

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 653 342**

51 Int. Cl.:

C10G 65/12 (2006.01)

C10G 47/26 (2006.01)

C10G 45/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **21.02.2007 E 07290221 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **04.10.2017 EP 1840190**

54 Título: **Proceso e instalación para la conversión de fracciones pesadas del petróleo en un lecho en ebullición con producción integral de destilados medios con muy bajo contenido de azufre**

30 Prioridad:

08.03.2006 US 370184

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

06.02.2018

73 Titular/es:

**IFP ENERGIES NOUVELLES (100.0%)
1 & 4 avenue de Bois-Préau
92500 Rueil-Malmaison, FR**

72 Inventor/es:

**DUDDY, JOHN E.;
WISDOM, LAWRENCE y
GRAGNANI, ANDREA**

74 Agente/Representante:

ISERN JARA, Jorge

Observaciones:

Véase nota informativa (Remarks, Remarques o Bemerkungen) en el folleto original publicado por la Oficina Europea de Patentes

ES 2 653 342 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

Proceso e instalación para la conversión de fracciones pesadas del petróleo en un lecho en ebullición con producción integral de destilados medios con muy bajo contenido de azufre

5 Campo de la invención

10 La invención se refiere a un proceso perfeccionado para la conversión de fracciones pesadas del petróleo en un lecho en ebullición con producción integral de fracciones de gasóleo con muy bajo contenido de azufre, y una instalación que permite la implementación de dicho proceso.

15 Esta invención se refiere a un proceso y a una instalación para el tratamiento de materias primas de hidrocarburos pesados que contienen impurezas sulfurosas, nitrosas y metálicas. Se refiere a un proceso que permite al menos la conversión parcial de dicha materia prima de hidrocarburos, por ejemplo un residuo atmosférico o un residuo al vacío obtenidos por destilación de petróleo crudo, en un gasóleo que cumpla las especificaciones de azufre, es decir, que tenga menos de 50 ppm de azufre preferiblemente menos de 20 ppm, y aún más preferiblemente menos de 10 ppm, y en uno o más productos pesados que pueden usarse ventajosamente como materia prima de craqueo catalítico (tal como craqueo catalítico en lecho fluidizado), como materia prima de hidrocrqueo (tal como hidrocrqueo catalítico a alta presión), como aceite de combustión con alto o bajo contenido de azufre, o como materia prima para un proceso de rechazo de carbono (como un coquizador).

20 Antecedentes tecnológicos de la invención

25 Hasta el año 2000, el contenido autorizado de azufre en el combustible diesel era de 350 ppm. Desde 2005 se han impuesto valores mucho más estrictos, ya que este contenido máximo no debe superar 50 ppm. Este valor máximo se revisará en el futuro y dentro de pocos años no deberá superar 10 ppm.

30 Por lo tanto, es necesario desarrollar procesos que cumplan estos requisitos sin aumentar de forma prohibitiva el coste de producción.

Las gasolinas y los gasóleos resultantes del proceso de conversión, tal como, por ejemplo, la hidroconversión, son muy refractarios al hidrotatamiento en comparación con los gasóleos obtenidos directamente de la destilación atmosférica de aceites crudos.

35 Para obtener contenidos muy bajos de azufre, es necesario convertir los tipos más refractarios, especialmente los dibenzotiofenos di- y trialquilados, o los que tienen un mayor grado de alquilación, para los cuales el acceso del átomo de azufre al catalizador está limitado por los grupos alquilo. Para esta familia de compuestos, la ruta de hidrogenación de un ciclo aromático antes de la desulfuración por rotura del enlace Csp3-S es más rápida que la desulfuración directa por rotura del enlace Csp2-S.

40 Es igualmente necesario obtener una reducción importante del contenido de nitrógeno por conversión, especialmente de los tipos más refractarios, especialmente benzacridinas y benzocarbazoles; las acridinas no solo son refractarias, sino que también inhiben las reacciones de hidrogenación.

45 Por lo tanto, los gasóleos de conversión requieren condiciones de operación muy rigurosas para obtener las especificaciones de azufre deseadas.

50 Un proceso de conversión de fracciones pesadas del petróleo, que incluye un lecho en ebullición para producir destilados medios con un bajo contenido de azufre, ha sido descrito especialmente en la Solicitud de Patente EP 1 312 661. Este proceso, sin embargo, permite reducir los niveles de azufre por debajo de 50 ppm solo en condiciones de presión muy rigurosas, lo que aumenta en gran medida el coste del gasóleo finalmente obtenido.

55 La Solicitud de Patente Estadounidense US 3.592.757 describe un proceso para producir, a partir de gasóleo, combustible de aviación con bajo contenido de aromáticos por hidrocrqueo catalítico seguido de hidrogenación catalítica. La Solicitud Internacional WO 03/080769 describe un proceso de múltiples etapas que usa hidrocrqueo catalítico y zonas de hidrotatamiento, así como un solo bucle de hidrógeno para producir destilados medios de alta calidad. Existe una necesidad real de un proceso que permita hidrotatar gasóleo de conversión bajo condiciones operativas menos rigurosas, permitiendo una reducción de los costes de inversión y manteniendo a la vez una duración razonable del ciclo del catalizador de hidrotatamiento y permitiendo obtener contenidos de azufre de menos de 50 ppm, preferiblemente menos de 20 ppm, y más preferiblemente menos de 10 ppm.

60 Los valores en ppm están todos expresados en peso.

Sumario de la invención

Los presentes inventores han descubierto que es posible minimizar los costes de inversión optimizando las presiones operativas utilizadas en la obtención de gasóleos de buena calidad con contenidos de azufre tan limitados.

Descripción detallada de la invención

Por lo tanto, el proceso de la invención de acuerdo con las reivindicaciones adjuntas es un proceso de tratamiento de una materia prima de petróleo pesado, del cual al menos el 80% en peso tiene un punto de ebullición superior a 340 °C, que comprende las siguientes etapas:

(a) hidroconversión en un reactor de lecho en ebullición que opera con un flujo ascendente de líquido y gas a una temperatura de entre 300 y 500 °C, una velocidad espacial horaria de líquido, con respecto al volumen del catalizador, de 0,1 a 10 h⁻¹ y en presencia de 50 a 5000 Nm³ de hidrógeno por m³ de materia prima, estando la conversión en % en peso de la fracción con punto de ebullición superior a 540 °C comprendida entre 10 y 98% en peso;

(b) separación del efluente obtenido de la etapa (a) en un gas que contiene hidrógeno y H₂S, una fracción que comprende el gasóleo y, opcionalmente, una fracción más pesada que el gasóleo y una fracción de nafta;

(c) hidrotratamiento por contacto con al menos un catalizador de al menos la fracción que comprende el gasóleo, obtenida en la etapa (b), a una temperatura de 200 a 500 °C, a una velocidad espacial horaria del líquido con respecto al volumen del catalizador de 0,1 a 10 h⁻¹ y en presencia de 100 a 5000 Nm³ de hidrógeno por m³ de materia prima;

(d) separación del efluente obtenido al final de la etapa (c) en un gas que contiene hidrógeno y al menos una fracción de gasóleo que tiene un contenido de azufre inferior a 50 ppm, preferiblemente inferior a 20 ppm, y aún más preferiblemente inferior a 10 ppm,

efectuándose la etapa (a) de hidroconversión a una presión P1 y efectuándose la etapa (c) de hidrotratamiento a una presión P2, siendo la diferencia $\Delta P = P1 - P2$ de al menos 3 MPa, generalmente de 3 a 17 MPa, preferiblemente de 8 a 13 MPa, e incluso más preferiblemente de 9,5 a 10,5 MPa, estando garantizado el suministro de hidrógeno para las etapas (a) de hidroconversión y (c) de hidrotratamiento por un único sistema de compresión con n etapas, siendo n mayor que o igual a 2, generalmente entre 2 y 5, preferiblemente entre 2 y 4, y especialmente preferiblemente igual a 3.

