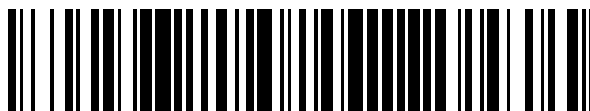


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 687 197**

51 Int. Cl.:

**C10G 65/02** (2006.01)

**C10G 65/12** (2006.01)

**C10G 65/14** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **12.09.2006 PCT/EP2006/008868**

87 Fecha y número de publicación internacional: **12.04.2007 WO07039047**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **12.09.2006 E 06791993 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **08.08.2018 EP 1931752**

54 Título: **Proceso y aparato de hidrotreatmento e hidrocrackeo**

30 Prioridad:

**26.09.2005 WO PCT/DK2005/001334**

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

**24.10.2018**

73 Titular/es:

**HALDOR TOPSØE A/S (100.0%)  
Haldor Topsøes Allé 1  
2800 Kgs. Lyngby, DK**

72 Inventor/es:

**HUNTER, MICHAEL, GLENN;  
VIVAS, ANGELICA, HIDALGO;  
JENSEN, LARS, SKOV y  
LOW, GORDON, GONGNGAI**

74 Agente/Representante:

**LEHMANN NOVO, María Isabel**

ES 2 687 197 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 y aparato de hidrotratamiento e hidrocrqueo

La invención se refiere a un proceso y un aparato de hidrocrqueo de conversión parcial, donde la alimentación de petróleo pesado se hidrata y se convierte parcialmente con la finalidad de producir una alimentación para una unidad de craqueo catalítico de fluidos (FCC). La invención es particularmente útil en la producción de diésel de contenido ultrabajo de azufre (ULSD) y alta calidad de alimentación de FCC, que puede usarse para producir gasolina de contenido ultrabajo de azufre (USLG) en la unidad de FCC sin someter a la gasolina de FCC a un tratamiento posterior para cumplir con las especificaciones de azufre.

**Antecedentes de la invención**

Durante muchos años, los refinadores han utilizado la conversión parcial o hidrocrqueo "suave" para producir rendimientos incrementales de destilado medio al tiempo que se mejora la materia prima para el craqueo catalítico de fluidos (FCC). Inicialmente, los catalizadores especializados se adaptaron a las condiciones de presión baja o moderada en los desulfuradores de alimentación de FCC para lograr una conversión del 20 al 30 por ciento de los gasóleos pesados en productos diésel y más livianos. La combinación de baja presión y altas temperaturas utilizada para lograr las condiciones de hidroconversión por lo general daba como resultado productos pesados, con alto contenido de aromáticos y bajo índice de cetano. Las nuevas especificaciones para los productos de gasolina y diésel exigen la fabricación de productos más livianos y con un menor contenido de azufre, que quepan en los tanques de reserva de diésel y gasolina de contenido ultrabajo de azufre (ULSD y USLG) de las refinadoras. El continuo aumento de la demanda de combustible destilado medio en comparación con la gasolina ha vuelto a centrar la atención en el hidrocrqueo y, particularmente, en el hidrocrqueo de conversión parcial como una alternativa de proceso clave para adaptarse a las actuales exigencias de combustibles limpios.

Tanto en los Estados Unidos como en la Unión Europea, las nuevas especificaciones exigen reducciones dramáticas en los niveles de azufre del diésel y la gasolina. Actualmente se conoce que los niveles más bajos de azufre en estos productos proporcionan beneficios sustanciales en términos de disminución de emisiones de los caños de escape de automóviles y camiones. El sistema de transporte por tuberías de productos con grados de destilación de bajo y alto contenido de azufre sigue siendo una obra en curso. Estudios recientes en los EE.UU. indican que hasta el 10% del diésel con contenido ultrabajo de azufre (ULSD) será degradado por el sistema común de transporte por tuberías, y algunos transportistas requieren que el ULSD tenga un contenido de azufre de no más de 5 ppm en peso en el límite de la refinadora. Los beneficios ambientales y la logística del transporte de productos aseguran que se ejercerán presiones continuas para lograr que todos los combustibles se encuadren en la categoría de contenido ultrabajo de azufre.

Las unidades de conversión parcial convencionales utilizadas en muchas refinadoras de todo el mundo se han diseñado para niveles de presión en el intervalo de 50 a 100 barg, en función de la calidad de alimentación y los objetivos de vida del ciclo. Han sido diseñadas para lograr una conversión neta del 20% al 30% del gasóleo de vacío pesado y la eliminación total de azufre de aproximadamente el 95% para producir una alimentación de FCC adecuada para producir gasolina con bajo contenido de azufre. La configuración del proceso ha evolucionado para incluir separadores de alta presión para una mejor integración del calor y absorbedores de amina para mitigar los efectos del contenido muy elevado de sulfuro de hidrógeno en el gas reciclado.

Una deficiencia importante de esta tecnología es su falta de capacidad para ejercer un control independiente de la hidroconversión y la severidad de la reacción de hidrosulfuración. Mientras que el azufre del producto diésel puede reducirse en gran medida por medio de la aplicación de una mayor cantidad de catalizador de hidrotratamiento, con lo que se logra una severidad de HDS más profunda, la única opción real para mejorar la densidad y la calidad del Cetano es aumentar la presión operativa del reactor o la severidad del hidrocrqueo.

Los grandes aumentos en la presión del reactor pueden elevar el consumo de hidrógeno químico entre un 70% y un 100%. Los elevados costes de capital y operativos asociados con los grandes aumentos del consumo de hidrógeno constituyen una desventaja significativa para utilizar diseños de alta presión con la finalidad de lograr la mejora del producto.

La solicitud de patente WO No. 99/47626 divulga un proceso de hidroconversión integrado que comprende hidrocrquear una corriente de hidrógeno y refinadora combinada para formar componentes líquidos y gaseosos. El hidrógeno no reaccionado de la etapa de hidrocrqueo se combina con una segunda corriente de refinadora y se hidrata. El producto se separa en una corriente de hidrógeno y una parte de esta corriente se recicla en la etapa de hidrocrqueo. Se obtuvieron mayores rendimientos de nafta y diésel y menores rendimientos de fueloil. Sin embargo, este proceso tiene la desventaja de requerir una materia prima con contenido relativamente bajo de nitrógeno, azufre y aromáticos. Esto implica, en muchos casos, que la materia prima debe tratarse previamente antes del proceso divulgado.

