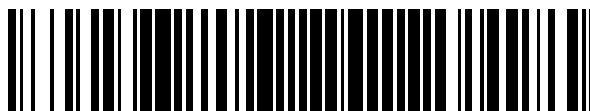


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 691 537**

51 Int. Cl.:

C10G 45/02 (2006.01)

C10G 49/22 (2006.01)

C10G 11/18 (2006.01)

C10G 69/04 (2006.01)

B01D 3/42 (2006.01)

C10G 47/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **22.12.2016** **E 16306767 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **01.08.2018** **EP 3184608**

54 Título: **Instalación y proceso que realizan en común la comprensión de los gases ácidos de la unidad de hidroconversión o hidrot ratamiento y la de los efluentes gaseosos de la unidad de craqueo catalítico**

30 Prioridad:

23.12.2015 FR 1563172

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

27.11.2018

73 Titular/es:

AXENS (100.0%)
89 Bd. Franklin Roosevelt, B.P. 50802
92508 RUEIL-MALMAISON Cedex, FR

72 Inventor/es:

LAJEUNESSE, ODILE;
LAMBERT, NICOLAS;
FRECON, JACINTHE y
PIGOURIER, JÉRÔME

74 Agente/Representante:

ISERN JARA, Jorge

ES 2 691 537 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

Instalación y proceso que realizan en común la comprensión de los gases ácidos de la unidad de hidroconversión o hidrotratamiento y la de los efluentes gaseosos de la unidad de craqueo catalítico

5 Contexto de la invención

10 La invención se refiere al campo de los procesos de hidroconversión de residuos atmosféricos o a vacío, o de gasóleo o destilados a vacío o de hidrotratamiento de gasóleo o de destilados a vacío. Los procesos convencionales de hidroconversión o de hidrotratamiento comprenden una sección de fraccionamiento del efluente de la sección de reacción que cumplen principalmente dos objetivos, la eliminación del H₂S y de las fracciones ligeras y el fraccionamiento principal de los productos de la unidad. La eliminación del H₂S y de las fracciones ligeras genera la producción de gases ácidos, que entonces conviene purificar antes de su utilización como gas combustible.

15 Descripción a modo de resumen de las figuras

La figura 1 representa un esquema de la sección de reacción del hidrotratamiento o de la micro conversión R-1 que comprende la sección de fraccionamiento de los efluentes de reacción con la columna de fraccionamiento principal C-1 y diferentes depósitos calentadores separadores indicados de B-1 a B-5.

20 En esta figura 1, se marcan tres secciones opcionales con línea discontinua:

- una sección de separación que trata un efluente intermedio 43 obtenido a partir de la columna de fraccionamiento principal C-1 y que comprende una columna C-3.

25 - una sección de separación que trata el efluente de la parte inferior del depósito calentador separador B-3 y que comprende una columna C-4.

- una sección de estabilización de la nafta obtenida a partir de la columna de fraccionamiento C-1 que permite eliminar los gases ácidos residuales de la nafta y que comprende una columna C-5.

30 El rectángulo F en la figura 1 indica la ubicación de la conexión de esta sección con la sección de craqueo catalítico que se presenta en la figura 2.

35 La figura 2 representa el esquema de la sección de reacción del craqueo catalítico R-11 con su zona de fraccionamiento de los gases craqueados que comprende la columna C-11, y el compresor de dichos gases craqueados K-11, desdoblados en K-11-1 y K-11-2. La carga de la unidad de craqueo catalítico 55 proviene esencialmente del flujo de la parte inferior de la columna de fraccionamiento C-1.

Examen de la técnica anterior

40 El documento de patente US 3.733.260 describe un proceso de hidrodesulfuración de gasóleos que comprende una sección de reacción de hidrodesulfuración, una separación del efluente de esta sección en una fracción gaseosa y una primera fracción líquida de alta temperatura y alta presión, una condensación parcial de dicha fase vapor en una fracción que comprende esencialmente hidrógeno, y una segunda fracción líquida, una desgasificación del H₂S y de los hidrocarburos ligeros de la primera y la segunda fracciones líquidas por medio del hidrógeno tratado

45 previamente, una separación de los hidrocarburos desgasificados en una nafta y un gasóleo y una recirculación de dicha nafta a la etapa de condensación.

50 La presencia de este aparato de desgasificación corriente arriba del fraccionamiento principal permite la eliminación de los gases ácidos a una presión lo suficientemente elevada como para, después del tratamiento con aminas, ser enviado a la red del gas combustible de la refinería. Sin embargo con esta configuración, necesita generar un reflujo para la desgasificación, y presenta el inconveniente de disipar una parte de la energía contenida en el efluente de la sección de reacción en el aereocondensador de la cabeza del aparato de desgasificación. Además, al ser la temperatura óptima necesaria para la alimentación del aparato de desgasificación inferior a la temperatura mínima necesaria para la separación corriente abajo, eso necesita un calentamiento de la carga de esta separación, y por lo

55 tanto generalmente la presencia de un horno sobre la carga del fraccionamiento principal.

En el documento de patente US 3.371.029 se describe un proceso de separación de efluente de reactor de conversión de hidrocarburos que contiene hidrógeno en el que (véase la Tabla IV información en 22-27) no hay desgasificación del H₂S y de los hidrocarburos corriente arriba de la separación principal de hidrocarburos.

60 Esta última configuración presenta la ventaja, con respecto al documento de patente US 3.733.260, de que la temperatura en el depósito calentador separador caliente se elige con el fin de proporcionar a la columna de fraccionamiento principal, el calor necesario para vaporizar la fracción ligera obtenida a partir de las reacciones de conversión de los hidrocarburos en el reactor. Sin embargo, en este esquema, los gases ácidos no se eliminan corriente arriba de la separación principal. Al funcionar dicha sección a una presión aproximada a la presión atmosférica, los gases ácidos se deben comprimir antes de ser enviados hacia una red de gas combustible de una

65

refinería.

