

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 572 977**

51 Int. Cl.:

C10G 70/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **30.07.2004 E 04779843 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **24.02.2016 EP 1660613**

54 Título: **Sistema de columnas de hidrogenación y destilación catalítica a dos presiones para la parte frontal de una planta de etileno**

30 Prioridad:

05.08.2003 US 635763

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

03.06.2016

73 Titular/es:

**CATALYTIC DISTILLATION TECHNOLOGIES
(100.0%)**

**10100 Bay Area Boulevard
Pasadena, TX 77507, US**

72 Inventor/es:

**SUMNER, CHARLES y
HEINEMAN, JEFFREY L.**

74 Agente/Representante:

DE ELZABURU MÁRQUEZ, Alberto

ES 2 572 977 T3

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

DESCRIPCIÓN

Sistema de columnas de hidrogenación y destilación catalítica a dos presiones para la parte frontal de una planta de etileno

Antecedentes de la invención

- 5 La presente invención se refiere a un método para la producción de olefinas y, en particular, para procesar la alimentación de gas de carga para recuperar más eficazmente el producto y procesar los subproductos.

10 El etileno, propileno y otros productos petroquímicos valiosos se producen por craqueado térmico de una diversidad de materiales de alimentación hidrocarbonados que varían desde etano a aceites gaseosos de vacío, En el craqueado térmico de estos materiales de alimentación se produce una amplia diversidad de productos que varían desde hidrógeno a fuelóleo de pirólisis. El efluente de esta etapa de craqueado, denominado comúnmente gas de carga o gas craqueado, está compuesto de esta gama total de materiales que después deben ser separados (fraccionados) en diversas corrientes de productos y subproductos, seguido de la reacción (hidrogenación) de por lo menos algunos de los subproductos insaturados.

15 La corriente típica de gas de carga, además de los productos deseados de etileno y propileno, contiene acetilenos C₂, acetilenos C₃, acetilenos más pesados, dienos y olefinas, así como una cantidad significativa de hidrógeno y metano. También están presentes compuestos aromáticos así como otros compuestos cíclicos e hidrocarburos saturados.

20 En la patente de los Estados Unidos número 5.679.241 y en la solicitud de patente de los Estados Unidos número de serie 10/202.702, presentada el 24 de julio de 2002, se describen sistemas de columnas de destilación catalítica de parte frontal de etileno en las que los hidrocarburos muy insaturados, como acetilenos y dienos, reaccionan con el hidrógeno contenido en el sistema del compresor de gas de carga de la torre de craqueado al vapor para formar olefinas. En el proceso es deseable controlar las temperaturas del lecho del catalizador al nivel más alto posible compatible con un grado bajo de ensuciamiento. Esta temperatura máxima minimiza la cantidad requerida de catalizador. También incrementa la selectividad total con respecto al etileno y propileno. Sin embargo, las condiciones que consiguen la temperatura óptima del catalizador de la destilación catalítica originan una temperatura de los productos del fondo de la columna que es relativamente alta y puede incrementar el grado de ensuciamiento en el fondo de la columna. Aunque este grado de ensuciamiento puede ser controlado por inhibidores, es deseable diseñar el sistema de hidrogenación de la destilación catalítica para conseguir temperaturas altas del lecho del catalizador manteniendo al mismo tiempo en la columna una temperatura baja de los productos del fondo y un grado bajo de ensuciamiento.

Compendio de la invención

35 El objeto de la invención es proporcionar y hacer funcionar un sistema de hidrogenación y destilación catalítica de parte frontal en una planta de olefinas para maximizar las temperaturas del lecho del catalizador en el sistema manteniendo al mismo tiempo una temperatura baja de los productos del fondo de la columna para un grado bajo de ensuciamiento. La invención implica usar dos columnas que funcionan a presiones diferentes. Las estructuras del reactor catalítico son en la primera, columna a alta presión con zonas de fraccionamiento. En los productos del fondo de la columna a alta presión, la temperatura se regula de modo que queden hidrocarburos más ligeros. Los productos del fondo de la columna a alta presión se envían a una segunda columna que es una columna de fraccionamiento que funciona a una presión más baja. El producto líquido del fondo de esta columna es el producto neto del fondo del sistema. La temperatura de esta corriente es baja porque la presión total de la columna es baja. Las temperaturas del lecho del catalizador son aproximadamente iguales que las de un sistema de una sola columna y a una sola presión, pero las temperaturas del producto del fondo de cada columna son significativamente más bajas. El producto neto de cabeza de la columna a baja presión se condensa totalmente y se envía de nuevo a la columna a alta presión.

45 En la reivindicación 1 se define un método de procesar una corriente de alimentación de gas craqueado que contiene hidrógeno, metano, etileno, propileno y otros hidrocarburos insaturados C₂, C₃, C₄, C₅, C₆ y más pesados.

En las reivindicaciones dependientes se definen realizaciones del método.

Breve descripción de los dibujos

50 La figura 1 un diagrama de flujos de un sistema de hidrogenación y destilación catalítica de parte frontal de la técnica anterior.

La figura 2 es un diagrama de flujos de un sistema de hidrogenación y destilación catalítica de parte frontal de acuerdo con la presente invención que ilustra dos variaciones en el diagrama de flujos.

La figura 3 ilustra una parte del sistema de la figura 2 pero muestra un camino alternativo del flujo para la tubería de retorno desde la columna a baja presión a la columna a alta presión.

- 5 La figura 4 ilustra también una parte del sistema de la figura 2 que muestra la adición de una etapa de recuperación de calor en la cabeza de la columna a alta presión.