La velocidad espacial horaria del líquido (LHSV) corresponde a la relación entre el caudal de líquido de alimentación en m³/h y el volumen de catalizador en m³.

De acuerdo con el proceso de la invención, la presión P1 implementada en la etapa (a) de hidroconversión catalítica en un lecho en ebullición está entre 10 y 25 MPa y preferiblemente entre 13 y 23 MPa.

La presión P2 implementada en la etapa (c) de hidrotratamiento está entre 4,5 y 13,5 MPa y preferiblemente entre 9 y 11 MPa.

Por lo tanto, en el proceso de acuerdo con la invención, se pueden usar presiones que sean completamente diferentes para cada una de las etapas de hidroconversión e hidrotratamiento; esto permite una limitación especialmente significativa de las inversiones.

En el proceso de acuerdo con la invención, el uso de la presión óptima para cada etapa particular se consigue implementando un único sistema de suministro de hidrógeno de múltiples etapas.

Por lo tanto, a la etapa de hidroconversión se le suministra hidrógeno procedente de la entrega de la última etapa de compresión, y a la etapa de hidrotratamiento se le suministra hidrógeno procedente de la entrega de una etapa de compresión intermedia, es decir, a una presión total inferior.

Según una realización particular, el proceso de la invención implementa un único compresor de hidrógeno de 3 etapas en el que la presión entregada por la primera etapa está entre 3 y 6,5 MPa, preferiblemente entre 4,5 y 5,5 MPa, la presión entregada por la segunda etapa está entre 8 y 14 MPa, preferiblemente entre 9 y 12 MPa, y la presión entregada por la tercera etapa está entre 10 y 26 MPa, preferiblemente entre 13 y 24 MPa.

En una realización particular, el hidrógeno procedente de la entrega de la segunda etapa de compresión alimenta al reactor de hidrotratamiento.

De acuerdo con una realización particular, la presión de hidrógeno parcial en el reactor de hidrotratamiento P_{2H₂} está entre 4 y 13 MPa y preferiblemente entre 7 y 10,5 MPa.

Estos valores elevados de presión parcial de hidrógeno son posibles por el hecho de que todo el hidrógeno de reposición necesario para el proceso es suministrado en la etapa (c). En esta invención, el "hidrógeno de reposición"

se distingue del hidrógeno reciclado. La pureza del hidrógeno está generalmente entre 84 y 100 % y preferiblemente entre 95 y 100 %.

5 De acuerdo con otra realización, el hidrógeno suministrado a la última etapa de compresión puede ser hidrógeno reciclado procedente de la etapa (d) de separación y/o de la etapa (b) de separación.

Este hidrógeno reciclado puede ser suministrado opcionalmente a una etapa intermedia del compresor de etapas. En este caso, es preferible que dicho hidrógeno sea purificado antes de su reciclado.

10 De acuerdo con otra realización, el hidrógeno entregado por la etapa de compresión inicial y/o por la etapa intermedia puede, además, alimentar una unidad para el hidrot ratamiento del gasóleo originado directamente por destilación atmosférica, denominado "gasóleo de destilación directa". Tal como se hace convencionalmente, la unidad de hidrot ratamiento de gasóleo de destilación directa opera a una presión de entre 3 y 6,5 MPa y preferiblemente entre 4,5 y 5,5 MPa.

15 De acuerdo con otra realización, el hidrógeno entregado por una etapa de compresión intermedia puede, además, alimentar una unidad de hidro craqueo suave. Tal como se hace convencionalmente, la unidad de hidro craqueo suave opera a una presión de entre 4,5 y 16 MPa y preferiblemente entre 9 y 13 MPa. La fracción de gasóleo que se origina a partir del hidro craqueo suave puede alimentar entonces la etapa (c) de hidrot ratamiento.

20 De acuerdo con otra realización, el hidrógeno entregado por una etapa de compresión intermedia y/o la etapa de compresión final puede, además, alimentar una unidad de hidro craqueo a alta presión. Tal como se hace convencionalmente, la unidad de hidro craqueo a alta presión opera a una presión de entre 7 y 20 MPa y preferiblemente entre 9 y 18 MPa.

25 Estas unidades de hidro conversión de gasóleo por destilación directa, de hidro craqueo suave y de hidro craqueo a alta presión pueden estar presentes conjunta o separadamente.

30 Las condiciones de reacción de cada una de las etapas se describirán ahora con mayor detalle, especialmente en conjunción con los dibujos en los que:

- La Figura 1 muestra un diagrama de la instalación que permite la implementación de una realización del proceso de acuerdo con la invención;
- La figura 2 muestra un diagrama de la instalación que permite la implementación de otra realización del proceso de acuerdo con la invención.

35 El proceso de acuerdo con la invención es especialmente adecuado para el tratamiento de materias primas pesadas, es decir, materias primas de las que al menos el 80 % en peso tiene un punto de ebullición superior a 340 °C. Su punto de ebullición inicial se establece generalmente en al menos 340 °C, frecuentemente al menos 370 °C o incluso al menos 400 °C. Son, por ejemplo, residuos atmosféricos o de vacío, o aceites desasfaltados, materias primas con un alto contenido de compuestos aromáticos como las que se originan en los procesos de craqueo catalítico (como el gasóleo ligero de craqueo catalítico llamado aceite de ciclo ligero (LCO), el gasóleo pesado de craqueo catalítico llamado aceite de ciclo pesado (HCO), o un residuo de craqueo catalítico llamado aceite decantado). Las materias primas también se pueden formar mezclando estas diversas fracciones. También pueden contener fracciones originadas en el proceso objeto de esta invención y aquellas que se reciclan para su alimentación. El contenido de azufre de la materia prima es muy variable y no es restrictivo. El contenido de metales como níquel y vanadio generalmente está entre 50 ppm y 1000 ppm, pero no tiene ninguna limitación técnica.

40 La materia prima se trata en primer lugar en una sección (II) de hidro conversión en presencia de hidrógeno originado en la zona (I) de compresión de hidrógeno. Luego, la materia prima tratada se separa en la zona (III) de separación donde, entre otras fracciones, se recupera una fracción de gasóleo que luego alimenta la zona (IV) de hidrot ratamiento en la que se elimina de la misma el azufre restante.