El documento US 2013/0043159 divulga una instalación de un proceso de hidroconversión.

- 5 El proceso de acuerdo con la invención corrige estos inconvenientes suprimiendo el compresor de cabeza de la columna de fraccionamiento principal de la sección de hidroconversión o de hidrot ratamiento, gracias a una integración con el compresor de recuperación del efluente gaseoso de la unidad de craqueo catalítico.

Descripción a modo de resumen de la invención

10 La presente invención describe una instalación de hidroconversión o de hidrot ratamiento, por ejemplo de hidrodesulfuración, con la intención de constituir la carga de una unidad de craqueo catalítico, por ejemplo un corte de tipo gasóleo a vacío (VGO), destilado a vacío (DSV), o residuo a vacío, o aceite desasfaltado (DAO), dicha instalación comprendiendo al menos:

- 15 • una sección de reacción R1 que realiza el hidrot ratamiento o la hidroconversión de una carga destinada a alimentar una unidad de craqueo catalítico,
- uno o varios depósitos calentadores separadores de alta presión B-1 y/o B-2, cuya carga está constituida por el efluente obtenido a partir de la sección de reacción R1,
- Una zona de compresión K que realiza la compresión del efluente gaseoso obtenido a partir de B-1 y/o B-2, también denominado hidrógeno reciclado, este efluente gaseoso comprimido siendo reintroducido en la zona de reacción R-1,
- 25 • Una columna de fraccionamiento C-1, alimentada por la parte inferior de los depósitos calentadores separadores de alta presión B1 y B2, dicha columna C-1 separando al menos un corte de cabeza, un corte de nafta, y un corte pesado en el que al menos una parte alimenta la sección de craqueo catalítico R-11,
- 30 • Un horno F-1 que calienta la carga de la sección de reacción R-1, o únicamente el hidrógeno necesario para dicha sección de reacción, o incluso a la vez el hidrógeno y la carga,
- Una sección de reacción R-11 de craqueo catalítico alimentada por al menos una parte de la fracción pesada obtenida de la columna de fraccionamiento C-1,
- 35 • Una segunda columna de fraccionamiento C-11 de los efluentes de la sección de reacción del craqueo catalítico R-11,
- Un compresor de recuperación K-11, que comprime al menos una parte del efluente gaseoso de la unidad de craqueo catalítico y de los gases ácidos de la columna de fraccionamiento principal C-1, dicho compresor K-11 pudiendo comprender varias etapas.
- 40

De preferencia, la instalación de acuerdo con la invención, comprende además depósitos calentadores separadores de presión media B-3 y B-4 alimentados respectivamente por los efluentes de la parte inferior de los depósitos calentadores B-1 y B-2, y la columna de fraccionamiento C-1 se alimenta por la parte inferior del depósito calentador B-4 y por último por la parte inferior del depósito calentador B-3.

De preferencia, la instalación de acuerdo con la invención comprende al menos un depósito calentador separador de alta presión B-14 en la que la salida de gases se puede enviar hacia una o varias columnas de absorción C-12 à C-14, y en la que la salida de líquido se puede enviar a la columna de fraccionamiento C-11 del efluente gaseoso de la unidad de craqueo catalítico R-11.

El efluente gaseoso obtenido a partir de la o de las columnas de absorción C-12 - C-14 se puede de enviar opcionalmente hacia un tratamiento con aminas y/o con sosa con el fin de eliminar los compuestos de azufre.

La instalación de acuerdo con la invención también puede comprender de preferencia una sección de estabilización de la nafta obtenida a partir de la columna de fraccionamiento C-1 que permite eliminar los gases ácidos residuales de la nafta y que comprende una columna C-5 en la que la fracción de cabeza alcanza el compresor de gases craqueados de la unidad de craqueo catalítico.

La instalación de acuerdo con la invención también puede comprender de preferencia además una columna intermedia C-3 alimentada por una fracción intermedia obtenida a partir de la columna de fraccionamiento principal C-1.

La instalación de acuerdo con la invención también puede comprender de preferencia además un aparato de desgasificación C-4 corriente arriba del fraccionamiento C-1, alimentado por el flujo de la parte inferior del depósito

calentador B-3 o B1, este aparato de desgasificación C-4 permitiendo eliminar una parte del gas, y en particular el H₂S, obtenido a partir de las reacciones de la sección de reacción R-1, que se envía al compresor de recuperación K-11.

5 La invención también se refiere al proceso de realización de la instalación que se ha descrito anteriormente. En el proceso y la instalación de acuerdo con la invención, la sección de reacción de la unidad de hidroconversión o hidrot ratamiento R-1 puede comprender uno o varios reactores colocados en serie o en paralelo, por ejemplo dos reactores colocados en serie.

10 Cada reactor de la sección de reacción comprende al menos un lecho de catalizador.

El catalizador se puede preparar en lecho fijo o en lecho expandido, o incluso en lecho burbujeante. En el caso de un catalizador preparado en lecho fijo, es posible colocar varios lechos de catalizadores en al menos un reactor.

15 En el proceso de acuerdo con la invención se puede usar todo catalizador conocido por el experto en la materia, por ejemplo un catalizador que comprende al menos un elemento elegido entre los elementos del Grupo VIII de la clasificación periódica (grupos 8, 9 y 10 de la nueva clasificación periódica), y opcionalmente al menos un elemento elegido entre los elementos del Grupo VIB de la clasificación periódica (grupo 6 de la nueva clasificación periódica).