La patente U.S. No. 6294079 divulga un proceso de baja conversión integrado, que comprende separar el efluente de una etapa de hidrotratamiento en tres fracciones: una fracción liviana, una fracción intermedia y una fracción pesada. La fracción liviana y una parte de las fracciones intermedia y pesada circunvalan la zona de hidrocrqueo y se envían

a un separador. Se usa una serie de separadores de alta presión. Las fracciones intermedia y pesada restantes se hidrocraquean. Se produce materia prima de FCC. Se utiliza un separador aumentado y otros separadores para separar el efluente del hidrotrotador en una corriente de vapor y dos corrientes de líquido. Las partes de cada corriente de líquido se controlan por flujo y se vuelven a mezclar con la corriente de vapor comprimida enfriada, se recalientan e hidrocraquean a alta severidad para obtener productos destilados medios de mayor calidad. La compleja disposición de separadores múltiples y el enfriamiento de la corriente de vapor derivan en el uso de equipo adicional y en un costo adicional.

El aumento de la severidad global del hidrocraqueo a veces no es una opción viable. Cuando el objetivo del proceso es obtener una cantidad requerida de alimentación de FCC, una conversión alta conduce a la formación de diésel de buena calidad. Sin embargo, la conversión alta también da como resultado una producción de alimentación de FCC insuficiente, ya que se produce más diésel.

El documento WO 01/31087 A1 divulga un proceso de hidroprocesamiento mediante el cual los líquidos y vapores se separan de un líquido hidrocarbúrico hidroprocesado. El líquido se separa con un gas de separación y el vapor resultante se combina con el vapor de separación y se elimina del recipiente del reactor. El líquido se envía para su posterior hidroprocesamiento. Se divulga un recipiente de reacción que comprende la primera y la segunda etapa de reacción (hidrotrotamiento e hidroprocesamiento, respectivamente) con dos secciones de separación vapor-líquido. La primera sección de separación es una etapa de separación en la que el efluente de la primera etapa de reacción se pone en contacto con un gas que fluye hacia arriba y remueve el efluente que fluye hacia abajo. Se sugiere utilizar bandejas de fraccionamiento o, alternativamente, contenedores en lugar de bandejas. La segunda sección de separación se coloca entre la segunda y la primera etapa de reacción y se usan bandejas de separación de tipo chimenea.

La patente de los EE.UU. No. 4973396 A divulga un proceso de hidrotrotamiento a baja presión, seguido de destilación o separación de la corriente de producto en fracciones predominantemente "dulces", algunas de las cuales pueden ser hidroprocesadas con un catalizador de metal noble. Los efluentes de hidrotrotamiento típicamente se enfrían en un intercambiador de calor y luego se pasan a un separador gas-líquido y posteriormente, a otro separador, donde en ambos casos los gases se eliminan del líquido que a continuación se fracciona. No se proporcionan detalles del separador gas-líquido.

El documento EP 0537500 A2 divulga un método de hidrotrotamiento de aceite de hidrocarburo pesado en presencia de catalizadores, que comprende hidrometalizar e hidrocraquear el aceite de hidrocarburo pesado sucesivamente y después hidrodeshulfurar e hidrodeshnitrogenar el aceite de hidrocarburo pesado tratado. La separación en fracciones de gas y líquido se realiza mediante destilaciones atmosféricas y al vacío.

El objetivo de la presente invención es proporcionar un proceso y un aparato en el que se trata la alimentación de FCC para producir una alimentación de FCC de contenido ultrabajo de azufre adecuada para la producción de gasolina de contenido ultrabajo de azufre (USLG), que no requiere tratamiento posterior.

Otro objetivo de la presente invención es proporcionar un proceso y un aparato para producir diésel con un contenido ultrabajo de azufre y una calidad de ignición sustancialmente mejorada, medida por el número de cetano, el índice de cetano, el contenido de aromáticos y la densidad.

Un objetivo adicional de la presente invención es proporcionar un aparato simple para realizar el proceso de la invención.

#### **Sumario de la invención**

El proceso de la invención comprende hidrotrotamiento y conversión parcial de una corriente de alimentación de petróleo pesado que hierve por encima de los 260°C y tiene un bajo contenido de asfaltenos (<0,1% en peso). Al producir simultáneamente una alimentación de FCC de alta calidad, el proceso brinda la posibilidad de producir gasolina de contenido ultrabajo de azufre (USLG) a partir de la unidad de FCC. También se produce diésel y nafta.

El proceso de la invención comprende un proceso de hidrocraqueo de conversión parcial, que comprende las siguientes etapas:

(a) el hidrotrotamiento de una materia prima hidrocarbonada con un gas rico en hidrógeno para producir una corriente de efluente hidrotrotado, que comprende una mezcla de líquido/vapor que se separa en una fase líquida y una fase de gaseosa, y

(b) en una etapa de evaporación instantánea (o evaporación flash), que es una destilación de etapa única en la que la corriente de efluente hidrotrotado que comprende una mezcla de líquido/vapor se separa en una porción de líquido y una porción de vapor más líquido y en la que no se requiere un cambio de presión, dividir la fase líquida en una porción de líquido controlada establecida por la conversión y una porción de líquido en exceso mediante la regulación del flujo de líquido controlado desde la etapa de separación con una válvula de control de flujo y combinar toda la fase gaseosa con la porción de líquido en exceso para formar una porción de vapor más líquido,

(c) el retiro de la porción de vapor más líquido por desbordamiento,

y

5 (d) la separación posterior de una fracción líquida que contiene la alimentación para el craqueo catalítico de fluidos de la porción de líquido controlada de la etapa de evaporación instantánea y simultáneamente transferir la porción de vapor más líquido desde la etapa de evaporación instantánea a una etapa de hidrocraqueo para producir una fracción que contiene diésel, o

la transferencia de la porción de líquido controlada desde la etapa de evaporación instantánea a una etapa de hidrocraqueo para producir una fracción que contiene diésel y separar simultáneamente una fracción líquida que contiene la alimentación para el craqueo catalítico de fluidos de la porción de vapor más líquido de la etapa de evaporación instantánea.

10 El aparato de la invención comprende un aparato para el proceso de hidrocraqueo de conversión parcial de conformidad con la reivindicación 7.

### Sumario de las figuras

La Fig. 1 muestra un proceso de hidrocraqueo de conversión parcial de la invención.

La Fig. 2 muestra un proceso de hidrocraqueo de conversión parcial alternativo de la invención.

15 La Fig. 3 muestra una sección del final del reactor de hidrot ratamiento.

La Fig. 4 muestra el proceso de la invención, donde el sistema de separación líquido/vapor se encuentra entre el reactor de hidrot ratamiento y el reactor de hidrocraqueo.

### Descripción detallada de la invención

20 El proceso de la invención es un proceso de hidrocraqueo de conversión parcial a media presión, que comprende una etapa de hidrot ratamiento y una etapa de hidrocraqueo. El proceso y el aparato de la invención proporcionan una solución que cumple con las especificaciones actuales y esperadas del producto tanto para gasolina como para combustible diésel sin la necesidad de procesamiento adicional o mezcla con otros componentes más livianos y de mayor calidad. Una ventaja del proceso es que tanto la presión parcial de hidrógeno como la conversión de hidrocraqueo se pueden utilizar para la mejora de la calidad del diésel, mientras se mantienen los requisitos de severidad de conversión y HDS (hidrodesulfuración) relativamente bajos establecidos por las aplicaciones de pretratamiento de FCC.