Descripción de las realizaciones preferidas

10 Para una mejor comprensión de la presente invención, se describirá brevemente un sistema de hidrogenación y destilación catalítica de parte frontal de la técnica anterior. Como se ha mencionado anteriormente, dichos sistemas se describen con más detalle en la patente de los Estados Unidos número 5.679.241 y en la solicitud de patente de los Estados Unidos número de serie 10/202.702. El objetivo de estos sistemas es separar una fracción significativa del hidrógeno hidrogenando las diolefinas y acetilenos C_2 a C_6 sin hidrogenación significativa del etileno y propileno. En este sistema, el gas de carga comprimido 10, que puede ser calentado en 11, se alimenta a una columna de hidrogenación y destilación catalítica 12 que simultáneamente realiza una reacción y destilación catalíticas. La columna 12 tiene una sección de separación 14 por debajo de la alimentación 10 y una sección de rectificación/reacción 16 por encima de la alimentación. Ambas secciones contienen partes internas de destilación que forman zonas de separación 18, 20 y 22 mientras que la sección de rectificación/reacción contiene uno o más lechos de catalizador que forman la zona del catalizador 24. La columna tiene un circuito de un calderín 26 y puede incorporar también condensadores laterales, calderines intermedios y bombas, con o sin intercambio de calor. No se muestra ninguno de estos elementos, pero sí se muestran y describen en la patente de los Estados Unidos número 5.679.241 y en la solicitud de patente de los Estados Unidos número de serie 10/202.702 y se pueden utilizar para aumentar en aplicaciones específicas el rendimiento del sistema a dos presiones.

20 Cuando la columna 12 funciona como despentanizador el producto líquido 28 del fondo contiene los componentes C_6 y más pesados y se utiliza usualmente para procesar gasolina. La columna también puede funcionar como desbutanizador cuando el producto del fondo 28 es una corriente de C_{8+} . El vapor de cabeza 30 procedente de la columna 12 pasa a través del condensador 32 y la corriente parcialmente condensada 34 se alimenta al recipiente separador 36. En el condensador 32 el medio preferido de enfriamiento es agua de refrigeración. Se separan vapor y líquido y el reflujo líquido 32 retorna a la columna 12. El vapor 40 se enfría aún más en 42 y se alimenta al recipiente separador 44 reciclándose el líquido 46 que se combina con el reflujo líquido en el recipiente 36. El producto neto de vapor 48 se envía para su procesamiento posterior.

30 El sistema de la técnica anterior de la figura 1 es un sistema a una sola presión en el que toda la operación de hidrogenación y destilación catalítica se realiza a un intervalo estrecho de presión. La siguiente tabla 1 es un ejemplo de balance de materia de dicho sistema de la técnica anterior funcionando como despentanizador y relaciona los parámetros operativos clave implicados. En esta y en las siguientes tablas y en toda la memoria, las presiones se dan como presiones absolutas. Para mantener una temperatura deseable de aproximadamente $125^{\circ}C$ en el lecho del catalizador cuando la columna funciona a una presión única de aproximadamente 17 kg/cm^2 , con un gas de alimentación obtenido del craqueado de una nafta típica con un grado moderado de craqueado, se puede ver en la tabla 1 que la temperatura de los productos del fondo es $203^{\circ}C$. A esta temperatura es posible que se produzca algo de ensuciamiento si no se usan inhibidores. Si el sistema de la figura 1 funciona como desbutanizador, pueden variar los datos específicos, pero la temperatura de los productos del fondo podría ser todavía alta. Esto es porque el desbutanizador debe funcionar a una presión mayor que un despentanizador para que los productos de cabeza de la columna 12 se condensen parcialmente por un medio de enfriamiento a temperatura ambiente.

Tabla 1

Corriente número Nombre Fase	Corriente 10 Alimentación Vapor	Corriente 48 Producto neto de cabeza Vapor	Corriente 28 Productos del fondo Líquida	Corriente 38 Reflujo Líquida
% molar en el fluido				
Hidrógeno	16,8	12,9	0,0	0,4
Metano	27,8	29,6	0,0	2,1
Acetileno	0,5	0,1	0,0	0,0
Etileno	30,2	32,3	0,0	9,1
Etano	6,2	6,9	0,0	2,7
MAPD	0,5	0,2	0,0	0,4
Propileno	9,7	10,6	0,0	11,1
Propano	0,3	0,4	0,0	0,5
Butadieno	2,5	0,3	0,0	1,2
Buteno	2,4	4,9	0,0	20,9
Butano	0,2	0,2	0,0	0,9
Pentadieno	1,0	0,0	0,0	0,6
Penteno	0,3	1,5	0,0	29,8
Pentano	0,1	0,2	0,0	5,9
C ₆₊	1,5	0,1	100,0	14,4
Caudal total (kmol/h)	763	718	10	543
Caudal total (kg/h)	18.787	17.977	610	31.965
Peso molecular	24,6	25,0	81,0	58,9
Temperatura (°C)	41	16	203	38
Presión (kg/cm ²)	17,6	16,2	17,7	16,7