20 Las condiciones de funcionamiento de la unidad de hidrot ratamiento o de hidroconversión R-1 generalmente son las siguientes:

- La temperatura está comprendida por lo general entre aproximadamente 200 y aproximadamente 460 °C,
- La presión total está comprendida por lo general entre aproximadamente 1 MPa y aproximadamente 20 MPa, generalmente entre 2 y 20 MPa, de preferencia entre 2,5 y 18 MPa, y de forma muy preferente entre 3 y 18 MPa,
- La velocidad espacial horaria global de carga líquida para cada etapa catalítica por lo general está comprendida entre aproximadamente 0,1 y aproximadamente 12, y generalmente entre aproximadamente 0,4 y aproximadamente 10, (la velocidad espacial horaria siendo definida como la proporción del caudal volumétrico de carga con respecto al volumen de catalizador),
- La pureza del hidrógeno usado en el proceso de acuerdo con la invención por lo general está comprendida entre un 50 y un 100 % en volumen,
- La cantidad de hidrógeno con respecto a la carga líquida por lo general está comprendida entre aproximadamente 50 y aproximadamente 1200 Nm³/m³.

25 En el proceso y la instalación de acuerdo con la invención, la sección de reacción de la unidad de craqueo catalítico R-11 puede comprender uno o varios reactores colocados en serie o en paralelo, que funcionan en régimen fluidizado o burbujeante, con circulación ascendente o descendente del catalizador. Esta sección de reacción también comprende uno o varios regeneradores colocados en serie o en paralelo que pueden estar equipados de preferencia con elementos que tienen como objeto proporcionar o restar calor al sistema (refrigerador de catalizador denominado « cat cooler » de acuerdo con la terminología anglosajona, calentador de aire, etc.).

40 En la sección de reacción del craqueo catalítico se puede usar toda formulación catalítica que comprenda o no aditivos de tipo ZSM-5 conocidos por el experto en la materia.

45 Las condiciones de funcionamiento del craqueo catalítico R-11 generalmente son las siguientes:

- La temperatura en la salida de la zona de reacción por lo general está comprendida entre aproximadamente 470 °C y aproximadamente 650 °C, de preferencia entre 500 °C y 550 °C,
- La presión en la salida de la zona de reacción por lo general está comprendida entre aproximadamente 0,05 MPa g y aproximadamente 0,25 MPa g, de preferencia entre 0,1 y 0,2 MPa g,
- El tiempo de permanencia de la carga en la zona de reacción por lo general está comprendido entre aproximadamente 0,5 segundos y aproximadamente 20 segundos, de preferencia entre 1 y 4 segundos,
- La cantidad de catalizador que circula con respecto a la cantidad de carga recién preparada inyectada por lo general está comprendida entre aproximadamente 3 y aproximadamente 25 m³/m³, de preferencia entre 4 y 10 m³/m³.

60 De acuerdo con una variante del proceso de acuerdo con la invención, una fracción intermedia se extrae de la columna de fraccionamiento C-1, dicha fracción intermedia siendo enviada a una columna intermedia C-3, y la fracción de la parte inferior de la columna C-3 siendo enfriada por medio de un intercambiador E-4.

65 De acuerdo con una variante del proceso de acuerdo con la invención, la presión de la columna de separación C-4 se elige como para que sea lo suficientemente elevada para que los gases ácidos obtenidos a partir de esta separación se dirijan hacia una etapa intermedia del compresor de los gases craqueados K-11 de la sección de craqueo catalítico R-11.

De acuerdo con una variante del proceso de acuerdo con la invención, la presión de la columna de separación C5 se elige para que sea lo suficientemente elevada como para que los gases ácidos obtenidos a partir de esta separación se dirijan hacia una parte etapa intermedia del compresor de los gases craqueados K-11 de la sección de craqueo catalítico R-11.

5 La instalación y el proceso de acuerdo con la invención se distinguen de la técnica anterior en que realizan en común la compresión de los gases ácidos de la unidad de hidroconversión o de hidrot ratamiento R-1, y de los efluentes gaseosos de la unidad de craqueo catalítico R-11 usando el compresor de los gases craqueados (también denominado compresor de recuperación) K-11. La ventaja en términos de inversión que resulta de ello es tanto más interesante que el caudal de carga adicional del compresor de los gases craqueados de la unidad de craqueo catalítico K-11 que es bajo con respecto al caudal total de este compresor. En consecuencia, el coste marginal para este compresor de los gases craqueados es bajo con respecto a las ganancias generadas por la supresión del compresor de cabeza del fraccionamiento principal de la unidad de hidroconversión o de hidrot ratamiento.

15 Otra ventaja de la invención es permitir recuperar los LPG y la nafta presentes en los gases ácidos de la unidad de hidroconversión o hidrot ratamiento en la sección dedicada al contexto de la unidad de craqueo catalítico.

Descripción detallada de la invención

20 Las figuras 1 y 2 describen uno de los modos de realización posible de la instalación y del proceso de acuerdo con la invención.

La figura 1 representa la sección de hidrot ratamiento o de hidroconversión R-1 con la columna de fraccionamiento C-1 en la que la fracción de la parte inferior 53 que se transforma en 55, se envía hacia la unidad de craqueo catalítico R-11 representada por el rectángulo F.

25 La figura 2 representa la sección de craqueo catalítico R-11 con su columna de fraccionamiento de los gases craqueados C-11, y el o los compresores de gases craqueados K-11, indicados como K-11-1 y K-11-2.

30 En lo sucesivo en la descripción, y sin que esto constituya una limitación cualquiera, el hidrot ratamiento R-1 es una hidrodesulfuración.

La carga, por ejemplo un residuo a vacío, se alimenta a través de la línea 1 (figura 1) a través de la bomba P-1. El hidrógeno, de preferencia en exceso con respecto a la carga, se alimenta a través de la línea 2 y el compresor K-2 a continuación a la línea 3, y se mezcla con la carga 1 antes de su admisión en un intercambiador de carga-efluente (E-1) a través de la línea 4. El intercambiador E-1 permite calentar previamente la carga por medio del efluente del reactor de hidrodesulfuración R-1. Después de este intercambio, la carga se dirige hacia la línea 5 a un horno F-1 que permite alcanzar el nivel de temperatura necesario para la reacción de hidrodesulfuración, a continuación la carga caliente se envía, a través de la línea 6, a la sección de hidrodesulfuración, constituida por al menos un reactor de hidrodesulfuración R-1 que comprende al menos un catalizador de hidrodesulfuración.