25 El "hidrot ratamiento" (HDT) es un proceso realizado en presencia de hidrógeno mediante el cual los heteroátomos, como azufre y nitrógeno, se eliminan de la materia prima hidrocarbonada y se reduce así su contenido aromático. El hidrot ratamiento comprende la hidrodesulfuración y la hidrodesnitrogenación.

30 La "hidrodesulfuración" (HDS) es el proceso mediante el cual se elimina azufre de la materia prima hidrocarbonada.

La "hidrodesnitrogenación" (HDN) es el proceso mediante el cual se elimina nitrógeno de la materia prima hidrocarbonada.

El "hidrocraqueo" (HC) es un proceso mediante el cual una materia prima que contiene hidrocarburos se descompone catalíticamente en una especie química de menor peso molecular en presencia de hidrógeno.

35 En el proceso de la invención, el bucle principal del reactor del proceso tiene dos reactores en serie, un reactor de hidrot ratamiento para el pretratamiento de la materia prima y un reactor de hidrocraqueo para hidrocraquear una parte del efluente del reactor de hidrot ratamiento. "En serie" significa que el reactor de hidrocraqueo está situado corriente abajo del reactor de hidrot ratamiento.

40 Hay un sistema de separación líquido/vapor integrado en el fondo del reactor de hidrot ratamiento o contenido en un recipiente separador situado entre los dos reactores para separar el efluente, una mezcla de líquido y vapor que emerge de los lechos catalíticos del reactor de hidrot ratamiento.

45 En el sistema de separación líquido/vapor se realiza una evaporación instantánea mediante el uso de un dispositivo de salida y un tubo de salida. La mezcla de líquido/vapor se separa en una fase líquida y una fase gaseosa en el recipiente separador. El dispositivo de salida es una tubería vertical de desbordamiento interno para dividir la fase líquida en una porción de líquido controlada y una porción de líquido en exceso. La fase gaseosa se combina con la porción de líquido en exceso y esta porción de líquido más vapor se puede introducir en el reactor de hidrocraqueo. En este caso, la porción de líquido controlada se retira, circunvala el reactor de hidrocraqueo y se dirige a un separador para producir alimentación de FCC y nafta y productos más livianos. También es posible enviar la porción de líquido controlada al reactor de hidrocraqueo y simultáneamente separar una fracción que contiene alimentación de FCC de la porción de líquido más vapor.

50 El término "instantánea" o "flash" se refiere a una destilación de etapa única en la que la corriente de efluente hidrot ratado que comprende una mezcla de líquido/vapor se separa en una porción de líquido y una porción de vapor

más líquido. No se requiere un cambio en la presión.

Una ventaja del proceso de la invención es que se usa una simple etapa de evaporación instantánea en lugar de un esquema complejo aumentado y multiseparador para dividir el efluente de los lechos catalíticos del reactor de hidrotratamiento en las dos partes. La porción de vapor más líquido se envía al reactor de hidrocrackeo sin refrigerar sustancialmente el vapor, aparte del enfriamiento requerido para el control de la temperatura a la entrada del reactor de hidrocrackeo.

Parte de la fase líquida en el efluente de hidrotratamiento se dirige a un separador de alimentación de FCC. Opcionalmente, se puede agregar un tambor de evaporación de baja presión. Solo se recupera nafta e hidrocarburos más livianos. El diésel contenido en esta parte es de menor calidad ya que tiene una densidad más alta, un contenido aromático más alto y un valor de Cetano más bajo que el diésel producido en el reactor de hidrocrackeo, por lo que es más adecuado como alimentación de FCC. Todo el diésel producido mediante el proceso de la invención se produce en la etapa de hidrocrackeo y tiene una calidad mucho mejor.

Un aceite no convertido que tiene un intervalo de ebullición mayor que el producto diésel (>370°C+) se recupera del efluente hidrocrackeado en una columna de fraccionador. Dicho aceite no se ha convertido y puede usarse como alimentación de FCC o como materia prima para una planta de etileno o una planta de lubricación porque tiene un mayor contenido de hidrógeno y un menor contenido aromático que la alimentación de FCC producida en el separador de alimentación de FCC.

La materia prima adecuada para el proceso de la invención es gasóleo de vacío (VGO), gasóleo de coque pesado (HCGO), gasóleo obtenido por crackeo térmico o visbroken (TCGO o VBGO) y desasfaltado (DAO) derivado de petróleo crudo u otro hidrocarburo sintético. El intervalo de ebullición de dichas alimentaciones está en el intervalo de 300°C a 700°C, con un contenido de azufre de 0,5 a 4% en peso y un contenido de nitrógeno de 500 a 10.000 ppm en peso.

El objetivo del reactor de hidrotratamiento es principalmente desulfurar la alimentación hasta un nivel de azufre de 200 a 1000 ppm en peso, lo que dará como resultado una gasolina de FCC con un contenido de azufre ultrabajo adecuado para mezcla, que cumple con las especificaciones tanto europeas como estadounidenses (10 y 30 ppm en peso, respectivamente), sin la necesidad de someter a la gasolina a un hidrotratamiento posterior. El bajo contenido de azufre en la alimentación también tiene el beneficio de reducir drásticamente las emisiones de óxidos de azufre (SOx) del regenerador de FCC. En segundo lugar, el reactor de hidrotratamiento reduce el contenido de nitrógeno en la alimentación al reactor de hidrocrackeo. En tercer lugar, también se reduce el contenido aromático de la alimentación de FCC, lo que dará como resultado una mayor conversión y mayores rendimientos de gasolina.

El reactor de hidrotratamiento comprende una zona de hidrotratamiento seguida de una zona de separación. La zona de hidrotratamiento contiene uno o más lechos catalíticos para la hidrodesulfuración (HDS) y la hidrodesnitrogenación (HDN) de la materia prima. Los productos de la zona de hidrotratamiento comprenden una mezcla de líquido y vapor. En un reactor de hidrotratamiento convencional, los lechos catalíticos están soportados por vigas de soporte del lecho y el espacio superior del cabezal del reactor inferior está lleno de esferas inertes que soportan el último lecho catalizador. La mezcla de vapor y líquido sale del reactor a través de un colector de salida, que se encuentra en el cabezal inferior del reactor.