En la figura 2 se muestra el sistema de hidrogenación y destilación catalítica a dos presiones de la presente invención. La primera columna de este sistema es una columna a alta presión 50 que funciona generalmente a la misma presión que la columna 12 de la figura 1 que, en este ejemplo, está en un intervalo estrecho alrededor de 17 kg/cm². La presión de la columna a alta presión puede variar de 14 a 20 kg/cm² dependiendo de la composición del gas craqueado y de la temperatura del medio de refrigeración. Una presión típica es 16 a 18 kg/cm². El gas de carga 52 procedente de una fase intermedia o final de un compresor de gas de carga de una planta de etileno fluye a esta primera columna a alta presión 50 del sistema de columnas a dos presiones. Preferiblemente la alimentación de gas de carga 52 se precalienta aunque puede entrar a la columna a alta presión sin precalentarlo. Preferiblemente la temperatura de precalentamiento varía de 80 a 120°C. Más preferiblemente la alimentación se precalienta por intercambio de calor con el producto bruto de cabeza de la columna a baja presión descrita más adelante. Alternativamente, se puede precalentar por el producto bruto de cabeza de la columna a alta presión (no se muestra en la figura 2) antes del enfriamiento en el condensador de reflujo 70. La columna a alta presión 50 tiene típicamente dos zonas de fraccionamiento 54 y 56 en la sección de reacción/rectificación 58, una por encima y otra por debajo de la zona del catalizador 60. La zona del catalizador 60 funciona también como zona de fraccionamiento. Por debajo de la alimentación de gas de carga 52 a la columna 50 es posible utilizar sólo la separación proporcionada por el calderín 62. Sin embargo, preferiblemente hay una zona adicional de fraccionamiento 64 en esta sección de separación 66. Cuando está presente, la zona de fraccionamiento 66 consta típicamente de muy pocas fases teóricas de separación. Las zonas de fraccionamiento, tanto en esta columna a alta presión 50 como en la columna a baja presión que se ha de describir, usan dispositivos de contacto estándar disponibles industrialmente de transferencia de materia, incluidos platos, platos con válvulas, platos de tamizado, platos segmentarios, placas de separación, o de envasado, como envasado al azar, envasado estructurado, etc.

La alimentación de gas de carga asciende en la columna a alta presión 50 y contacta con líquido que desciende. La alimentación de gas de carga entra en la zona de hidrogenación y destilación catalítica 60 en la que el hidrógeno contenido en el gas reacciona con compuestos insaturados, especialmente acetilenos y dienos, formando preferiblemente los correspondientes compuestos olefínicos. Cualesquiera productos de oligomerización son eliminados del catalizador mediante lavado por los hidrocarburos líquidos que descienden. Así, estos compuestos son eliminados de la superficie del catalizador inmediatamente después de formarse, limitando el grado de ensuciamiento sobre el catalizador. La zona del catalizador 60 contiene un catalizador de hidrogenación, como un metal noble o mezclas de metales nobles, como paladio o plata. Alternativamente, puede contener como catalizador un metal no noble, como níquel. Más alternativamente, puede contener como catalizador un metal noble y un metal no noble, mezclados o preferiblemente en capas. La temperatura del lecho del catalizador está en el intervalo de 90 a 135°C y, en este ejemplo, es 125°C.

El catalizador en la zona de hidrogenación catalítica puede estar a granel, compuesto de extruidos, gránulos, esferas, anillos abiertos, etc. Más preferiblemente, el catalizador es parte de una estructura, como catalizador depositado sobre la superficie de un tamiz de malla u otro tipo de fieltro, o catalizador contenido en las paredes de una estructura monolítica. Lo más preferiblemente, el catalizador está contenido en receptáculos diseñados especialmente, como los descritos en las patentes de los Estados Unidos números 6.000.685, 5.730.843, 5.189.001 y 4.215.011.

Al salir del lecho del catalizador, el gas ascendente con la mayor parte de los acetilenos y dienos hidrogenados entra en la segunda zona de fraccionamiento 56, donde contacta con el reflujo. El vapor de la zona de cabeza 68 se condensa parcialmente en el condensador de reflujo 70 por enfriamiento a temperatura ambiente, preferiblemente por agua de refrigeración. Se separan vapor y líquido en 72 y el reflujo líquido retorna a la columna a alta presión 50. El vapor 76 puede ser enfriado aún más en el condensador de escape 78. En la práctica, el líquido 82 se separa en 84 del efluente del condensador de escape y este líquido 82 se combina con el líquido procedente del condensador de reflujo principal 70 y retorna a la columna a alta presión como reflujo 74. El producto vapor neto 86 se hidrogena más para eliminar cualquier concentración remanente de acetileno (no se muestra). Después de esto, el producto vapor puede fluir al compresor de gas de carga o al tren de enfriamiento rápido de la planta de etileno para separar de productos combustibles hidrógeno e hidrocarburos valiosos. Los hidrocarburos valiosos se procesan posteriormente para producir etileno y propileno calidad química y/o calidad para polímeros.

En la columna a alta presión 50 hay preferiblemente una zona pequeña de fraccionamiento 64 por debajo de la alimentación de vapor 52. El líquido que desciende en la columna por debajo de la alimentación de vapor se separa (estabiliza) de la mayor parte de los componentes gaseosos ligeros, como etano y compuestos más ligeros, por contacto con vapor que asciende procedente del calderín 62. También se separan la mayor parte de los hidrocarburos C₃. Sin embargo, no se realiza una despentanización completa. Se deja que niveles significativos de hidrocarburos C₄ y C₅ salgan en los productos del fondo 68 para mantener baja la temperatura. Típicamente el calderín es calentado por vapor de agua que se condensa. Alternativamente, como medio de calentamiento se puede utilizar calor residual procedente de la planta de etileno, como aceite de enfriamiento rápido. Los productos del fondo 88 de la columna a alta presión 50 son componentes ligeros y ricos en componentes de grado medio,

especialmente hidrocarburos C_4 y C_5 , además de hidrocarburos C_{6+} . Es deseable eliminar de esta corriente los compuestos ligeros para que se pueda condensar totalmente la corriente de cabeza en la columna a baja presión sin usar refrigeración. La temperatura de los productos del fondo 88 de la columna a alta presión es menor que 200°C y preferiblemente menor que 160°C .

