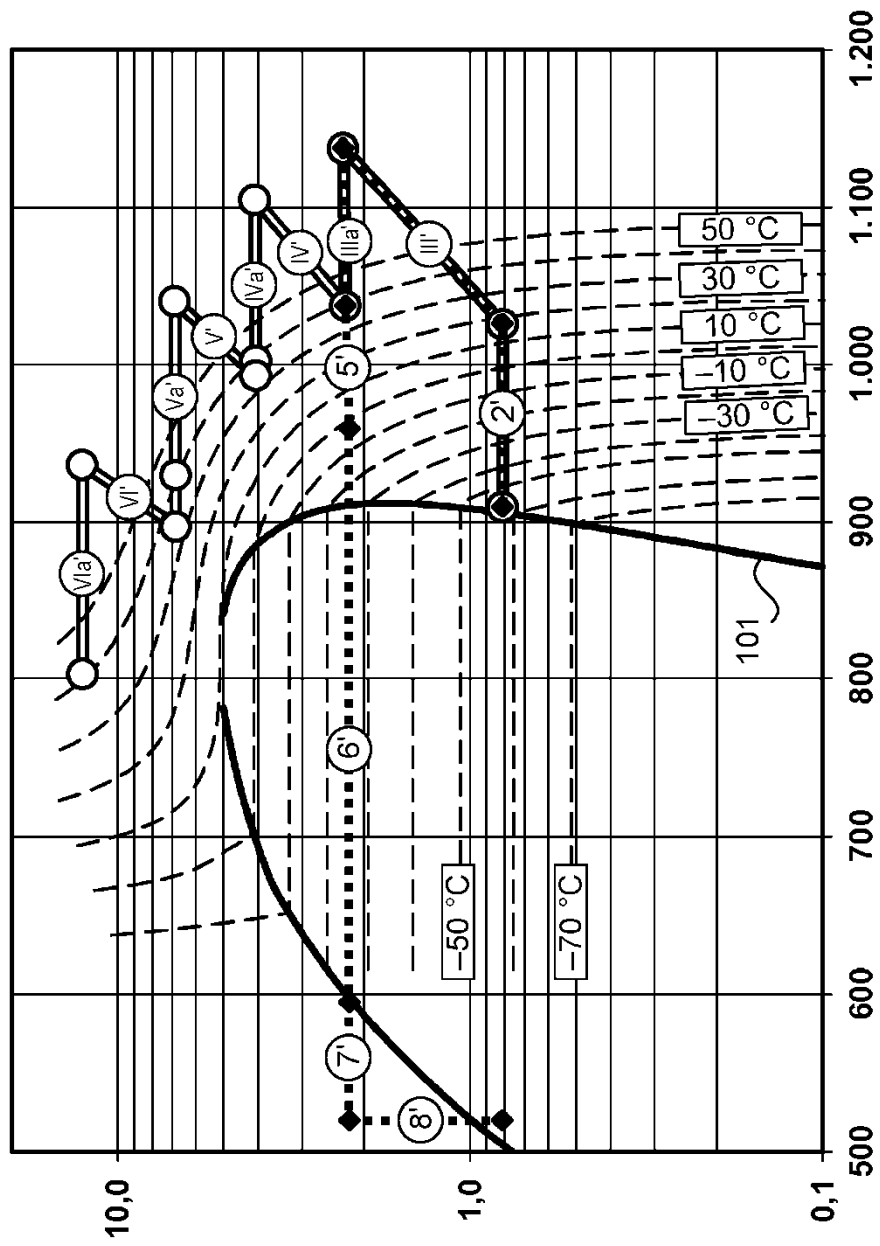


Fig. 6