En una realización del proceso de la invención, el último lecho catalítico en el reactor de hidrotratamiento se apoya en vigas de soporte del lecho al igual que los lechos superiores. Sin embargo, en lugar de sostener un gran volumen de esferas inertes, el espacio superior del cabezal inferior del reactor se usa para separar la mezcla líquido/vapor. El sistema de separación líquido/vapor se usa en el cabezal inferior para dividir la mezcla de líquido y vapor de los lechos catalíticos del reactor de hidrotratamiento en una porción de líquido y una porción de vapor que contiene una fracción de líquido, es decir, una porción de vapor más líquido.

La porción de vapor más líquido puede dirigirse al reactor de hidrocrackeo y convertirse en condiciones adecuadas para producir ULSD. La alimentación a la unidad de FCC se compone principalmente de la parte de líquido.

El sistema de separación líquido/vapor está integrado en el reactor de hidrotratamiento y ubicado en el espacio superior en la parte inferior de este reactor. Comprende un dispositivo de salida para transferir la porción de vapor más líquido al reactor de hidrocrackeo. La porción de líquido está contenida en el fondo del reactor fuera del dispositivo de salida y abandona el reactor de hidrotratamiento por separado a través del tubo de salida para ser transferida, por ejemplo, a un separador. El nivel de la porción de líquido en el fondo del reactor y, por lo tanto, la cantidad de líquido transferido al separador se controla mediante válvulas de control de flujo convencionales. El exceso de líquido no requerido para la transferencia al separador entra en el dispositivo de salida con todo el vapor y sale del reactor como la porción de vapor más líquido.

La cantidad de líquido, es decir, la porción de líquido controlada, retirada mediante el tubo de salida se establece mediante la conversión de HVGGO deseada. La porción de líquido controlada comprende entre el 30 y el 100% en peso de la fase líquida y la porción de líquido en exceso comprende entre el 0 y el 70% en peso de la fase líquida. Preferiblemente, la porción de líquido controlada comprende entre el 60 y el 95% en peso de la fase líquida y la porción de líquido en exceso, entre el 5 y el 40% en peso de la fase líquida.

La integración del sistema de separación líquido/vapor en el reactor de hidrot ratamiento tiene la ventaja de reducir la cantidad de equipo de procesamiento cuando se compara con la separación convencional fuera del reactor. La separación convencional fuera del reactor requeriría la adición de un recipiente separador de alta presión con la desventaja adicional de un mayor costo de capital.

5 La porción de líquido controlada se envía a un separador, donde una corriente de vapor elimina los hidrocarburos livianos en el intervalo de ebullición de la nafta, y el sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) y el amoníaco ( $NH_3$ ) se disuelven en el líquido. El producto extraído se utiliza como alimentación para la unidad de FCC. Los productos aéreos livianos del separador están compuestos predominantemente por hidrocarburos livianos de intervalo de ebullición de nafta junto con amoníaco y sulfuro de hidrógeno.

10 Toda la porción de vapor más líquido abandona la zona de separación del reactor de hidrot ratamiento y se transfiere al reactor de hidro craqueo. El reactor de hidro craqueo también contiene uno o más lechos catalíticos. Este reactor puede contener algún catalizador de hidrot ratamiento para reducir aún más el nitrógeno a un nivel óptimo ( $<100$  ppm en peso) y una serie de lechos catalizadores de hidro craqueo. Los productos del reactor de hidro craqueo se enfrían y se transfieren a un recipiente separador externo de alta presión. Una corriente gaseosa de producto rica en hidrógeno se separa del producto craqueado y se recicla al reactor de hidrot ratamiento. La corriente de líquido del separador se envía a una columna de destilación donde se fraccionan nafta, diésel y productos de petróleo no convertidos.

15 Alternativamente, en otra realización de la invención, después de abandonar la zona de separación donde los productos de la zona de hidrot ratamiento se dividen en una porción de líquido y una porción de vapor más líquido, la porción de vapor más líquido se dirige a un separador para la eliminación de una corriente rica en hidrógeno. La corriente rica en hidrógeno se puede purificar adicionalmente a partir de sulfuro de hidrógeno y amoníaco mediante lavado de amina y lavado con agua. El producto líquido de los separadores (un separador de alta presión en caliente en serie con un separador de alta presión en frío) se alimenta principalmente de FCC y se envía al separador para eliminar los hidrocarburos livianos,  $H_2S$  y  $NH_3$  disueltos en el líquido. El producto extraído se utiliza como alimentación para la unidad de FCC.

20 La porción de líquido de la zona de separación se envía al reactor de hidro craqueo, que opera con una gravedad de craqueo suficiente para producir una fracción de diésel con propiedades de producto de conformidad con las especificaciones EN 590 ULSD. Las condiciones operativas en el reactor de hidro craqueo se pueden ajustar para proporcionar un producto que satisfaga los requisitos del mercado de los EE.UU. Esta realización proporciona un entorno de amoníaco y sulfuro de hidrógeno inferior en el reactor de hidro craqueo que aumenta la actividad del catalizador de hidro craqueo.

25 En otra realización de la invención, se puede añadir una segunda alimentación como alimentación al reactor de hidro craqueo. En esta realización, la segunda alimentación puede hidrot ratarse e hidro craquearse en el reactor de hidro craqueo y circunvala el reactor de hidrot ratamiento. Un ejemplo de una segunda alimentación es un aceite liviano de ciclo (LCO) del FCC, que necesita hidrot ratamiento adicional e hidro craqueo para su conversión en diésel, jet y nafta de alta calidad.

30 La Fig. 1 ilustra una realización de la invención en la que la porción de vapor más líquido de la zona de separación se craquea en el reactor de hidro craqueo y la porción de líquido controlada se envía a un separador.

35 Una alimentación 1 se combina con hidrógeno, por ejemplo, un gas reciclado rico en hidrógeno 2, y se envía a un reactor de hidrot ratamiento 3 para someterse a hidrodesulfuración e hidrodesnitrogenación en uno o más lechos catalíticos. El efluente del o los lechos catalíticos es una mezcla de vapor y líquido que se separa en una fase líquida y una fase gaseosa. En la zona de separación corriente abajo 4, la última separación del lecho catalítico en una porción de vapor más líquido 5 y una porción de líquido 6 se produce mediante el uso de un sistema de separación líquido/vapor integrado en el reactor de hidrot ratamiento.

40 El sistema de separación líquido/vapor comprende el dispositivo de salida y el tubo de salida (conforme se muestra en la Fig. 3). La porción de líquido 6 consiste únicamente en líquido y la porción de vapor más líquido 5 incluye todo el vapor. El caudal de la porción de líquido 6 se controla mediante la válvula de control de flujo convencional 7 y el exceso de líquido no requerido abandona la zona de separación 4 como desbordamiento a través del dispositivo de salida junto con todo el vapor y forma así la porción de vapor más líquido 5.