50 Cada una de estas zonas de reacción aparece en las Figuras 1 y 2. Las diferentes reacciones o transformaciones físicas llevadas a cabo en cada una de estas zonas se describirán a continuación.

55 La zona (I) representa la compresión de hidrógeno en varias etapas (tres en las figuras). En esta zona se trata el hidrógeno de reposición, si es necesario mezclado con los flujos de hidrógeno reciclado purificado, para elevar su presión hasta el nivel requerido por la etapa (a). Dicho sistema de compresión individual incluye generalmente al menos dos etapas de compresión, generalmente separadas por sistemas de refrigeración del gas comprimido, unidades de separación de fase líquida y de vapor y, opcionalmente, entradas de los flujos de hidrógeno reciclado purificado. La descomposición en varias etapas hace que el hidrógeno esté disponible a una o más presiones intermedias entre la entrada y la salida del sistema. Este (estos) nivel(es) intermedio(s) de presión puede(n) suministrar hidrógeno a al menos una unidad de hidro craqueo catalítico o de hidrot ratamiento.

60

65

- Más exactamente, el hidrógeno de reposición requerido para el funcionamiento de las zonas (II) y (IV) llega a una presión de entre 1 y 3,5 MPa, y preferiblemente entre 2 y 2,5 MPa, por una tubería (4) de la zona (I) donde es comprimido, opcionalmente con otros flujos de hidrógeno de reciclaje, en un sistema de compresión de varias etapas. Cada etapa de compresión (1, 2 y 3), tres en las figuras, está separada de la siguiente por un sistema de separación líquido-vapor y de refrigeración (33), (34) y (35) que permite reducir la temperatura del gas y la cantidad de líquido que se lleva a la siguiente etapa de compresión. Las tuberías que permiten la evacuación de este líquido no se muestran en las figuras.
- Entre la primera y última etapas, y más frecuentemente entre la segunda y la tercera etapas, una tubería (7) dirige al menos parte, preferiblemente la totalidad, del hidrógeno comprimido a la zona (IV) de hidrot ratamiento. El hidrógeno que sale de la zona (IV) a través de la tubería (8) se envía a la siguiente etapa de compresión, frecuentemente la tercera y última. La tubería (14) lleva el hidrógeno a la zona (II).
- La materia prima a tratar (tal como se definió anteriormente) entra en la zona (II) de hidroconversión de un lecho en ebullición por un tubo (10). El efluente obtenido en la tubería (11) se envía a la zona (III) de separación.
- La zona (II) también comprende al menos una tubería (12) para extraer el catalizador y al menos una tubería (13) para el suministro de catalizador fresco.
- Esta zona (II) comprende al menos un reactor de lecho en ebullición trifásico que funciona con un flujo ascendente de líquido y gas, conteniendo al menos un catalizador de hidroconversión cuyo sustrato mineral es al menos parcialmente amorfo, comprendiendo dicho reactor al menos un medio, situado cerca del fondo del reactor, para extraer el catalizador al exterior de dicho reactor y al menos un medio, situado cerca de la parte superior de dicho reactor, para reponer catalizador fresco en dicho reactor.
- Normalmente, la operación se realiza a una presión de 10 a 25 MPa, frecuentemente de 13 a 23 MPa, a una temperatura entre aproximadamente 300 °C y aproximadamente 500 °C, y frecuentemente entre aproximadamente 350 y aproximadamente 450 °C. La velocidad espacial horaria del líquido (LHSV) con respecto al volumen del catalizador y la presión parcial del hidrógeno son factores importantes que un experto en la técnica sabe cómo elegir dependiendo de las características de la materia prima a tratar y la conversión deseada. Muy frecuentemente, la LHSV con respecto al volumen del catalizador está comprendida aproximadamente entre 0.1 h^{-1} y 10 h^{-1} y preferiblemente entre aproximadamente 0.2 h^{-1} y aproximadamente 2.5 h^{-1} . La cantidad de hidrógeno mezclado con la materia prima suele ser entre aproximadamente 50 y aproximadamente 5000 metros cúbicos normales (Nm^3) por metro cúbico (m^3) de la materia prima líquida y más frecuentemente entre aproximadamente 20 y aproximadamente $1500 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ y preferiblemente entre 400 y $1200 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ aproximadamente.
- La conversión en % en peso de la fracción con un punto de ebullición superior a 540 °C es habitualmente de 10 a 98 % en peso aproximadamente, más frecuentemente entre 30 y 80 %.
- En esta etapa de hidroconversión se puede usar cualquier catalizador estándar, especialmente un catalizador granular que comprenda, sobre un sustrato amorfo, al menos un metal o compuesto metálico con una función de hidrodeshidrogenación. Este catalizador puede ser un catalizador que comprenda metales del grupo VIII, por ejemplo níquel y/o cobalto, más frecuentemente en combinación con al menos un metal del grupo VIB, por ejemplo molibdeno y/o tungsteno. Por ejemplo, puede utilizarse un catalizador que comprenda de 0,5 a 10 % en peso de níquel, preferiblemente de 1 a 5 % en peso de níquel, (expresado como óxido de níquel NiO), y de 1 a 30 % en peso de molibdeno, preferiblemente de 5 a 20 % en peso de molibdeno, (expresado como óxido de molibdeno MoO_3) sobre un sustrato de metal amorfo. Este sustrato se elegirá de, por ejemplo, el grupo formado por alúmina, sílice, sílice-alúminas, magnesia, arcillas y mezclas de al menos dos de estos minerales. Este sustrato también puede contener otros compuestos y, por ejemplo, óxidos elegidos del grupo formado por óxido de boro, zirconio, óxido de titanio y anhídrido fosfórico. Muy frecuentemente se usa un sustrato de alúmina, y muy frecuentemente se usa un sustrato de alúmina dopado con fósforo y opcionalmente se usa boro. La concentración de anhídrido fosfórico P_2O_5 generalmente es inferior a aproximadamente el 20 % en peso y la mayoría de las veces inferior a aproximadamente el 10 % en peso. Esta concentración de P_2O_5 es generalmente al menos 0,001 % en peso. La concentración de trióxido de boro B_2O_3 es generalmente de aproximadamente 0 a aproximadamente 10 % en peso. La alúmina utilizada es usualmente γ - o η -alúmina. Este catalizador está más frecuentemente en forma de un producto extruido. El contenido total de óxidos metálicos de los grupos VI y VIII es frecuentemente de aproximadamente 5 a aproximadamente 40 % en peso y generalmente de 7 a 30 % en peso aproximadamente, y la relación en peso, expresada en términos de óxido metálico, entre el metal (o metales) del grupo VI y el metal (o metales) del grupo VIII es generalmente de aproximadamente 20 a aproximadamente 1 y con mayor frecuencia de aproximadamente 10 a aproximadamente 2.
- El catalizador gastado se reemplaza parcialmente por catalizador fresco retirando catalizador fresco o nuevo del fondo del reactor e introduciéndolo en la parte superior del reactor a intervalos de tiempo regulares, es decir, por ejemplo, a ráfagas o casi continuamente. Por ejemplo, el catalizador fresco se puede introducir a diario. Los niveles de reemplazo del catalizador gastado por el catalizador fresco pueden ser, por ejemplo, de aproximadamente 0,05 kilogramos a aproximadamente 10 kilogramos por metro cúbico de materia prima. Esta extracción y este reemplazo

se realizan usando dispositivos que permiten el funcionamiento continuo de esta etapa de hidroconversión. La unidad comprende habitualmente una bomba de recirculación a través del reactor que permite que el catalizador se mantenga en el lecho en ebullición reciclando continuamente al menos una parte del líquido extraído de la etapa (a) y reinyectado en el fondo de la zona de la etapa (a).