5 Los productos del fondo 88 de la columna a alta presión 50 se envían a la columna a baja presión 90, preferiblemente sin enfriarlos. En este ejemplo, esta columna a baja presión 90 es también un despentanizador, similar al de la columna a alta presión 50, y funciona a una presión de aproximadamente 6 kg/cm^2 . La presión en esta columna a baja presión puede variar de 4 a 10 kg/cm^2 dependiendo de la composición. Una presión típica es 4 a 8 kg/cm^2 . Esta columna a baja presión 90 contiene zonas de separación 92 y 94 por encima y por debajo, respectivamente, de la alimentación. La columna a baja presión tiene preferiblemente unos pocos platos de fraccionamiento representados por 92 por encima del plato de alimentación. Alternativamente, la columna 90 puede funcionar como columna de separación, con la alimentación entrando por el plato superior o, alternativamente, puede ser enviada a la tubería 96 por encima del plato de alimentación. El producto de cabeza son hidrocarburos C_5 y más ligeros y los productos del fondo son hidrocarburos C_6 y más pesados. El producto bruto de cabeza 90 se condensa totalmente, en parte por intercambio de calor en 98 con la alimentación de gas de carga y después en el cambiador de calor 100. En el cambiador de calor 100 el refrigerante preferido es agua de refrigeración. La corriente totalmente condensada 102 se bombea en 103 y una porción 104 de la corriente líquida retorna como reflujo. El reflujo puede retornar a la temperatura a la que sale de la bomba 105, como se muestra en la figura 2. Alternativamente, el reflujo puede ser precalentado por medio de la corriente bruta de cabeza 96 en un dispositivo distinto de intercambio de calor, o por un servicio adicional de intercambio de calor en 110, usando cambiadores de varios pasos (no mostrados). La corriente líquida neta de cabeza 106 procedente de la columna 90 se precalienta y después retorna como corriente 112 a la columna a alta presión 50. Preferiblemente esta corriente 112 se vaporiza parcialmente antes de retornar a la columna a alta presión. En el cambiador de calor 114 se realiza un precalentamiento adicional mediante una fuente externa de calor, como una corriente de vapor de agua o de calor residual. El punto de entrada a la columna de esta corriente calentada de retorno 112 está típicamente por debajo del lecho del catalizador 60; por ejemplo, en el mismo punto de entrada que el de la alimentación de vapor 52 al sistema. Este precalentamiento adicional en el cambiador de calor 114 disminuirá los requisitos necesarios del calderín en la columna a alta presión. Como la corriente de retorno tiene una concentración despreciable de oligómeros potenciales, es preferible maximizar la entrada de calor a esta corriente en comparación con el calor aportado al calderín de la columna a alta presión.

Los productos 116 del fondo de la columna a alta presión son hidrocarburos C_{6+} . El contenido de hidrocarburos C_6 en esta corriente es típicamente menor que 1% y preferiblemente menor que 0,1%. La temperatura de esta corriente 116 del fondo es también menor que 200°C y preferiblemente menor que 160°C . Este material se combina típicamente con corrientes de gasolina de pirólisis recogidas en otros puntos de la planta de etileno y se hidrogenen posteriormente para producir gasolina para motores. Alternativamente, la corriente se puede tratar para recuperar hidrocarburos aromáticos, como benceno o tolueno o xilenos. La tabla 2 es un balance de materia de un sistema de la presente invención de la figura 2 funcionando como despentanizador. Esta tabla relaciona los parámetros operativos clave implicados

TABLA 2

Corriente nº	Corriente 52	Corriente 86	Corriente 116	Corriente 74	Corriente 112	Corriente 88	Corriente 96	Corriente 104
Nombre	Alimentación	Cabeza neta de la columna a alta presión	Fondo de la columna a baja presión	Reflujo de la columna a alta presión	Retorno de la columna a baja presión a la columna a alta presión	F de la columna a alta presión	Cabeza de la columna a baja presión	Reflujo de la columna a baja presión
Fase	Vapor	Vapor	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Vapor	Líquida
% molar en el fluido								
Hidrógeno	16,8	12,9	0,0	0,4	0,0	0,0	0,0	0,0
Metano	27,8	28,6	0,0	2,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Acetileno	0,5	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Etileno	30,2	32,3	0,0	9,1	1,6	1,6	1,6	1,0
Etano	0,2	6,9	0,0	2,7	0,6	0,6	0,6	0,6
MAPD	0,5	0,2	0,0	0,4	0,1	0,1	0,1	0,1
Propileno	0,7	10,6	0,0	11,1	3,2	3,2	3,2	3,2
Propano	0,3	0,4	0,0	0,5	0,1	0,1	0,1	0,1
Butadieno	2,6	0,3	0,0	1,2	0,3	0,3	0,3	0,3
Buteno	2,4	4,9	0,0	20,0	4,2	4,2	4,2	4,2
Butano	0,2	0,2	0,0	0,9	0,2	0,2	0,2	0,2
Pentadieno	1,0	0,0	0,0	0,6	0,1	0,1	0,1	0,1
Penteno	0,3	1,3	0,0	29,8	4,0	3,9	4,0	4,0
Pentano	0,1	0,2	0,0	5,9	0,8	0,7	0,8	0,8
C ₆₊	1,5	0,1	100,0	14,4	84,7	85,4	84,7	84,7
Q (kmol/h)	763	718	10	477	225	235	233	9
Q (kh/h) [^]	18.787	17.977	810	28.035	17.495	18.305	18.185	690
Peso molecular	24,6	25,0	81,0	58,8	77,9	78,0	77,9	77,9
Temperatura (°C)	4,1	16	147	36	124	150	127	39
Presión (kg/cm ²)	17,6	16,2	6,6	16,7	17,5	17,4	6,0	6,1