45 La porción de líquido controlada 6 está compuesta de hidrocarburos líquidos pesados con contenido de azufre y nitrógeno sustancialmente reducido en relación con la alimentación 1. Sale del reactor de hidrot ratamiento 3 y circunvala el reactor de hidro craqueo 8 para entrar en una columna de separación 9. Los hidrocarburos livianos, junto con el amoníaco y el sulfuro de hidrógeno, se separan en la corriente superior 10 desde la columna de separación 9 y la corriente líquida resultante del fondo de la columna de separación 9 es adecuada como alimentación de FCC con bajo contenido de azufre 11.

50 La porción de vapor más líquido 5 sale del reactor de hidrot ratamiento 3. Opcionalmente se puede combinar con una segunda materia prima de hidrocarburo 22. Luego entra en el reactor de hidro craqueo 8 donde se craquea catalíticamente para formar un efluente hidro craqueado 12, que tiene propiedades adecuadas para la preparación de combustible diésel. Uno o más lechos catalizadores se encuentran presentes en este reactor. El efluente

5 hidrocrackeo 12 se envía a un recipiente separador 13 y una corriente de gas rica en hidrógeno 14 se recicla desde el recipiente separador 13 al reactor de hidrotreatmento 3 mediante un compresor de gas reciclado 15. El hidrógeno de reposición 16 se puede añadir a la corriente rica en hidrógeno 14 corriente arriba o corriente abajo del compresor 15 para mantener la presión requerida. El producto líquido 17 del recipiente separador 13, que comprende hidrocarburos livianos y pesados, junto con el amoníaco y el sulfuro de hidrógeno disueltos, se envía luego a la columna de fraccionador 18, donde una corriente de nafta 19 con amoníaco y sulfuro de hidrógeno se eliminan por la parte superior. Los componentes de hidrocarburos pesados que comprenden una corriente de diésel 20 y una corriente de aceite no convertido 21 se separan y recuperan más abajo en la columna de fraccionador 18. La corriente de nafta 19 puede someterse a etapas de separación adicionales. La corriente de diésel 20 también puede separarse adicionalmente mediante puntos de ebullición en otros productos valiosos, como combustible jet de aviación.

10 Las corrientes 11 (alimentación de FCC con bajo contenido de azufre) y 21 (corriente de aceite no convertido) se combinan típicamente como una única alimentación para la unidad de FCC. Sin embargo, la corriente de aceite no convertido 21 también puede mantenerse separada para su uso como un producto intermedio valioso para fabricar aceites lubricantes o como alimentación para fabricar etileno.

15 La separación de la fase líquida en una porción de líquido controlada y una porción de líquido en exceso hace posible derivar la porción de líquido controlada alrededor del reactor de hidrocrackeo. Esto permite una alta conversión en el reactor de hidrocrackeo y mejora la calidad del diésel, a la vez que mantiene una baja conversión global, de modo que se produce la cantidad deseada de alimentación de FCC.

20 La Fig. 2 ilustra una realización de la invención en la que la porción de líquido de la zona de separación se craquea en el reactor de hidrocrackeo y la porción de vapor más líquido se envía a la columna de separación.

25 Una alimentación 1 se combina con hidrógeno, por ejemplo, un gas reciclado rico en hidrógeno 2, y se envía a un reactor de hidrotreatmento 3 para someterse a hidrodeshulfuración e hidrodeshnitrogenación en uno o más lechos catalíticos. La corriente de efluente hidrotreatado que comprende una mezcla de líquido/vapor entra en la zona de separación corriente abajo 4 del último lecho catalítico y se separa en una porción de vapor más líquido 5 y una porción de líquido controlada 6 mediante el uso del dispositivo de salida, como se describe en la Fig. 1. El caudal de la porción de líquido controlada 6 se controla mediante la válvula de control de flujo convencional 7 y el exceso de líquido no requerido abandona la zona de separación 4 como desbordamiento a través del dispositivo de salida (conforme se muestra en la Fig. 3) junto con todo el vapor y forma así la porción de vapor más líquido 5.

30 La porción de vapor más líquido 5 sale del reactor de hidrotreatmento 3 y fluye al recipiente separador 13A. Se produce una corriente de vapor rica en hidrógeno 900 desde la parte superior del separador y una corriente de líquido de hidrocarburo 10A desde el fondo del recipiente separador 13A. La corriente de líquido de hidrocarburo 10A también contiene amoníaco y sulfuro de hidrógeno disueltos y fluye a la columna de separación 9. Una corriente de hidrocarburos livianos 120, junto con el amoníaco y el sulfuro de hidrógeno, se separan de la columna de separación 9 y la corriente líquida resultante del fondo de la columna de separación 9 es adecuada como alimentación de FCC con bajo contenido de azufre 11.

35 La porción de líquido controlada 6 está compuesta de hidrocarburos líquidos pesados con contenido de azufre y nitrógeno sustancialmente reducido en relación con la alimentación 1. Deja el reactor de hidrotreatmento a través de la válvula de control de flujo 7 y se combina con la corriente de vapor rica en hidrógeno 900 del recipiente separador 13A para formar la corriente mixta de vapor y líquido 140. Opcionalmente, se puede añadir una segunda carga de hidrocarburo 26 a la corriente mixta de vapor-líquido 140 si es necesario. La corriente mixta de vapor-líquido 140, opcionalmente combinada con la segunda alimentación, entra en el reactor de hidrocrackeo 8, donde se craquea catalíticamente en los componentes del recipiente de corriente 12 que tiene propiedades de efluente hidrocrackeo adecuadas para la preparación de combustible diésel. Uno o más lechos catalizadores se encuentran presentes en este reactor de hidrocrackeo 8. La corriente 12 fluye al recipiente separador 13, donde una corriente de vapor rica en hidrógeno 14 se separa en la parte superior y se recicla al reactor de hidrotreatmento a través de un compresor de reciclado 15. El hidrógeno de reposición 16 se puede añadir a la corriente rica en hidrógeno 14 corriente arriba o corriente abajo del compresor 15 para mantener la presión requerida.

40 El producto líquido 17 del recipiente separador 13, que comprende hidrocarburos livianos y pesados, junto con el amoníaco y el sulfuro de hidrógeno disueltos, se envía luego a la columna de fraccionador 18, donde una corriente de nafta 19 con amoníaco y sulfuro de hidrógeno se elimina por la parte superior en la corriente de nafta 19. Los componentes de hidrocarburos pesados que comprenden una corriente de diésel 20 y una corriente de aceite no convertido 21 se separan y recuperan más abajo en la columna de fraccionador 18. La corriente de nafta 19 puede someterse a etapas de separación adicionales. La corriente de diésel 20 también puede separarse adicionalmente mediante puntos de ebullición en otros productos valiosos, como combustible jet de aviación.