El efluente obtenido de la etapa (c) es separado después en la etapa (b). Se introduce por un tubo (11) en al menos un separador (15) que separa, por un lado, un gas que contiene hidrógeno (fase gaseosa) en el tubo (16) y, por otro lado, un efluente líquido en la tubería (17). Se puede usar un separador en caliente seguido por un separador en frío. También pueden estar presentes una serie de separadores en frío y en caliente a media y baja presión.

El efluente líquido se envía a un separador (18) compuesto preferiblemente por al menos una columna de destilación y se separa en al menos una fracción de destilado que incluye una fracción de gasóleo y que está situada en la tubería (21). También se separa en al menos una fracción más pesada que el gasóleo que se descarga por la tubería (23).

A nivel del separador (18), el gas ácido se puede separar en una tubería (19), la nafta se puede separar en una tubería adicional (20) y la fracción más pesada que el gasóleo se puede separar, en una columna de destilación al vacío, en un residuo de vacío que se descarga por el tubo (23) y uno o más tubos (22) que corresponden a fracciones de gasóleo de vacío.

La fracción del tubo (23) puede usarse como fuelóleo industrial con un bajo contenido de azufre o puede enviarse ventajosamente a un proceso de rechazo de carbono, tal como, por ejemplo, coquización.

La nafta (20), obtenida por separado, opcionalmente añadiendo la nafta (29) separada en la zona (IV), se separa ventajosamente en gasolinas pesadas y ligeras, siendo enviada la gasolina pesada a una zona de reformado y siendo enviada la gasolina ligera a una zona donde se realiza la isomerización de la parafina. El gasóleo de vacío (22) puede enviarse opcionalmente, solo o en una mezcla con fracciones similares de diferentes orígenes, a un proceso de craqueo catalítico en el que estas fracciones son tratadas ventajosamente en unas condiciones que permiten la producción de una fracción gaseosa, una fracción de gasolina, una fracción de gasóleo y una fracción, más pesada que la fracción de gasóleo, que los expertos en la técnica suelen llamar fracción decantada. También se pueden enviar a un proceso de hidro craqueo catalítico en el que se tratan ventajosamente en unas condiciones que permiten especialmente la producción de una fracción gaseosa, una fracción de gasolina o una fracción de gasóleo.

En las Figuras 1 y 2, la zona (III) de separación formada por los separadores (15) y (18) se muestra por líneas de puntos.

Para la destilación, las condiciones son elegidas, por supuesto, dependiendo de la materia prima inicial. Si la materia prima inicial es un gasóleo de vacío, las condiciones serán más rigurosas que si la materia prima inicial es un gasóleo atmosférico. Para un gasóleo atmosférico, las condiciones se eligen generalmente de manera que el punto de ebullición inicial de la fracción pesada sea de aproximadamente 340 °C a aproximadamente 400 °C, y para un gasóleo de vacío, generalmente se eligen de manera que el punto de ebullición inicial de la fracción pesada sea de aproximadamente 540 °C a aproximadamente 700 °C.

Para la nafta, el punto de ebullición final está entre aproximadamente 120 °C y aproximadamente 180 °C.

El gasóleo está entre la nafta y las fracciones pesadas.

Los puntos de fracción dados en esta memoria son indicativos, pero el operador elegirá el punto de fracción en función de la calidad y la cantidad de los productos deseados, tal como se hace generalmente.

A la salida de la etapa (b), la fracción de gasóleo suele tener un contenido de azufre de entre 100 y 10.000 ppm, y la fracción de gasolina suele tener un contenido de azufre de 1000 ppm como máximo. Por lo tanto, la fracción de gasóleo no cumple con las especificaciones de azufre de 2005. Las otras características del gasóleo también están en un nivel bajo; por ejemplo, el cetano es del orden de 45, y el contenido de compuesto aromático es mayor del 20 % en peso; el contenido de nitrógeno suele estar entre 500 y 3000 ppm.

La fracción de gasóleo se envía luego (solo u opcionalmente con una fracción externa de nafta y/o gasóleo añadida al proceso) a una zona (IV) de hidrotratamiento provista de al menos un lecho fijo de un catalizador de hidrotratamiento con el fin de reducir el contenido de azufre por debajo de 50 ppm, preferiblemente por debajo de 20 ppm, e incluso más preferiblemente por debajo de 10 ppm. También es necesario reducir significativamente el contenido de nitrógeno del gasóleo para obtener un producto desulfurado con un color estable.

Es posible, según la invención, añadir a dicha fracción de gasóleo una fracción producida fuera del proceso que, normalmente, no puede incorporarse directamente en el conjunto de gasóleo. Esta fracción de hidrocarburo puede elegirse de, por ejemplo, el grupo formado por el LCO (aceite de ciclo ligero) originado en el craqueo catalítico de

lecho fluidizado, así como un gasóleo obtenido de un proceso de hidroconversión a alta presión de un gasóleo de destilación al vacío.

5 Habitualmente, la operación se realiza a una presión total de 4,5 a 13 MPa aproximadamente, preferiblemente de 9 a 11 MPa aproximadamente. La temperatura en esta etapa es normalmente de aproximadamente 200 a aproximadamente 500 °C, preferiblemente de aproximadamente 330 a aproximadamente 410 °C. Esta temperatura se ajusta normalmente dependiendo del nivel deseado de hidrodesulfuración y/o saturación de compuestos aromáticos y debe ser compatible con la duración del ciclo deseada. La velocidad espacial horaria del líquido o LHSV y la presión de hidrógeno parcial se eligen dependiendo de las características de la materia prima a tratar y de la conversión deseada. Muy frecuentemente, el LHSV está en el rango de aproximadamente $0,1 \text{ h}^{-1}$ a 10 h^{-1} y preferiblemente de $0,1 \text{ h}^{-1}$ a 5 h^{-1} y ventajosamente entre aproximadamente $0,2 \text{ h}^{-1}$ y aproximadamente 2 h^{-1} .

15 La cantidad total de hidrógeno mezclado con la materia prima depende en gran medida del consumo de hidrógeno de la etapa b), así como del gas hidrógeno purificado y reciclado enviado a la etapa a). Sin embargo, suele ser de aproximadamente 100 a aproximadamente 5000 metros cúbicos normales (Nm^3) por metro cúbico (m^3) de la materia prima líquida y más frecuentemente de aproximadamente 150 a 1000 Nm^3/m^3 .