35 El efluente del reactor R-1 se envía a continuación aquel intercambiador E-1 por la línea 10, a continuación a través de la línea 11 hacia el depósito calentador separador caliente de alta presión B-1. Una fracción gaseosa se separa en este depósito calentador y se recupera a través de la línea 12. La fracción líquida al menos parcialmente desulfurada se recupera en la parte inferior a través de la línea 20 y se encuentra con el depósito calentador B-3 a través de la válvula V-2. Dicha fracción gaseosa 12 comprende el hidrógeno que no ha reaccionado, el hidrógeno sulfurado (H_2S) formado durante la reacción, así como generalmente hidrocarburos ligeros obtenidos a partir de la conversión de los hidrocarburos de la carga en la sección de reacción de hidrodesulfuración R-1.

40 Después de refrigeración en un intercambiador E-2 y un aerocondensador A-1, la fracción gaseosa 12 se desvía, a través de la línea 13, en un depósito calentador separador frío de alta presión B-2 que permite a la vez realizar una separación de gas-líquido y una decantación de la fase líquida acuosa.

45 La fase de hidrocarburo líquido obtenida a partir del depósito calentador separador B-2 se dirige, después de descompresión en la válvula o la turbina líquida V-1, a un depósito calentador separador frío de presión media B-4, a través de la línea 21.

50 El agua también separada en el depósito calentador B-2 se envía de preferencia a través de la línea 72 hacia el depósito calentador B-4.

55 La fracción gaseosa obtenida a partir del depósito calentador separador frío alta presión B-2 se envía a través de la línea 14 hacia una absorbente de aminas o una columna de lavado C-2 que permite eliminar al menos una parte del H_2S , a continuación la fracción gaseosa que contiene el hidrógeno se recircula a través de las líneas 15 y 16 hacia el reactor de hidrodesulfuración R-1, después de compresión por medio del compresor K-1 y se mezcla con la carga 1.

60

El efluente líquido obtenido a partir del depósito calentador B-1 se dirige, después de descompresión en la válvula o la turbina líquida V-2, a un depósito calentador separador caliente de media presión B-3 a través de la línea 20.

5 Una fracción gaseosa se separa en el depósito calentador B-3 y se recupera a través de la línea 22. La fracción gaseosa comprende hidrógeno que no ha reaccionado, el hidrógeno sulfurado (H₂S) formado durante la reacción, así como generalmente hidrocarburos ligeros obtenidos a partir de la conversión de los hidrocarburos de la carga en la sección de reacción de hidrodesulfuración R-1.

10 Después de enfriamiento en un aerocondensador A-2, esta fracción se dirige, a través de la línea 23, al depósito calentador separador frío de media presión B-4. La fracción líquida al menos parcialmente desulfurada se recupera en la parte inferior, descomprimida a través de la válvula V-5 y dirigida a través de la línea 32 hacia la columna de fraccionamiento C-1, después de pase al intercambiador E-3.

15 El agua se evacua en la parte inferior del depósito calentador B-4 por la línea 74, y los gases se evacuan por la línea 73.

20 El efluente líquido obtenido a partir del depósito calentador B-4 alimenta la columna de fraccionamiento C-1 a través de las líneas 32 y 33, después de descompresión a través de la válvula V-5 y calentamiento en el intercambiador E-3.

25 La columna de fraccionamiento C-1 funciona baja presión (aproximadamente 0,2 MPa). El calor necesario para la separación se proporciona preferentemente por la temperatura del depósito calentador separador caliente B-3. La columna de fraccionamiento principal C-1 también se alimenta por el vapor de desgasificación a través de la línea 40.

La fracción de cabeza de la columna de fraccionamiento C-1 se envía, después de enfriamiento, a un aerorefrigerador A-3, en el depósito calentador B-5.

30 En la cabeza de este depósito calentador B-5 sale una fracción de cabeza recuperada a través de la línea 41 que contiene los gases ácidos residuales que se envían a través de la línea 42, ya sea corriente arriba del aerocondensador A-11, ya sea corriente arriba del intercambiador E-11, ya sea corriente debajo de este intercambiador (línea(s) 42 representada(s) en detalle en la figura 2).

35 El producto obtenido en la parte inferior del depósito calentador separador B-5 se evacúa por la línea 50 equipada con una bomba P-3. Este flujo 50 está formado por cortes de nafta que presentan un punto de ebullición final inferior a 200 °C. Otra parte del líquido de la parte inferior del depósito calentador B-5 se envía hacia la bomba P-2 en la cabeza de la columna de separación C-1.

40 De acuerdo con una variante preferente de la invención, una columna de estabilización C-5 de la nafta obtenida a partir de la columna de fraccionamiento C-1 a través de la línea 50, permite eliminar los gases ácidos residuales de la nafta producida y se exporta a través de la línea 60 después de enfriamiento en el intercambiador E-8. Los gases ácidos recuperados de ese modo en la cabeza de separación de la columna C-5 también se dirigen hacia el compresor de la unidad de craqueo catalítico a través de la línea 61, 62 a continuación 42, o 63 a continuación 37, después de enfriamiento en el intercambiador E-9 y paso al depósito calentador B-7. En la parte inferior del depósito calentador B-7 se recupera una fracción líquida que se recircula a la columna C-5 a través de la bomba P-8.

45 La presión de la columna de separación C-5 se puede elegir de modo que sea lo suficientemente elevada como para que los gases ácidos obtenidos a partir de esta separación, se puedan dirigir hacia una etapa intermedia del compresor K-11 a través de la línea 37.

50 La fracción intermedia obtenida a partir de la columna de fraccionamiento principal C-1 a través de la línea 43 se envía a la columna intermedia C-3. La fracción de la parte inferior de la columna C-3, a través de la línea 51 y la bomba P-5, se enfría por medio de un intercambiador E-4, a continuación se recupera a través de la línea 52. La columna C-3 está equipada con un hervidor E-7.