45 La Fig. 3 muestra una realización de la invención en la que la sección inferior del reactor de hidrotreatmento está adaptada para incluir el sistema de separación líquido/vapor. El recipiente separador, por lo tanto, está integrado en la sección inferior del reactor de hidrotreatmento. El dispositivo de salida está situado debajo del soporte del último lecho catalítico 100 y el soporte puede proporcionarse típicamente mediante vigas y rejillas 200. Se crea un espacio de desacoplamiento 300 en el fondo del recipiente del reactor para permitir la separación de las fases gaseosa y líquida.

En esta realización de la invención, el dispositivo de salida tiene forma de tubo vertical 40, provisto de un deflector antitorbellino 50 en el extremo abierto superior del tubo vertical 40. Se crea un nivel de interfaz líquida 60 a la altura del deflector 50, que permite que todo el vapor del reactor y una parte de la fase líquida se desborden como una porción de vapor más líquido y salga del reactor a través del tubo de transferencia 70 al reactor de hidrocrackeo corriente abajo (no mostrado).

Se proporciona un tubo de salida 80 para eliminar una parte controlada de la fase líquida desde el punto inferior central de la parte inferior del reactor, también cubierto por un deflector antitorbellino 50. El flujo de la porción de líquido a través del tubo de salida 80 se regula mediante el elemento de control de flujo 90 a través de una válvula de control de flujo estándar 1000 a través del tubo de transferencia 110 a un extractor corriente abajo (no mostrado).

La Fig. 4 ilustra otra realización de la invención en la que se añade un recipiente separador 13 que contiene el dispositivo de salida y el tubo de salida corriente abajo del reactor de hidrotratamiento. El recipiente separador 13 está conectado por el tubo 120 que transfiere todo el contenido de vapor y líquido desde el lecho catalítico inferior 100 del reactor de hidrotratamiento al recipiente separador 13. En esta realización, el dispositivo de salida tiene forma de tubo vertical 40, provisto de un deflector antitorbellino 50 en el extremo abierto superior del tubo. Se crea un nivel de interfaz líquida 60 a la altura del deflector 50, que permite que todo el vapor del reactor y una parte de la fase líquida, es decir, la porción de vapor más líquido, se desborden y salgan del reactor a través del tubo de transferencia 70 al reactor de hidrocrackeo corriente abajo (no mostrado). Se proporciona un tubo de salida 80 para eliminar una parte controlada de la fase líquida, es decir, la porción de líquido controlada, desde el punto inferior central de la parte inferior del reactor, también cubierto por un deflector antitorbellino 50. El flujo a través de este tubo se regula mediante el elemento de control de flujo 90 a través de una válvula de control de flujo estándar 1000 a través del tubo de transferencia 110 a un extractor corriente abajo (no mostrado).

Esta realización de la invención es especialmente ventajosa cuando las plantas existentes deben ser renovadas. En dichos casos, puede que no sea posible instalar el sistema de separación líquido/vapor en un reactor de hidrotratamiento ya existente. La instalación del sistema de separación líquido/vapor fuera del reactor de hidrotratamiento en forma de un recipiente separador que contiene el dispositivo de salida y el tubo de salida directamente corriente abajo del reactor de hidrotratamiento permite la separación de la mezcla de vapor y efluente líquido del reactor de hidrotratamiento en una corriente líquida y una corriente de vapor más líquido adecuada para un procesamiento posterior.

El efluente del o los lechos catalíticos en el reactor de hidrotratamiento es una mezcla de vapor y líquido que se separa en una fase líquida y una fase gaseosa. El intervalo de ebullición de la fase líquida es ligeramente menor que el intervalo de ebullición de la alimentación que ingresa al reactor de hidrotratamiento. La fase líquida tiene un intervalo de ebullición de entre 200 y 580°C.

Los catalizadores de hidrocrackeo de conversión parcial útiles en el proceso de la invención deben cumplir los siguientes requisitos funcionales clave:

- Clasificación de tamaño y actividad para minimizar la contaminación y la caída de presión
- Desmetalización y reducción de residuos de carbono
- Hidrodesulfuración para el pretratamiento de alimentación de FCC a niveles de azufre típicamente de entre 100 y 1000 ppm en peso.
- Hidrodesnitrógenación para el pretratamiento de la alimentación de hidrocrackeo a niveles de nitrógeno típicamente de entre 50 y 100 ppm en peso.
- Hidrocrackeo con alta actividad de conversión y alta selectividad al diésel.

Para maximizar el rendimiento en cada una de estas categorías funcionales, los sistemas de catalizadores apilados (múltiples) son útiles y proporcionan un mejor rendimiento global y un menor costo en comparación con los sistemas de catalizador único multifuncional. El proceso descrito en la presente es útil para facilitar el control independiente de la severidad de la reacción para catalizadores múltiples que resultan en mejor rendimiento y una vida útil más larga.

Los catalizadores de hidrotratamiento se especifican individualmente para optimizar la eliminación de azufre para el pretratamiento de alimentación de FCC y para la eliminación de nitrógeno para el pretratamiento de alimentación de hidrocrackeo. Los catalizadores de hidrocrackeo de sílice-alúmina zeolítica y amorfa también son útiles en el procedimiento de la invención para convertir la alimentación pesada en productos más livianos con alto rendimiento de diésel.

Los catalizadores de hidrotratamiento pueden estar basados, por ejemplo, en combinaciones de cobalto, molibdeno, níquel y wolframio (tungsteno), como CoMo, NiMo, NiCoMo y NiW y soportados en portadores adecuados. Algunos ejemplos de dichos catalizadores son TK-558, TK-559 y TK-565 de Haldor Topsøe A/S. Los materiales portadores adecuados son sílice, alúmina, sílice-alúmina, titanía y otros materiales de soporte conocidos en la técnica. Se pueden incluir otros componentes en el catalizador, por ejemplo, fósforo.



## ES 2 687 197 T3

5 Los catalizadores de hidrocrqueo pueden incluir un componente de craqueo amorfo y/o una zeolita, como zeolita Y, zeolita Y ultraestable, zeolitas desaluminizadas, etc. Se pueden incluir también combinaciones de níquel y/o cobalto y molibdeno y/o wolframio. Algunos ejemplos incluyen TK-931, TK-941 y TK-951 de Haldor Topsøe A/S. Los catalizadores de hidrocrqueo también están soportados por portadores adecuados, como sílice, alúmina, sílice-alúmina, titania y otros portadores convencionales conocidos en la técnica. Se pueden incluir otros componentes, por ejemplo, fósforo, como promotores de reactividad.

Las condiciones de reacción en el reactor de hidrotratamiento incluyen una temperatura de reactor de entre 325°C y 425°C, una velocidad espacial horaria del líquido (LHSV) en el intervalo de 0,3 h<sup>-1</sup> y 3,0 h<sup>-1</sup>, una relación gas/aceite de 500-1.000 Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> y una presión de reactor de entre 80 y 140 bares.