20 La operación de la etapa d) en presencia de una gran cantidad de hidrógeno permite reducir de manera útil la presión parcial de amoníaco. En el caso preferido de esta invención, la presión parcial de amoníaco es generalmente inferior a 0,5 MPa.

También se lleva a cabo útilmente una operación con una presión reducida de sulfuro de hidrógeno parcial, compatible con la estabilidad de los catalizadores de sulfuro. En el caso preferido de esta invención, la presión parcial de sulfuro de hidrógeno es generalmente inferior a 0,5 MPa.

25 En la zona de hidrodesulfuración, el catalizador ideal debe tener una fuerte capacidad de hidrogenación a fin de lograr una refinación completa de los productos y obtener una reducción importante de azufre y nitrógeno. De acuerdo con la realización preferida de la invención, la zona de hidrotratamiento funciona a una temperatura relativamente baja; esto apunta en la dirección de una hidrogenación completa y, por lo tanto, una mejora del contenido de compuestos aromáticos del producto y su índice de cetano, y la limitación de la coquización. Está dentro del marco de esta invención usar en la zona de hidrotratamiento un único catalizador o varios catalizadores diferentes, simultáneamente o en sucesión. Usualmente, esta etapa se lleva a cabo industrialmente en uno o más reactores con uno o más lechos catalíticos y con flujo de líquido descendente.

35 En la zona de hidrotratamiento, se usa al menos un lecho fijo del catalizador de hidrotratamiento que comprende una función de hidrodeshidrogenación y un sustrato amorfo. Preferiblemente se usa un catalizador cuyo sustrato se elige de, por ejemplo, el grupo formado por alúmina, sílice, sílice-alúminas, magnesia, arcillas y mezclas de al menos dos de estos minerales. Este sustrato puede contener asimismo otros compuestos y, por ejemplo, óxidos elegidos del grupo formado por óxido bórico, zirconio, óxido de titanio y anhídrido fosfórico. Muy frecuentemente, se usa un sustrato de alúmina y, mejor, η - o γ -alúmina. La función de hidrogenación está garantizada por al menos un metal del grupo VIII, por ejemplo níquel y/o cobalto, opcionalmente en combinación con un metal del grupo VIB, por ejemplo molibdeno y/o tungsteno. Preferiblemente, se usará un catalizador basado en NiMo. Para los gasóleos que sean difíciles de hidrotreatar y para niveles muy altos de hidrodesulfuración, un experto en la técnica sabe que la desulfuración de un catalizador basado en NiMo es superior a la de un catalizador de CoMo, porque el primero tiene una función de hidrogenación mayor que el último. Por ejemplo, puede usarse un catalizador que comprenda de 0,5 a 10 % en peso de níquel y preferiblemente de 1 a 5 % en peso de níquel (expresado como óxido de níquel NiO), y de 1 a 30 % en peso de molibdeno y preferiblemente de 5 a 20 % en peso de molibdeno (expresado como óxido de molibdeno (MoO_3)) sobre un sustrato mineral amorfo. En un caso ventajoso, el contenido total de óxidos metálicos de los grupos VI y VIII suele ser de aproximadamente 5 a aproximadamente 40 % en peso y generalmente de 7 a 30 % en peso aproximadamente, y la relación en peso expresada en términos de óxido metálico entre el metal (metales) del grupo VI y el metal (o metales) del grupo VIII generalmente es de aproximadamente 20 a aproximadamente 1 y más frecuentemente de aproximadamente 10 a aproximadamente 2.

55 El catalizador también puede contener un elemento tal como fósforo y/o boro. Este elemento puede haber sido introducido en la matriz o puede haber sido depositado en el sustrato. El silicio también se puede depositar sobre el sustrato, solo o con fósforo y/o boro. La concentración de dicho elemento es usualmente menor de aproximadamente 20 % en peso (óxido calculado) y muy frecuentemente menor de aproximadamente 10 % en peso, y es ordinariamente al menos 0,001 % en peso. La concentración de trióxido de boro B_2O_3 es generalmente de aproximadamente 0 a aproximadamente 10 % en peso.

60 Los catalizadores preferidos contienen silicio depositado sobre un sustrato (tal como alúmina), opcionalmente con P y/o B también depositados, y también contienen al menos un metal del grupo VIII (Ni, Co) y al menos un metal del grupo VIB (W, Mo).

65 El efluente hidrotreatado que se obtiene sale por la tubería (25) para ser enviado a la zona (V) de separación mostrada esquemáticamente por líneas de puntos en las Figuras 1 y 2.

En este caso comprende un separador (26), preferiblemente un separador en frío, en el que se separan una fase gaseosa que sale por el tubo (8) y una fase líquida que sale por el tubo (27).

La fase líquida se envía a un separador (31), preferiblemente un extractor, para eliminar el sulfuro de hidrógeno que sale por la tubería (28), la mayoría de las veces mezclado con nafta. La tubería (30) extrae una fracción de gasóleo, una fracción que cumple con las especificaciones de azufre, es decir, que tiene menos de 50 ppm de azufre, y generalmente menos de 20 ppm de azufre, o incluso menos de 10 ppm. La mezcla H₂S-nafta es tratada entonces, opcionalmente, para recuperar la fracción de nafta purificada. La separación también puede hacerse a nivel del separador (31), y la nafta puede ser extraída por la tubería (29).

El procedimiento de acuerdo con la invención también comprende ventajosamente un circuito de reciclado de hidrógeno para las 2 zonas (II) y (IV) que puede ser independiente para las dos zonas, pero preferiblemente compartido, y que se describe ahora basándose a la Figura 1.

El gas que contiene el hidrógeno (fase gaseosa del tubo (16) separada en la zona (III)) es tratado para reducir su contenido de azufre y opcionalmente para eliminar los compuestos hidrocarbonados que hayan podido pasar durante la separación.

Ventajosamente y de acuerdo con la Figura 1, la fase gaseosa del tubo (16) entra en un sistema (36) de purificación y enfriamiento. Es enviada a un enfriador por aire, después de haber sido lavada con agua inyectada, y parcialmente condensada por una fracción reciclada de hidrocarburo procedente de la sección de baja temperatura corriente abajo del enfriador por aire. El efluente del enfriador por aire se envía a una zona de separación donde una fracción de hidrocarburo y una fase gaseosa se separan del agua.

Una parte de la fracción de hidrocarburo reciclada es enviada a la zona (III) de separación y ventajosamente a la tubería (37).

La fase gaseosa que se obtiene y de la que se han eliminado los compuestos de hidrocarburos se envía si es necesario a una unidad de tratamiento para reducir el contenido de azufre. Ventajosamente, se trata con al menos una amina.

En ciertos casos, es suficiente con tratar solo una parte de la fase gaseosa. En otros casos, tendrá que tratarse la totalidad.

El gas conteniendo hidrógeno, que opcionalmente ha sido purificado de este modo, se envía después a un sistema de purificación que permite obtener hidrógeno con una pureza comparable al hidrógeno de reposición.