La memoria anterior describe la invención funcionando como despentanizador aunque la invención puede ser realizada funcionando como desbutanizador. El diagrama de flujos es similar pero con presiones operativas mayores. La presión es mayor tanto en la columna a alta presión, para permitir que se produzca el reflujo, como en la columna a baja presión, para permitir que el producto de cabeza se enfríe y condense totalmente por un medio a temperatura ambiente, preferiblemente agua de refrigeración. Con respecto al funcionamiento del despentanizador, la presión operativa mayor en la columna a alta presión mantiene la temperatura del lecho del catalizador en el intervalo de temperaturas deseado de 100 a 1305°C, preferiblemente de 100 a 125°C. El diagrama de flujos en el caso de funcionar como desbutanizador es similar al de las figuras 2 o 3. La presión en la columna a alta presión puede variar de 28 a 43 kg/cm², dependiendo de la composición del gas craqueado y de la temperatura del medio de refrigeración. La presión típica es 34 a 39 kg/cm². La presión en la columna a baja presión varía entre 5 y 14 kg/cm², La presión típica es 11 a 12 kg/cm². Cuando funciona como desbutanizador, el contenido de hidrocarburos C₅ en la corriente 86 es típicamente menor que 1% y preferiblemente menor que 0,1%. El contenido de hidrocarburos C₄ en la corriente 116 es típicamente menor que 1% y preferiblemente menor que 0,1%.

En la figura 3 se muestra una variación del diagrama de flujos de la figura 2 cuando funciona como despentanizador. En esta variación, el producto neto de cabeza 112 procedente del despentanizador a baja presión 90 puede ser enviado a través de la válvula 118 a la parte superior del despentanizador a baja presión en un punto por encima del lecho del catalizador. Esto contrasta con la figura 2 en la que esta corriente neta de cabeza 112 se envía al despentanizador a alta presión por debajo del lecho del catalizador. Este punto alternativo de retorno varía el caudal y la composición del líquido sobre el catalizador en comparación con el esquema de la figura 2, consiguiéndose al mismo tiempo el objetivo de reducir en el sistema la temperatura máxima en aproximadamente 50°C. El producto neto de cabeza que fluye desde la columna a baja presión a la columna a alta presión puede retornar ahora sin precalentarlo o con menos precalentamiento. Al contrario que el diagrama de flujos de la figura 2, la corriente de retorno en la figura 3 no se vaporiza. También es posible enviar parte del producto neto de cabeza desde el despentanizador a baja presión al fondo del despentanizador a alta presión a través de la válvula 120 y enviar la otra parte a la parte superior del lecho del catalizador. Esto proporciona mayor flexibilidad de funcionamiento para variar condiciones del lecho del catalizador a las mismas temperaturas máximas en el fondo de los dos despentanizadores.

Las ventajas de la presente invención se pueden ver comparando las características operativas clave del sistema a dos presiones mostradas en la tabla 2 con las de un sistema a dos presiones de la técnica anterior mostradas en la tabla 1 en el que ambos funcionan como despentanizadores en sistemas de hidrogenación y destilación catalítica de parte frontal en el caso del craqueado por vapor de agua de un material de alimentación de nafta.

Con referencia a la tabla 1, las presiones operativas en las corrientes varían de 16,2 a 17,7 kg/cm². La temperatura media del lecho del catalizador se mantiene en aproximadamente 125°C y la temperatura más alta es la de la corriente 28, producto neto del fondo, que es 203°C.

Con referencia a la tabla 2, la columna a alta presión 50 de la figura 2 funciona a la misma presión que la columna 12 de la figura 1. La alimentación 52 al sistema y el producto neto de cabeza 86 del sistema son iguales que en la tabla 1 en cuanto a caudal, composición y temperatura. La corriente 116, que representa el producto neto del fondo del sistema, tiene el mismo caudal y composición que la corriente 28 de la tabla 1. Sin embargo, en la tabla 2 la temperatura de la corriente 116 es 147°C frente a una temperatura de 203°C de la corriente 28 de la tabla 1. Esta menor temperatura es porque la corriente 116 de la tabla 2 está a 6,5 kg/cm² en comparación con 17,7 kg/cm² en la tabla 1.

La corriente 88 de la tabla 2 es la corriente que circula desde el primer despentanizador a alta presión al segundo despentanizador a baja presión. La presión de esta corriente es 17,4 kg/cm² o aproximadamente la misma presión que la de la corriente 28 en la tabla 1. Sin embargo, la temperatura de esta corriente 88 es 150°C frente a la temperatura de 203°C de la corriente 28 de la tabla 1. Esta menor temperatura se consigue haciendo funcionar el despentanizador a alta presión de la figura 2 de modo que la concentración molar de hidrocarburos C₅ y más ligeros en la corriente 88 sea 15%, lo cual disminuye la temperatura de esta corriente. La temperatura media del lecho del catalizador es aproximadamente 120°C, que es aproximadamente la misma temperatura del lecho de la configuración del sistema a una sola presión de la técnica anterior de la figura 1. Así, el diagrama de flujos de la figura 2, como se demuestra en los datos de la tabla 2 relativos a este diagrama de flujos, consigue el fin de mantener las temperaturas del lecho del catalizador pero disminuyendo al mismo tiempo en el sistema la temperatura máxima en aproximadamente 50°C.