10 Las condiciones de reacción en el reactor de hidrocrqueo incluyen una temperatura de reactor de entre 325°C y 425°C, una velocidad espacial horaria del líquido (LHSV) en el intervalo de 0,3 h<sup>-1</sup> y 3 h<sup>-1</sup>, una relación gas/aceite de 500-1.500 Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> y una presión de reactor de entre 80 y 140 bares.

15 La porción de líquido controlada puede comprender entre el 30 y el 100% en peso de la fase líquida y la porción de líquido en exceso puede comprender entre el 0 y el 70% en peso de la fase líquida. Preferiblemente, la porción de líquido controlada comprende entre el 60 y el 95% en peso de la fase líquida y la porción de líquido en exceso, entre el 5 y el 40% en peso de la fase líquida.

Las especificaciones para el diésel de conformidad con el estándar europeo actual EN 590 EU ULSD son las siguientes:

|                          |                        |
|--------------------------|------------------------|
| Azufre:                  | 10 - 50 ppm en peso    |
| Densidad:                | <845 kg/m <sup>3</sup> |
| T95 (D-86):              | <360°C                 |
| Número de Cetano D-630:  | >51                    |
| Índice de Cetano D-4737: | >46                    |
| Poliaromáticos:          | <11% en peso.          |

20 Las especificaciones de conformidad con los estándares actuales de EE.UU. son menos restrictivas que las especificaciones de conformidad con el estándar europeo mencionadas anteriormente.

Los términos de rendimiento se definen con respecto a los cortes de punto de ebullición verdadero (TBP) y las siguientes definiciones se usan en los ejemplos:

| Componente:              | Corte TBP |
|--------------------------|-----------|
| Nafta:                   | <150°C    |
| Querosén:                | 150-260°C |
| Diésel pesado:           | 260-390°C |
| Diésel de gama completa: | 150-390°C |
| No convertido:           | >390°C    |

25 Los términos de conversión se definen a continuación. Los valores de alimentación y producto están expresados en %:

$$390^{\circ}\text{C} + \text{Conversión neta} = \text{Alimentación}_{390^{\circ}\text{C}+} - \text{Producto}_{390^{\circ}\text{C}+}$$

$$390^{\circ}\text{C} + \text{Conversión real} = (\text{Alimentación}_{390^{\circ}\text{C}+} - \text{Producto}_{390^{\circ}\text{C}+}) / \text{Alimentación}_{390^{\circ}\text{C}}$$

$$390^{\circ}\text{C} + \text{Conversión bruta} = 100 - \text{Producto}_{390^{\circ}\text{C}+}$$

**EJEMPLOS****Ejemplo 1:**

5 En este ejemplo, el sistema de separación líquido/vapor está integrado en el reactor de hidrotratamiento. Este ejemplo muestra cómo los diferentes intervalos de ebullición del efluente del reactor de hidrotratamiento se dividen en la evaporación instantánea en el dispositivo de salida y el tubo de salida en el sistema de separación líquido/vapor.

La temperatura y la presión del reactor de hidrotratamiento se muestran en las condiciones de inicio de funcionamiento en la Tabla 1 y las condiciones de fin de funcionamiento en la Tabla 2.

**Tabla 1**

| Presión = 87,5 bar g Temp. = 396°C | Nafta (C5-150°C) | Jet (150-260°C) | Diésel (260-390°C) | Gas oil (390°C +) |
|------------------------------------|------------------|-----------------|--------------------|-------------------|
| % en peso en fase de vapor         | 73,9             | 58,4            | 23,8               | 5,2               |
| % en peso en fase líquida          | 26,1             | 41,6            | 76,2               | 94,8              |

10 **Tabla 2**

| Presión = 87,5 bar g Temp. = 430°C | Nafta (C5-150°C) | Jet (150-260°C) | Diésel (260-390°C) | Gas oil (390°C +) |
|------------------------------------|------------------|-----------------|--------------------|-------------------|
| % en peso en fase de vapor         | 83,4             | 73,7            | 44,9               | 17,8              |
| % en peso en fase líquida          | 16,7             | 26,3            | 55,1               | 82,2              |

15 Los resultados muestran que la fase líquida contiene principalmente material del intervalo de ebullición de gas oil con algo de material diésel, pero solo una pequeña porción de jet y nafta. El material diésel del intervalo de ebullición del reactor de hidrotratamiento tiene un contenido de azufre relativamente alto y alta densidad y un alto contenido de monoaromáticos, por lo que es más adecuado como alimentación de FCC que como ULSD de alta calidad.

El proceso de la invención produce beneficios económicos sustanciales, como se ilustra en la Tabla 2.

**Ejemplo 2: (Comparativo)**

20 Este ejemplo muestra cómo la calidad del diésel a 260-390°C mejora con hidrocrqueo adicional cuando se compara con el hidrotratamiento de un HVGO solamente. Los resultados se muestran en la Tabla 3. El diésel a 260-390°C se produce a una presión de hidrógeno de 80 bar.

**Tabla 3**

| Propiedades                  | Efluente del hidrotratador | 37% de conversión en hidrocrqueador | 66% de conversión en hidrocrqueador |
|------------------------------|----------------------------|-------------------------------------|-------------------------------------|
| Azufre, ppm en peso          | 45                         | <10                                 | <10                                 |
| Gravedad específica          | 0,890                      | 0,881                               | 0,860                               |
| Índice de Cetano D-976       | 44,6                       | 46,7                                | 51,7                                |
| Aromáticos totales,% en peso | 46,2                       | 40,0                                | 31,6                                |

Los resultados en la Tabla 3 muestran que las cualidades de un HVGO mejoran con la conversión, a medida que disminuye la gravedad específica y aumenta el índice de cetano.

25 **Ejemplo 3 (Comparativo):**

30 Este ejemplo ilustra una comparación simplificada de un proceso de hidrocrqueo convencional a presión media y un proceso de hidrocrqueo a presión alta mediante un hidrocrqueador convencional, frente al proceso de la invención. Tanto en el MHC como en el proceso de la invención se usó el mismo nivel de presión. Se usó suficiente catalizador para alcanzar el nivel de azufre ULSD (10 ppm en peso). La Tabla 4 muestra el desempeño que puede lograrse mediante el proceso de la invención.