Un sistema de purificación de membranas ofrece un medio económico para separar el hidrógeno de otros gases ligeros basándose en una tecnología de permeación. Un sistema alternativo podría ser la purificación por adsorción, con regeneración por variación de presión, conocida por el término Adsorción por Oscilación de Presión (PSA). También podría contemplarse una tercera tecnología o una combinación de varias tecnologías.

A la salida del sistema de purificación, una o más tuberías (5) y (6) permiten reciclar hidrógeno purificado a la zona (I), normalmente a uno o más niveles de presión. También se puede contemplar el reciclado directo a la alimentación (38) de la zona (II) y, en este caso, ya no es necesaria la purificación de este flujo por membranas o PSA.

Se ha descrito en esta memoria una realización particular para la separación de los compuestos de hidrocarburos arrastrados; cualquier otra realización conocida por los expertos en la técnica es adecuada.

En la realización preferida de la Figura 1, la tubería (7) introduce todo el hidrógeno de reposición al nivel de la zona (IV).

De acuerdo con otra realización, puede proporcionarse una tubería que traiga únicamente parte del hidrógeno al nivel de la zona (IV).

Según otra realización ilustrada en la Figura 2, el hidrógeno comprimido procedente de la primera etapa de compresión se lleva a través de la tubería (41) hasta una unidad 40 de hidrotatamiento de gasóleo por destilación directa y el hidrógeno comprimido procedente de la segunda etapa de compresión se lleva a través del tubo 54 a un reactor 50 de hidrocrqueo suave.

La zona (IV), que puede beneficiarse de un alto caudal de hidrógeno de alta pureza, opera a una presión parcial de hidrógeno muy cercana a la presión total y, por la misma razón, a presiones parciales muy bajas de sulfuro de hidrógeno y amoníaco. Esto permite reducir ventajosamente la presión total y las cantidades de catalizador necesarias para obtener las especificaciones del gasóleo producido y, en general, minimizar las inversiones.

El proceso de la invención se implementa en una instalación que comprende las siguientes zonas de reacción:

- 5 una única zona de compresión de hidrógeno compuesta por n etapas de compresión dispuestas en serie, estando n entre 2 y 6, preferiblemente entre 2 y 5, preferiblemente entre 2 y 4 y siendo más preferiblemente igual a 3,
- una zona (II) de hidroconversión catalítica compuesta por al menos un reactor de lecho en ebullición con un flujo ascendente de líquido y gas, alimentado con hidrógeno a través de la última etapa de compresión y conectado, a través de la tubería (11), a
- 10 una zona (III) de separación compuesta por al menos un separador (15) y al menos una columna de destilación (18), permitiendo el separador la separación de un gas rico en hidrógeno a través de la tubería (16) y una fase líquida aportada a través de la tubería (17) a la columna de destilación (18), la tubería (21) que extrae la fracción de gasóleo destilado está conectada a
- una zona (IV) de hidrot ratamiento compuesta por un reactor de hidrot ratamiento de lecho fijo alimentado con hidrógeno por una etapa de compresión intermedia, y cuya tubería (25) de efluente está conectada a
- 15 una zona (V) de separación que permite la evacuación de hidrógeno a la última etapa de compresión.

Por lo tanto, de acuerdo con una realización de la invención, la instalación es tal como la que se muestra en un diagrama en la Figura 1.

- 20 El detalle de las diversas zonas de reacción es tal como se ha descrito anteriormente junto con la descripción del proceso.

De acuerdo con una realización particular, en la instalación según la invención, una etapa de compresión intermedia, la primera en la Figura 2, está conectada a un reactor (40) de hidrot ratamiento directo de gasóleo.

- 25 De acuerdo con otra realización, en la instalación según la invención, una etapa de compresión intermedia, la segunda en la Figura 2, está conectada a un reactor (50) de hidro craqueo suave.

Estas dos realizaciones se pueden combinar tal como se ilustra en la Figura 2.

- 30 De acuerdo con otra realización, en la instalación según la invención, una etapa de compresión intermedia está conectada a un reactor de hidro craqueo a alta presión (no mostrado).

La instalación puede incluir uno, dos o tres de entre un reactor (40) de hidrot ratamiento directo de gasóleo, un reactor (50) de hidro craqueo suave y un reactor de hidro craqueo a alta presión.

- 35 La invención también se refiere al uso de un único compresor de hidrógeno de múltiples etapas en una instalación para la conversión de una materia prima de petróleo pesado en un lecho en ebullición.

La invención se ilustrará usando los siguientes ejemplos no limitantes.

- 40 La invención se ilustrará usando los siguientes ejemplos no limitantes.

EJEMPLOS

EJEMPLO 1:

- 45 En una instalación según la invención (tal como se ilustra en la Figura 1) con un único sistema de compresión de tres etapas, la conversión de un residuo de vacío del tipo Ural (Russian Export Blend) se realiza en un lecho en ebullición con producción integrada por medio de hidrot ratamiento en lecho fijo de destilados medios con un contenido de azufre de 10 ppm.

- 50 El catalizador utilizado para la hidroconversión es un catalizador de tipo NiMo de alta conversión y bajo contenido de sedimentos, tal como el catalizador HOC458 comercializado por AXENS Company.

La hidroconversión se lleva a cabo con una conversión volumétrica del 70% de la fracción con un punto de ebullición superior a 538 °C.

- 55 El lecho en ebullición es alimentado con el hidrógeno que entrega la 3ª etapa de compresión.

Las condiciones de funcionamiento del lecho en ebullición son las siguientes:

- 60
- | | |
|--|-----------------------|
| Temperatura | 425 °C |
| Presión | 17,7 MPa |
| LHSV | 0,315 h ⁻¹ |
| Presión parcial de H ₂ a la salida (11) | 71 kg/cm ² |

El hidrot ratamiento en lecho fijo se realiza luego usando un catalizador tipo NiMo tal como el catalizador HR458 comercializado por AXENS Company.

5 El lecho fijo es alimentado con el hidrógeno entregado por la segunda etapa de compresión.

Las condiciones de operación del reactor de hidrot ratamiento en lecho fijo son las siguientes:

| | |
|--|-------------------------------------|
| Temperatura | 350 °C |
| Presión | 8,5 MPa |
| Presión parcial de H ₂ a la salida (11) | 71 kg/cm ² |
| H ₂ /materia prima | 440 Nm ³ /m ³ |

10 La LHSV se fija para obtener un contenido de azufre de 10 ppm a la salida.

EJEMPLO 2 (PARA COMPARACIÓN)

15 En una instalación tal como se describe en la Solicitud de Patente EP 1 312 661, la conversión de un residuo idéntico al residuo tratado en el Ejemplo 1 en un lecho en ebullición se realiza con producción integrada por medio de un hidrot ratamiento en lecho fijo de destilados medios con un contenido de azufre de 10 ppm.

Los catalizadores utilizados para hidroconversión e hidrot ratamiento son idénticos a los utilizados en el Ejemplo 1. Tienen la misma duración del ciclo de vida que en el Ejemplo 1.

20 El caudal del flujo de alimentación es idéntico al del Ejemplo 1.

La hidroconversión se lleva a cabo en las mismas condiciones que en el Ejemplo 1.