La figura 4 muestra una variación del esquema del proceso de la figura 2. En esta variación, la corriente bombeada de reflujo 74 se precalienta en el cambiador de calor 122 enfriando y condensando parcialmente una porción del producto de cabeza 68 de la columna a alta presión. Este precalentamiento origina una temperatura mayor del vapor que sale del plato superior de la columna 50. Todas las otras condiciones del proceso en la propia columna permanecen esencialmente sin cambios. La mayor temperatura que sale de la columna permite un grado mayor de recuperación de calor residual que en el cambiador 124. Este calor residual se puede utilizar para precalentar, por

ejemplo para precalentar la alimentación 52 (no se muestra en la figura 4) u otros servicios en la planta de etileno que requieren poco calentamiento. Alternativamente, se puede recuperar calor residual añadiendo sencillamente un cambiador 124 de recuperación de calor residual sin precalentar el reflujo. Esto es más sencillo en cuanto a diseño y funcionamiento; sin embargo, se puede recuperar menos calor.

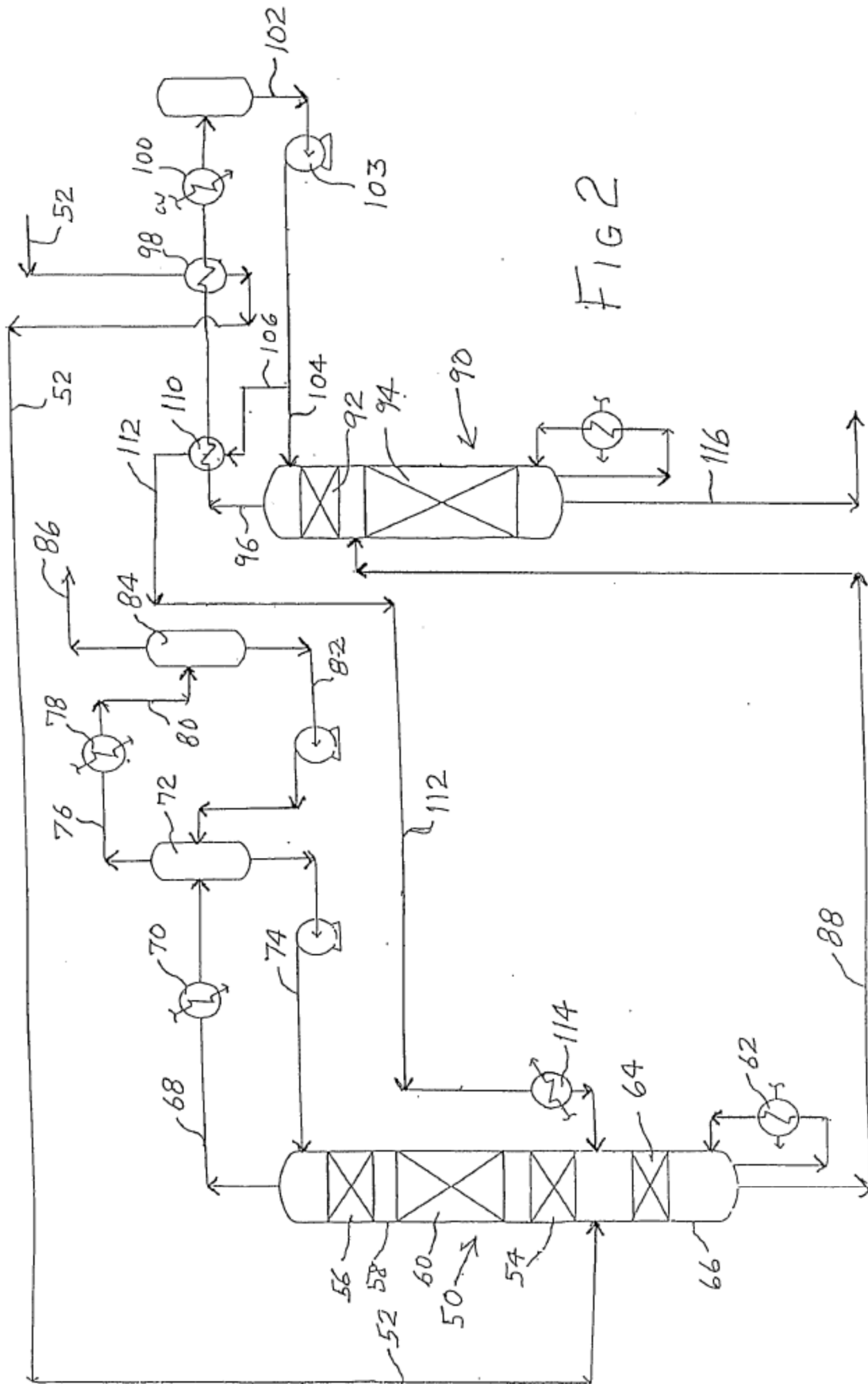
- 5 Se pueden realizar modificaciones en las condiciones operativas de este sistema a dos presiones para temperaturas medias del catalizador más altas o más bajas manteniendo al mismo tiempo temperaturas máximas en el sistema más bajas que las que se pueden conseguir con el sistema de hidrogenación y destilación catalítica de la técnica anterior.