55 De preferencia, el flujo 52 es un corte de gasóleo que presenta una temperatura de destilación a un 95 % en volumen (de acuerdo con la norma NF EN ISO 3405) inferior a 360 °C.

60 La fracción pesada obtenida a partir de la columna de fraccionamiento principal C-1 a través de la línea 53 se enfría por medio del intercambiador E-5 después de paso a la bomba P-4. La fracción obtenida de ese modo a través de la línea 55 es un gasóleo a vacío hidrotratado, en el presente caso desulfurado, que constituye la carga principal de la sección de craqueo catalítico (véase la figura 2). Esta carga principal se puede completar con otras diversas cargas introducidas por la línea 101.

65 De acuerdo con otro modo de funcionamiento, es posible recuperar, a través de la línea 50, una fracción que varía del nafta de gasóleo ligero, y a través de la línea 55, una fracción de gasóleo pesado. En este caso, la columna de

fraccionamiento C-1 no comprende columna intermedia C-3 y las líneas 51 y 52 no existen.

La carga de la unidad de craqueo catalítico R-11 está constituida al menos en parte por la fracción pesada 55 obtenida a partir del fraccionamiento principal C-1 de la unidad de hidrodesulfuración R-1, a la que se pueden añadir otras cargas exteriores a través de la línea 101.

La carga acumulada de la unidad de craqueo catalítico (flujo 55 y 101) se inyecta en la sección de reacción R-11 (figura 2), en la que se pone en contacto con el catalizador caliente obtenido a partir de la zona de degeneración con el fin de realizar las reacciones de craqueo catalítico.

El efluente caliente del reactor R-11 que sale en forma gaseosa en la cabeza de la zona de reacción de R-11, a continuación se envía, a través de la línea 102, hacia la parte inferior de la columna de fraccionamiento principal C-11 alta temperatura (por lo general más de 500 °C).

Gracias a diferentes reflujos circulantes (que no se describen en el presente documento), diferentes cortes se extraen de la columna de fraccionamiento C-11.

La fracción ligera gaseosa a temperatura más baja (por lo general entre aproximadamente 100 °C y 130 °C) y baja presión (por lo general a aproximadamente 1 bar (0,1 MPa) efectivo) sale de C-11 a través de la línea 103. mayo se inicia la continuación se enfría en un aerocondensador A-11, a continuación un refrigerador de agua E-11, antes de entrar en el depósito calentador de reflujo B-11 de la columna de fraccionamiento principal C-11, depósito calentador de reflujo B-11 que permitía la vez realizar una separación de gas- líquido y una decantación de la fase líquida acuosa eliminada por la línea 105.

Corriente arriba de este depósito calentador de reflujo B-11 se inyecta la fracción gaseosa de cabeza de la columna de fraccionamiento principal C-1 de la unidad de hidrodesulfuración, recuperada a través de la línea 41, a continuación 42. Todos los diferentes puntos de introducción de dicha fracción gaseosa 42 se sitúan corriente arriba del depósito calentador de reflujo B-11.

En una variante de la invención, un aparato de desgasificación C-4 se puede colocar corriente arriba de la columna de fraccionamiento C-1.

Este aparato de desgasificación C-4, como objeto eliminar una parte del gas, y en particular el H₂S, obtenidos a partir de las reacciones de la sección de reacción R-1.

Esta columna C-4 se alimenta con el flujo de la parte inferior del depósito calentador B-3 a través de la línea 30.

La columna C-4 se desgasifica de preferencia por medio de cualquier de desgasificación introducido a través de la línea 35 tal como por ejemplo un gas que contiene hidrógeno o vapor de agua. De preferencia para realizar dicha desgasificación se usa vapor de agua.

Los gases obtenidos a partir de la cabeza de la columna de desgasificación C-4 se dirigen a la sección de craqueo catalítico R-11 a través de las líneas 36 a continuación 37, después de enfriamiento en el condensador E-6 y paso al depósito calentador de reflujo B-6.

La presión de la columna de separación C-4 en efecto se puede elegir para que sea lo suficientemente elevada como para que los gases ácidos obtenidos a partir de esta separación se puedan dirigir hacia una etapa intermedia del compresor K-11 a través de la línea 37. El punto de inyección más apropiado será función de las temperaturas y presiones con el fin de minimizar el consumo energético.

Una parte de la fase de hidrocarburo líquido obtenido a partir del depósito calentador separador B-11 se vuelve en día como reflujo a la columna C-11 a través de la línea 104, mientras que el resto se dirige hacia el fraccionamiento secundario a través de la línea 105 con el fin de separar más finalmente los gases ligeros de los GPL, de la gasolina y de las fracciones más pesadas (este fraccionamiento secundario no se representa ni en la figura 2, ni se describe).

La fase de hidrocarburo vapor obtenido a partir del depósito calentador separador B-11 se dirige a través de la línea 106 hacia un depósito calentador separador B-12, a continuación hacia la succión de la primera etapa K-11-1 del compresor de gases craqueados K-11. La descarga de K-11-1 se enfría sucesivamente en un aerocondensador A-12 la continuación un enfriador de agua E-12 antes de entrar en el depósito calentador separador B-13.

Las fracciones líquidas recuperadas en la parte inferior de los depósitos calentadores B-12 y B-13 se recirculan hacia el fraccionamiento principal o C-11 o secundario (en el presente documento no se describe).

La fracción de vapor obtenido a partir del depósito calentador separador B-13 se dirige hacia la succión de la segunda etapa K-11-2 del compresor de gases craqueados K-11. La descarga de K-11-2 se enfría sucesivamente en un aerocondensador A-13 a continuación un enfriador de agua E-13 antes de entrar, de acuerdo con una variante

preferente, en un depósito calentador separador de alta presión B-14, que permite a la de realizar una separación de gas-líquido y una decantación de la fase líquida acuosa por la línea 107.