El hidrot ratamiento de lecho fijo se lleva a cabo bajo las siguientes condiciones:

| | |
|---|-------------------------------------|
| 25 Temperatura | 350 °C |
| Presión | 17,2 MPa |
| Presión parcial de H ₂ a la salida | 143 kg/cm ² |
| H ₂ /materia prima | 440 Nm ³ /m ³ |

La LHSV se fija para obtener un contenido de azufre de 10 ppm a la salida. La LHSV es menor que la LHSV del Ejemplo 1.

30 Teniendo en cuenta la disminución de la presión implementada en el reactor de hidrot ratamiento, la invención permite reducir significativamente las inversiones en equipos, especialmente porque todos los equipos utilizados para las zonas IV y V de la instalación funcionan a una presión más baja.

35 Por lo tanto, si la instalación utilizada para el Ejemplo 2 tiene un coste de inversión I, el coste de inversión para la instalación según la invención, que permite la implementación del Ejemplo 1, es 0,72 I. La calidad de los productos obtenidos según los dos ejemplos es idéntica.

REIVINDICACIONES

1. Proceso de tratamiento de una materia prima de petróleo pesado, de la que el 80% en peso tiene un punto de ebullición superior a 340 °C, que comprende las siguientes etapas:
- 5
- (a) hidroconversión en un reactor de lecho en ebullición que opera con un flujo ascendente de líquido y gas a una temperatura de entre 300 y 500 °C, una velocidad espacial horaria de líquido, con respecto al volumen del catalizador, de 0,1 a 10 h⁻¹ y en presencia de 50 a 5000 Nm³ de hidrógeno por m³ de materia prima, estando la conversión en % en peso de la fracción con punto de ebullición superior a 540 °C comprendida entre 10 y 98% en peso;
- 10
- (b) separación del efluente obtenido de la etapa (a) en un gas que contiene hidrógeno y H₂S, una fracción que comprende el gasóleo y, opcionalmente, una fracción más pesada que el gasóleo y una fracción de nafta;
- (c) hidrotratamiento por contacto con al menos un catalizador de al menos la fracción que comprende el gasóleo, obtenida en la etapa (b), a una temperatura de 200 a 500 °C, a una velocidad espacial horaria del líquido con respecto al volumen del catalizador de 0,1 a 10 h⁻¹ y en presencia de 100 a 5000 Nm³ de hidrógeno por m³ de materia prima;
- 15
- (d) separación del efluente obtenido al final de la etapa (c) en un gas que contiene hidrógeno y al menos una fracción de gasóleo que tiene un contenido de azufre inferior a 50 ppm,
- 20
- efectuándose la etapa (a) de hidroconversión a una presión P1 y efectuándose la etapa (c) de hidrotratamiento a una presión P2, siendo la diferencia $\Delta P = P1 - P2$ de al menos 3 MPa, estando garantizado el suministro de hidrógeno para las etapas (a) de hidroconversión y (c) de hidrotratamiento por un único sistema de compresión con n etapas, siendo n mayor que o igual a 2.
- 25
2. Proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en el que n está entre 2 y 6.
3. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 o 2, en el que un gasóleo cuyo contenido de azufre es inferior a 20 ppm es separado en la etapa (d).
- 30
4. Procedimiento de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 3, en el que ΔP es de 3 a 17 MPa.
5. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 4, en el que la presión P1 implementada en la etapa (a) de hidroconversión catalítica de lecho en ebullición está entre 10 y 25 MPa.
- 35
6. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 5, en el que la presión P2 implementada en la etapa (c) de hidrotratamiento está entre 4,5 y 13 MPa.
7. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 6, en el que n = 3 y la presión de descarga de la primera etapa de compresión está entre 3 y 6,5 MPa, la presión de descarga de la segunda etapa de compresión está entre 8 y 14 MPa y la presión de descarga de la tercera etapa de compresión está entre 10 y 26 MPa.
- 40
8. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 7, en el que n = 3 y en el que el hidrógeno entregado por la segunda etapa de compresión alimenta el reactor de hidrotratamiento.
- 45
9. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 8, en el que la presión parcial de hidrógeno en el reactor de hidrotratamiento P_{H2} está entre 4 y 13 MPa.
10. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 9, según el cual la pureza del hidrógeno está entre 84 y 100 %.
- 50
11. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 10, según el cual el hidrógeno que alimenta la última etapa de compresión es el hidrógeno reciclado procedente de la etapa (d) de separación o de la etapa (b) de separación.
- 55
12. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 11, según el cual el hidrógeno entregado por una etapa de compresión intermedia puede, además, alimentar una unidad de hidrotratamiento de gasóleo obtenido directamente por destilación atmosférica, denominado "gasóleo de destilación directa", a una presión de entre 3 y 6,5 MPa.
- 60
13. Proceso de acuerdo con la reivindicación 12, según el cual la presión de hidrotratamiento de gasóleo de destilación directa está entre 4,5 y 5,5 MPa.
- 65
14. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 13, según el cual el hidrógeno entregado por una etapa de compresión intermedia puede, además, alimentar una unidad de hidrocrackeo suave a una presión de entre 4,5 y 16 MPa.

15. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 14, según el cual el hidrógeno entregado por una etapa de compresión intermedia puede, además, alimentar una unidad de hidrocraqueo de alta presión a una presión de entre 7 y 20 MPa.
- 5 16. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 15, según el cual el hidrógeno entregado por una etapa de compresión intermedia alimenta una unidad de hidrocraqueo suave, y la fracción de gasóleo obtenida a partir del hidrocraqueo suave alimenta la etapa (c).
- 10 17. Instalación para el tratamiento de una materia prima de petróleo pesado que comprende las siguientes zonas de reacción:
- una única zona de compresión de hidrógeno compuesta por n etapas de compresión dispuestas en serie, siendo n mayor que o igual a 2, preferiblemente entre 2 y 6.
- 15 una zona (II) de hidroconversión catalítica compuesta por al menos un reactor de lecho catalítico en ebullición con un flujo ascendente de líquido y gas, alimentado con hidrógeno a través de la última etapa de compresión, y conectado a través de la tubería (11) a
- una zona (III) de separación compuesta por al menos un separador (15) y al menos una columna de destilación (18), permitiendo el separador la separación de un gas rico en hidrógeno a través de la tubería (16) y una fase líquida que es llevada a través de la tubería (17) hasta la columna de destilación (18), la tubería (21) que extrae la fracción de gasóleo destilado está conectada a
- 20 una zona (IV) de hidrot ratamiento compuesta por un reactor de hidrot ratamiento de lecho fijo alimentado con hidrógeno por una etapa de compresión intermedia, y cuya tubería (25) de efluente está conectada a una zona (V) de separación que permite la evacuación de hidrógeno a la última etapa de compresión.
- 25 18. Instalación de acuerdo con la reivindicación 17, en la que la entrega desde una etapa de compresión intermedia alimenta un reactor de hidrot ratamiento de gasóleo de destilación directa.
19. Instalación de acuerdo con una de las reivindicaciones 17 a 18, en la que la entrega desde una etapa de compresión intermedia alimenta un reactor (50) de hidrocraqueo suave.
- 30 20. Instalación de acuerdo con una de las reivindicaciones 17 a 19, según la cual la entrega desde una etapa de compresión intermedia alimenta un reactor de hidrocraqueo a alta presión.