REIVINDICACIONES

1. Un método de procesar una corriente de alimentación de gas craqueado que contiene hidrógeno, metano, etileno, propileno y otros hidrocarburos insaturados, C₂, C₃, C₄, C₅, C₆ y más pesados para separar los citados etileno y propileno de por lo menos uno de los citados otros hidrocarburos insaturados e hidrogenar por lo menos uno de los citados otros hidrocarburos insaturados sin hidrogenar el etileno ni el propileno, comprendiendo el citado método las etapas de:
- 5 (a) introducir la citada corriente de alimentación en una primera columna que comprende una columna de hidrogenación y destilación catalítica que contiene por lo menos un lecho de catalizador y que contiene zonas de fraccionamiento y que funciona a una presión, y simultáneamente
- 10 (i) hidrogenar selectivamente por lo menos una porción de los citados otros hidrocarburos insaturados sin hidrogenar los citados etileno y propileno,
- (ii) separar por destilación fraccionada la mezcla de hidrocarburos resultante en una primera corriente bruta de cabeza que contiene hidrógeno que no ha reaccionado, metano, etileno, propileno, y compuestos C₄ y C₅ y una primera corriente de productos del fondo que contiene principalmente hidrocarburos C₆ y más pesados e hidrocarburos insaturados C₂, C₃, C₄ y C₅, y
- 15 (iii) hacer funcionar la citada primera columna de modo que se mantenga la citada corriente de productos del fondo a una temperatura menor que 200°C,
- (b) separar la citada corriente bruta de cabeza de la primera columna en una corriente neta de cabeza de la primera columna y una corriente de reflujo de la primera columna e introducir de nuevo la citada corriente de reflujo de la primera columna en la citada primera columna,
- 20 (c) Introducir la citada primera corriente de productos del fondo de la citada primera columna en una segunda columna que comprende una columna de fraccionamiento que funciona a una segunda presión menor que la citada primera presión y separar la citada primera corriente de productos del fondo en una corriente neta de productos del fondo que contiene hidrocarburos C₆ y más pesados y una cantidad seleccionada de hidrocarburos C₅ y en una corriente bruta de cabeza de la segunda columna que contiene principalmente hidrocarburos adicionales C₆ y más pesados e hidrocarburos C₂, C₃, C₄ y C₅ y hacer funcionar la citada segunda columna de modo que la citada corriente neta de productos del fondo se mantenga a una temperatura menor que 200°C,
- 25 (d) condensar totalmente y separar la citada corriente bruta de cabeza de la segunda columna en una corriente neta de cabeza de la segunda columna y una corriente de reflujo de la segunda columna e introducir de nuevo en la citada segunda columna la citada segunda corriente de reflujo, y
- 30 (e) reciclar a la citada primera columna la citada corriente neta de cabeza de la segunda columna.
2. El método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la temperatura de la citada primera corriente de productos del fondo es menor que 160°C.
3. El método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que las citadas primera y segunda columnas funcionan como despentanizadores y la citada cantidad seleccionada de hidrocarburos C₅ en la citada corriente neta de productos del fondo de la citada segunda columna es menor que 1%.
- 35 4. El método de acuerdo con la reivindicación 3, en el que la citada primera columna funciona a una presión en el intervalo de 14 a 20 kg/cm² y la citada segunda columna funciona a una presión en el intervalo de 4 a 10 kg/cm².
5. El método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que las citadas primera y segunda columnas funcionan como desbutanizadores y la citada cantidad seleccionada de hidrocarburos C₄ en la citada corriente neta de productos del fondo es menor que 1%.
- 40 6. El método de acuerdo con la reivindicación 5, en el que la citada primera columna funciona a una presión en el intervalo de 28 a 43 kg/cm² y la citada segunda columna funciona a una presión en el intervalo de 5 a 14 kg/cm².
7. El método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la temperatura de los citados lechos del catalizador está en el intervalo de 90 a 135°C.
- 45 8. El método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la etapa de reciclar la citada corriente neta de cabeza de la primera columna comprende reciclar por debajo del citado lecho del catalizador.
9. El método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la etapa de reciclar la citada corriente neta de cabeza de la segunda columna comprende reciclar por encima del citado lecho del catalizador.

10. El método de acuerdo con la reivindicación 8, que comprende además la etapa de precalentar la citada corriente neta de cabeza de la segunda columna, antes de reciclarla a la citada primera columna, por intercambio de calor con la citada corriente bruta de cabeza de la segunda columna con lo que se enfría y condensa parcialmente la citada corriente bruta de cabeza de la segunda columna.
- 5 11. El método de acuerdo con la reivindicación 10, en el que la citada corriente neta precalentada de cabeza de la segunda columna se calienta aún más por una fuente externa de calor.
12. El método de acuerdo con la reivindicación 9, en el que la etapa de reciclar la citada corriente neta de cabeza de la segunda columna incluye la etapa de enfriar la citada corriente neta de cabeza de la segunda columna.
- 10 13. El método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la citada corriente de refluo de la primera columna se precalienta por intercambio de calor con la citada corriente bruta de cabeza de la primera columna con lo que una cantidad mayor del calor contenido en la citada corriente bruta de cabeza de la primera columna puede ser enfriada finalmente por un medio de refrigeración a temperatura ambiente.
14. El método de acuerdo con la reivindicación 12, en el que la citada corriente bruta de cabeza de la primera columna se enfría aún más por enfriamiento a temperatura ambiente.