5 Siempre de acuerdo con esta variante preferente, la fase de hidrocarburo líquido obtenido a partir del depósito calentador separador B-14 se dirige hacia el fraccionamiento secundario a través de la línea 107 con el fin de separar más finalmente los hidrocarburos recuperados en forma líquida, mientras que la fase líquida acuosa se envía al tratamiento apropiado (en el presente documento se describe).

10 La fase de hidrocarburo vapor obtenido a partir del depósito calentador separador B-14 se dirige a través de la línea 108 en una o varias columnas de absorción C-12, C-13, C-14 con el fin de eliminar gradualmente las últimas especies más pesadas que el gas combustible, poniéndolo en contacto con cortes de hidrocarburo cada vez más ligeros obtenidos a partir del fraccionamiento secundario (en el presente documento no se describe).

15 Los efluentes gaseosos de hidrocarburos obtenidos a partir de las columnas de absorción C-12 y C-13 se enfrían con agua en los intercambiadores E-14 y E-15 respectivamente. Los compuestos de azufre, en particular el H₂S, se eliminan en una columna de absorción con amina C-14 antes de ser enviados a la red de gas combustible de la refinería a través de la línea 109. Las soluciones de aminas se introducen respectivamente por las líneas 110 y 112. Si fuera necesario se pueden realizar opcionalmente etapas suplementarias de purificación. Los flujos de la parte inferior de las columnas C-12, C-13 y C-14, respectivamente 114, 113 y 111, son los productos recuperables del proceso, después de un tratamiento posterior opcional.

Ejemplo

25 La tabla 1 que sigue a continuación muestran los resultados obtenidos de acuerdo con el esquema de la técnica anterior, es decir, con un compresor de los gases de cabeza de la columna de fraccionamiento principal C-1, y de acuerdo con la invención, es decir, solamente con el compresor de los gases craqueados K-11 de la unidad de craqueo catalítico R-11, tratando también los gases de cabeza de la columna de fraccionamiento C-1.

30 El ejemplo de acuerdo con la invención corresponde al esquema de las figuras 1 y 2 sin las columnas opcionales C3, C4, C5, ni las secciones correspondientes representadas con líneas discontinuas en la figura 1.

35 De acuerdo con el esquema de la invención con el compresor de cabeza de la columna de fraccionamiento principal C-1 de la sección de hidroconversión o de hidrotratamiento R-1 se suprime gracias a una integración con el compresor de recuperación del efluente gaseoso K-11 de la unidad de craqueo catalítico.

El aumento del caudal total a la entrada del compresor K-11 de la sección de craqueo catalítico, debido al flujo adicional 42 es muy bajo (del orden de un 1 %).

40 Además, la cantidad de nafta recuperada, corriente abajo de la sección de reacción del craqueo catalítico R-11, y después de hidrodesulfuración y fraccionamiento, aumenta en un 0,5 %, y la cantidad adicional de GPL recuperado es de aproximadamente un 1 %.

45 Por lo tanto el equipo y el proceso de acuerdo con la invención permiten por lo tanto ahorrarse el compresor de cabeza del fraccionamiento principal C-1, sin aumentar de forma significativa la capacidad del compresor K-11 de la sección de craqueo catalítico, y por lo tanto ahorrar en términos de inversión y de costes de funcionamiento con rendimientos ligeramente idénticos, también incluso ligeramente mejorados.

TABLA 1

Composición de la carga del compresor K-11 del craqueo catalítico	% en peso		t/h	
	Técnica anterior	De acuerdo con la invención	Técnica anterior	De acuerdo con la invención
H ₂ S	0,033	0,17	0,15	0,81
Gas seco (H ₂ -C ₁ -C ₂)	8,53	8,62	39,33	40,08
GPL (C ₃ -C ₄)	38,25	38,29	176,34	177,94
Gasolina (C ₅ -220 °C)	31,24	31,16	144,05	144,82