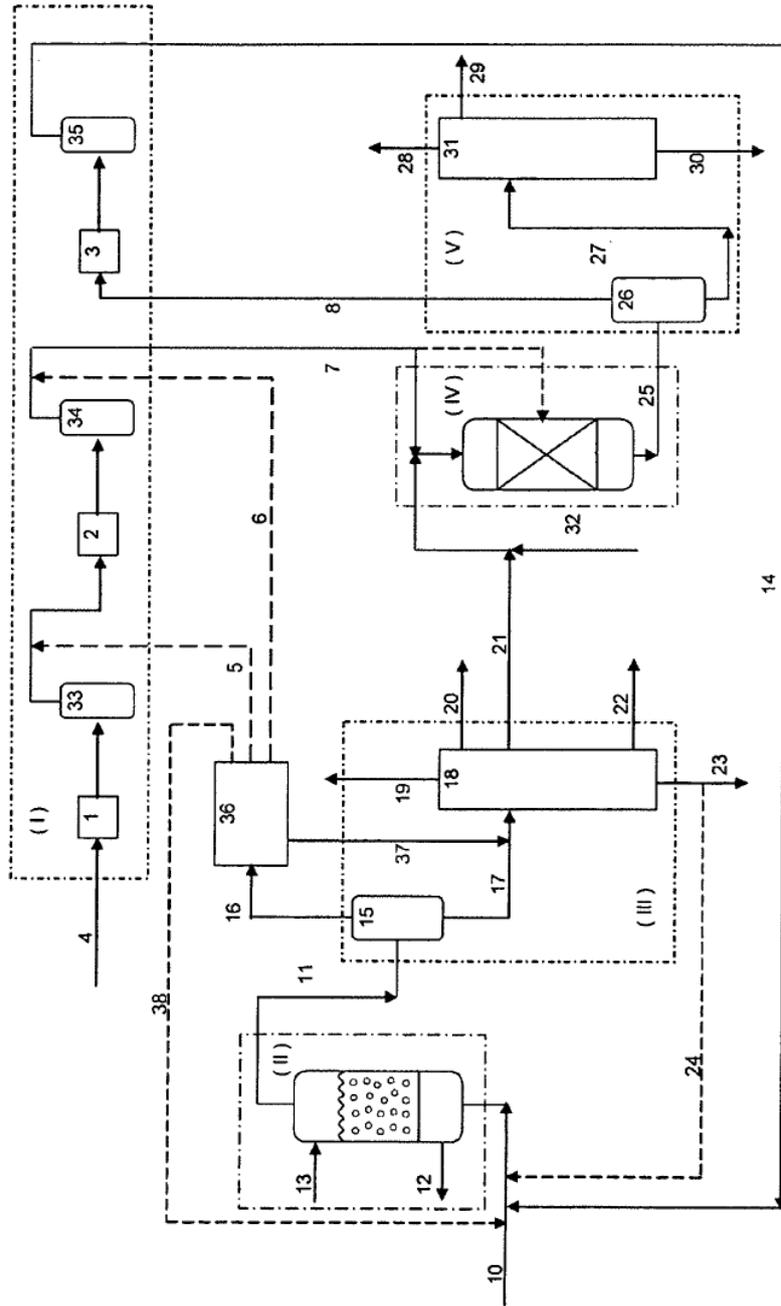


FIG. 1

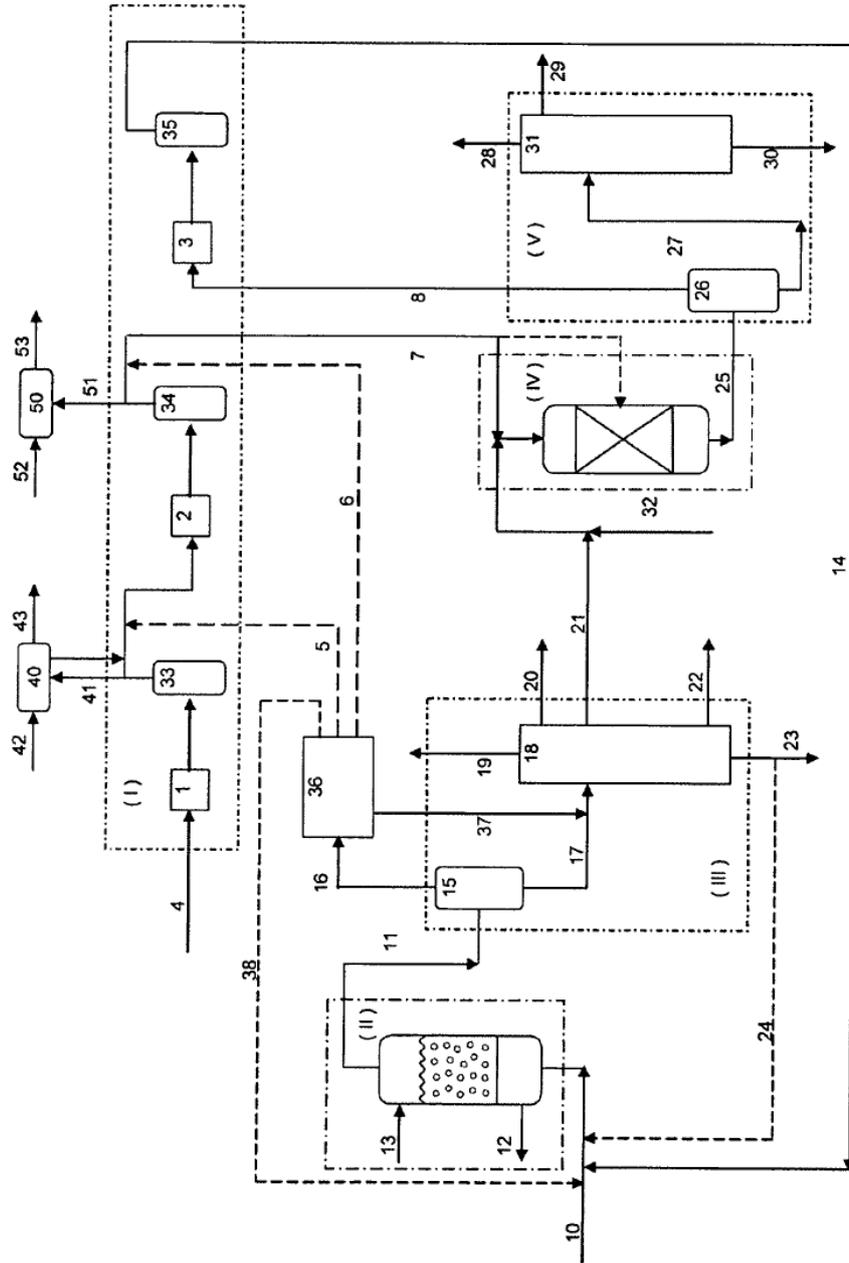


FIG. 2