15



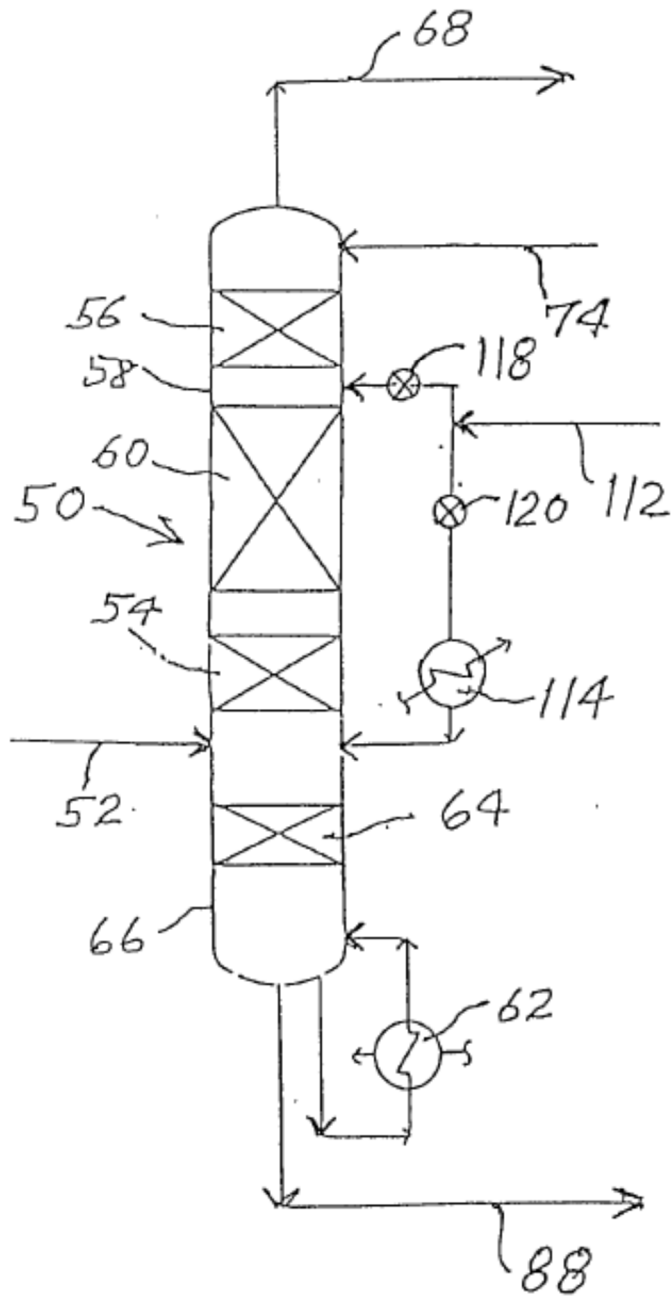


FIG 3

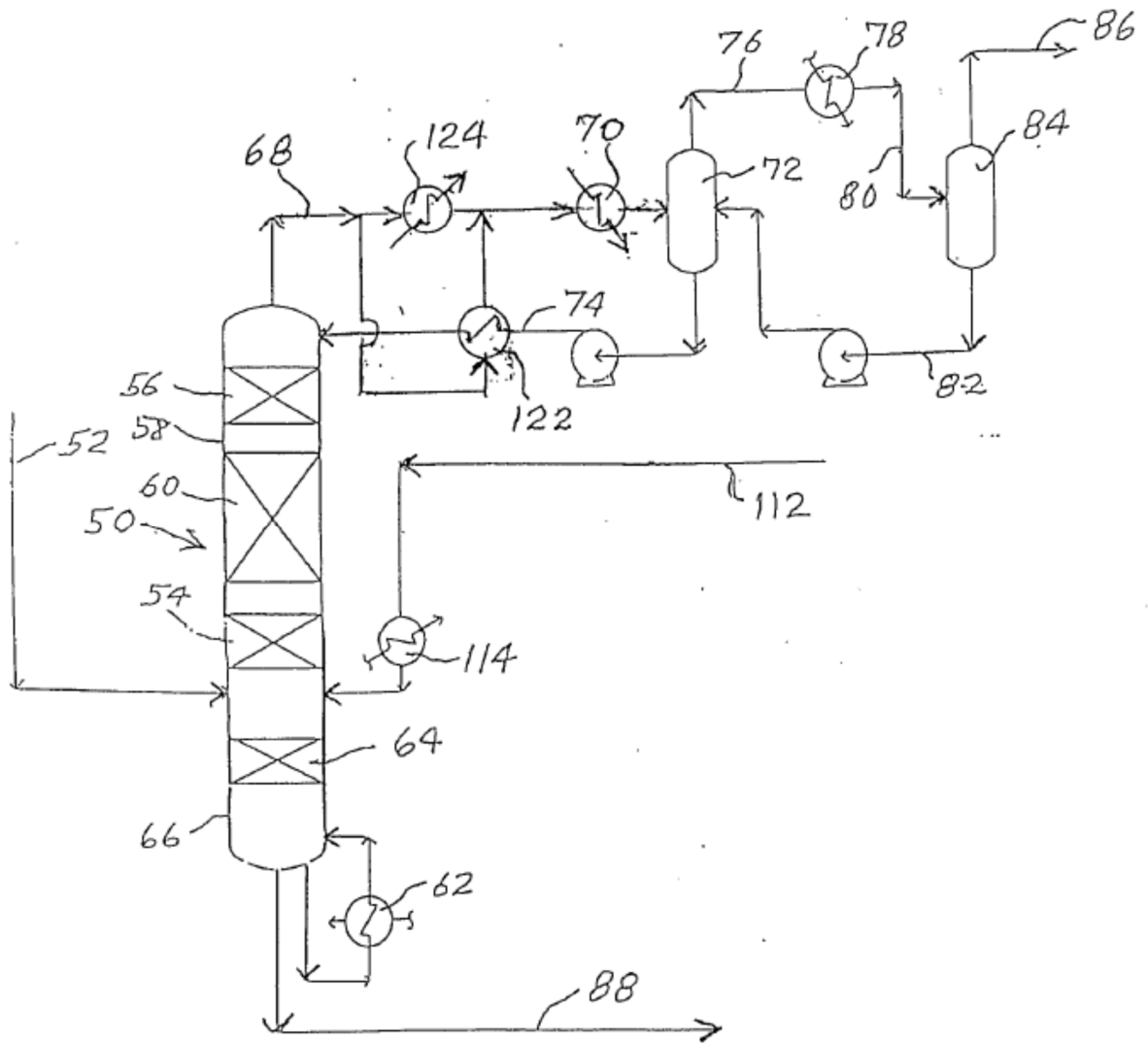


FIG 4