REIVINDICACIONES

- 5 1. Instalación de hidroconversión o de hidrotratamiento con la intención de constituir la carga de una unidad de craqueo catalítico de un corte de tipo gasóleo a vacío (VGO), destilado a vacío (DSV), o residuo a vacío, o aceite desasfaltado (DAO), comprendiendo dicha instalación al menos:
- una sección de reacción R1 que realiza el hidrotratamiento o la hidroconversión de una carga destinada a alimentar una unidad de craqueo catalítico,
 - 10 • uno o varios depósitos calentadores separadores de alta presión B-1 y/o B-2, cuya carga está constituida por el efluente obtenido a partir de la sección de reacción R1,
 - una zona de compresión K que realiza la compresión del efluente gaseoso obtenido a partir de B-1 y/o B-2, también denominado hidrógeno reciclado, siendo este efluente gaseoso comprimido reintroducido en la zona de reacción R-1,
 - 15 • una columna de fraccionamiento C-1, alimentada por la parte inferior de los depósitos calentadores separadores de alta presión B-1 y B-2, separando dicha columna C-1 al menos un corte de cabeza, un corte de nafta, y un corte pesado en el que al menos una parte alimenta la sección de craqueo catalítico R-11,
 - un horno F-1 que calienta la carga de la sección de reacción R1, o únicamente el hidrógeno necesario para dicha sección de reacción, o incluso a la vez el hidrógeno y la carga,
 - 20 • una sección de reacción R-11 de craqueo catalítico alimentada por al menos una parte de la fracción pesada obtenida a partir de la columna de fraccionamiento C-1,
 - una segunda columna de fraccionamiento C-11 de los efluentes de la sección de reacción del craqueo catalítico R-11,
 - 25 • un compresor de recuperación K-11, que comprime al menos una parte del efluente gaseoso de la unidad de craqueo catalítico y de los gases ácidos obtenidos a partir de de la columna de fraccionamiento principal C-1, pudiendo dicho compresor K-11 comprender varias etapas.
- 30 2. Instalación de acuerdo con la reivindicación 1 que comprende además depósitos calentadores separadores de presión media B-3 y B-4 alimentados respectivamente por los efluentes de la parte inferior de los depósitos calentadores B-1 y B-2, y en la que la columna de fraccionamiento C-1 se alimenta por la parte inferior de los depósitos calentadores B-3 y B-4.
- 35 3. Instalación de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 o 2 que comprende además al menos un depósito calentador separador de alta presión B-14, en el que la salida de gases se puede enviar hacia una o varias columnas de absorción, y en el que la salida de líquido se puede enviar a la columna de fraccionamiento C-11 del efluente gaseoso de la unidad de craqueo catalítico R-11.
- 40 4. Instalación de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 3 que comprende además una sección de estabilización de la nafta obtenida a partir de la columna de fraccionamiento C-1 que permite eliminar los gases ácidos residuales de la nafta, y que comprende una columna de separación C-5 en la que la fracción de cabeza alcanza el compresor de gases craqueados de la unidad de craqueo catalítico.
- 45 5. Instalación de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 4 que comprende además una columna intermedia C-3 alimentada por una fracción intermedia obtenida a partir de la columna de fraccionamiento principal C-1.
- 50 6. Instalación de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 5 que comprende además un aparato de desgasificación C-4 corriente arriba del fraccionamiento C-1, alimentado por el flujo de la parte inferior del depósito calentador B-3 o B1, permitiendo este aparato de desgasificación C-4 eliminar una parte del gas, y en particular el H₂S, obtenido a partir de las reacciones de la sección de reacción R-1, que se envía al compresor de recuperación K-11.
- 55 7. Proceso de hidrotratamiento o de hidroconversión que usa la instalación de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 6.
8. Proceso de acuerdo con la reivindicación 7, en el que las condiciones de funcionamiento de la sección de reacción de hidrotratamiento o de hidroconversión R-1 son las siguientes:
- La temperatura está comprendida entre 200 y 460 °C,
 - La presión total está comprendida entre 1 MPa y 20 MPa, generalmente entre 2 y 20 MPa, de preferencia entre 2,5 y 18 MPa, y de forma muy preferente entre 3 y 18 MPa,
 - 60 • La velocidad espacial horaria global de carga líquida para cada etapa catalítica está comprendida entre 0,1 y 12, y generalmente entre 0,4 y 10,
 - La pureza del hidrógeno usado en el proceso de acuerdo con la invención está comprendida entre un 50 y un 100 % en volumen,
 - 65 • La cantidad de hidrógeno con respecto a la carga líquida está comprendida entre 50 y 1200 Nm³/m³.

ES 2 691 537 T3

9. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 7 u 8, en el que las condiciones de funcionamiento de la sección de craqueo catalítico R-11 son las siguientes:

- 5 • La temperatura en la salida de la zona de reacción está comprendida entre 470 y 650 °C, de preferencia entre 500 y 550 °C,
- La presión en la salida de la zona de reacción está comprendida entre 0,05 MPa g y 0,25 MPa g, de preferencia entre 0,1 y 0,2 MPa g,
- El tiempo de permanencia de la carga en la zona de reacción está comprendido entre 0,5 segundos y 20 segundos, de preferencia entre 1 y 4 segundos,
- 10 • La cantidad de catalizador que circula con respecto a la cantidad de carga recién preparada inyectada está comprendida entre 3 y 25 m³/m³, de preferencia entre 4 y 10 m³/m³.

10. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 7 a 9, en el que una fracción intermedia se extrae de la columna de fraccionamiento C-1, siendo dicha fracción intermedia enviada a una columna intermedia C-3, y siendo la fracción de la parte inferior de la columna C-3 enfriada por medio de un intercambiador E-4.

11. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 7 a 10, en el que la presión de la columna de separación C-4 se elige para que sea lo suficientemente elevada como para que los gases ácidos obtenidos a partir de esta separación se dirijan hacia una etapa intermedia del compresor de los gases craqueados K-11 de la sección de craqueo catalítico R-11.

12. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 7 a 11, en el que la presión de la columna de separación C5 se elige para que sea lo suficientemente elevada como para que los gases ácidos obtenidos a partir de esta separación se dirijan hacia una etapa intermedia del compresor de los gases craqueados K-11 de la sección de craqueo catalítico R-11.

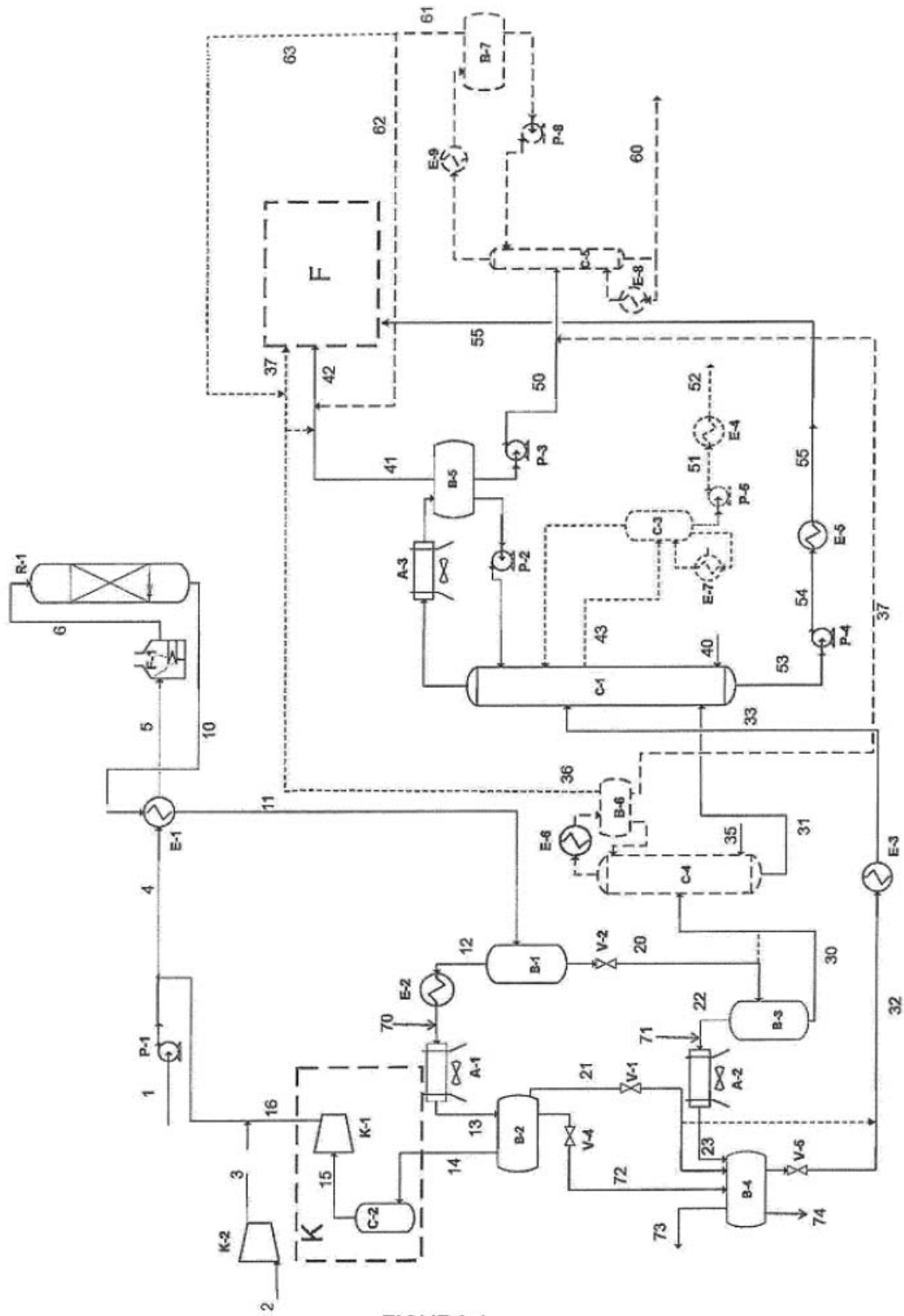


FIGURA 1

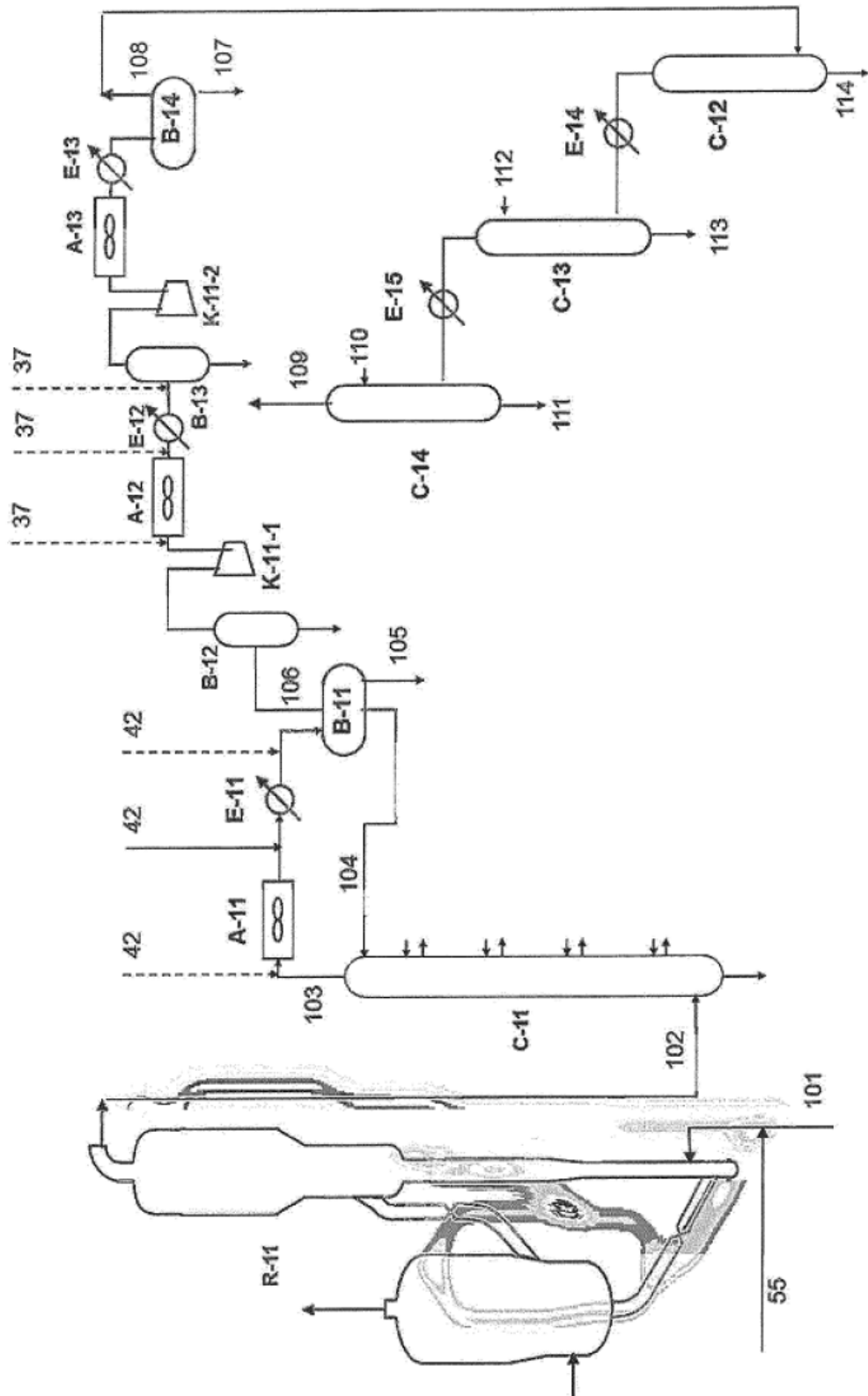


FIGURA 2