**Tabla 4**

| Tipo de proceso                                | Presión media HC | Presión parcial HC | Proceso de la invención |
|--|------------------|--------------------|-------------------------|
| Presión del reactor, barg                      | 100              | 160                | 100                     |
| Conversión bruta <sup>(1)</sup> , % vol.       | 30               | 30                 | 30                      |
| Rendimiento del diésel <sup>(2)</sup> , % vol. | 31,0             | 31,5               | 28,0                    |
| Azufre del diésel, ppm en peso                 | 10               | 10                 | 10                      |
| Densidad del diésel, kg/m <sup>3</sup>         | 875              | 845                | 845                     |
| Índice de Cetano, D-4737                       | 46               | 52                 | 47                      |
| Costo instalado total <sup>(3)</sup>           | 1,0              | 1,3                | 1,1                     |
| Demanda de hidrógeno                           | 1,0              | 1,8                | 1,3                     |

(1) 100 menos porcentaje en volumen de los fondos del fraccionador de alimentación de FCC

(2) Corte diésel de gama completa, TBP (verdadero punto de ebullición) 150-360°C

(3) Costo relativo a la unidad HC de presión media (sin incluir la generación de hidrógeno)

5 Los resultados que se muestran en la Tabla 4 indican que no es posible que un proceso de MHC produzca una densidad de diésel y calidad de Cetano equivalentes comparadas con el proceso de la invención. El aumento de la presión de hidrógeno para lograr una saturación aromática suficiente de modo que coincida con la densidad de diésel conseguida con la invención requiere una presión operativa aproximadamente 60% mayor para la unidad de hidrocrackeo convencional, como se muestra en los resultados de la Tabla 4.

10 Para una unidad que procesa 5.000 toneladas por día de carga total, se estima que el proceso de la invención permite ahorrar de 10 a 20 millones de euros en costes de capital si se compara con un hidrocrackeador de conversión parcial convencional de presión alta que produce la misma calidad de producto. El hidrógeno también se utiliza de manera más eficiente mediante el aparato de la invención, lo que permite un ahorro de 250.000 metros cúbicos normales de hidrógeno por día. Los ahorros anuales de costes operativos por la demanda de hidrógeno ascenderían a 2 a 3 millones de euros. Los costes de los servicios públicos se reducen en relación con la opción de hidrocrackeo a presión alta, principalmente como resultado de la disminución de la composición de hidrógeno y los requisitos de compresión de reciclaje.

## REIVINDICACIONES

1. Proceso de hidrocrqueo para convertir parcialmente una materia prima de hidrocarburo que comprende las siguientes etapas:

5 (a) el hidrot ratamiento de una materia prima hidrocarbonada con un gas rico en hidrógeno para producir una corriente de efluente hidrot ratado, que comprende una mezcla de líquido/vapor que se separa en una fase líquida y una fase de gaseosa, y

10 (b) en una etapa de evaporación instantánea (o evaporación flash), que es una destilación de etapa única en la que la corriente de efluente hidrot ratado que comprende una mezcla de líquido/vapor se separa en una porción de líquido y una porción de vapor más líquido y en la que no se requiere un cambio de presión, dividir la fase líquida en una porción de líquido controlada establecida por la conversión y una porción de líquido en exceso mediante la regulación del flujo de líquido controlado desde la etapa de separación con una válvula de control de flujo y combinar toda la fase gaseosa con la porción de líquido en exceso para formar una porción de vapor más líquido,

(c) el retiro de la porción de vapor más líquido por desbordamiento, y

15 (d) la separación posterior de una fracción líquida que contiene la alimentación para el craqueo catalítico de fluidos de la porción de líquido controlada de la etapa de evaporación instantánea y simultáneamente transferir la porción de vapor más líquido desde la etapa de evaporación instantánea a una etapa de hidrocrqueo para producir una fracción que contiene diésel, o

20 la transferencia de la porción de líquido controlada desde la etapa de evaporación instantánea a una etapa de hidrocrqueo para producir una fracción que contiene diésel y separar simultáneamente una fracción líquida que contiene la alimentación para el craqueo catalítico de fluidos de la porción de vapor más líquido de la etapa de evaporación instantánea.

25 2. Procedimiento de conformidad con la reivindicación 1, donde o bien la porción de vapor más líquido o bien la porción de líquido controlada se combinan con una segunda materia prima de hidrocarburo para proporcionar una alimentación para la etapa de hidrocrqueo.

30 3. Procedimiento de conformidad con la reivindicación 1, donde la porción de líquido controlada se hidrocrquea para producir una fracción que contiene diésel y la fracción que contiene la alimentación para el craqueo catalítico de fluidos se separa de la porción de vapor más líquido por enfriamiento, lavado y separación de fases en una corriente de vapor rica en hidrógeno, baja en amoníaco y sulfuro de hidrógeno y una corriente líquida de hidrocarburo que comprende la fracción que contiene alimentación de craqueo catalítico de fluidos.

4. Procedimiento de conformidad con la reivindicación 3, donde la corriente de vapor rica en hidrógeno, baja en amoníaco y sulfuro de hidrógeno se combina con la porción de líquido controlada y se hidrocrquea para producir una fracción que contiene diésel.

35 5. Proceso de conformidad con la reivindicación 1, donde la fracción que contiene la alimentación para el craqueo catalítico de fluidos se separa de la porción de líquido controlada por arrastre.

6. Procedimiento de conformidad con la reivindicación 3, donde la fracción que contiene la alimentación para el craqueo catalítico de fluidos se separa de la corriente líquida de hidrocarburo, que comprende la fracción que contiene la alimentación para el craqueo catalítico de fluidos por arrastre.

40 7. Aparato para un proceso de hidrocrqueo que comprende un reactor de hidrot ratamiento, que tiene uno o más lechos catalíticos y que tiene un sistema de separación líquido/vapor ubicado en el espacio libre corriente abajo del lecho o de los lechos catalíticos del reactor de hidrot ratamiento; el sistema de separación líquido/vapor comprende un dispositivo de salida para la eliminación del exceso de líquido por desbordamiento junto con el vapor y un tubo de salida para la eliminación de una porción de líquido controlada en un recipiente separador, el dispositivo de salida comprende una extensión de tubo por encima del fondo del recipiente de separación y un tubo de transferencia; la extensión del tubo cuenta con un deflector antitorbellino en el extremo abierto superior, el tubo de salida tiene un recipiente separador en el fondo, el tubo de salida cuenta con un deflector antitorbellino y con un elemento de control de flujo a través de una válvula de control de flujo, que se caracteriza porque el dispositivo de salida está conectado a través de un tubo de transferencia a un reactor de hidrocrqueo corriente abajo y el tubo de salida está conectado a través de un tubo de transferencia a un extractor o se caracteriza porque el dispositivo de salida está conectado a través de un tubo de transferencia a un extractor y el tubo de salida está conectado a través de un tubo de transferencia a un reactor de hidrocrqueo corriente abajo.

8. Aparato de conformidad con la reivindicación 7, donde el recipiente separador está integrado en el reactor de hidrot ratamiento corriente abajo del último lecho catalítico de uno o más lechos catalíticos.

55 9. Aparato de conformidad con la reivindicación 7, donde el recipiente separador está situado corriente abajo del reactor de hidrot ratamiento.

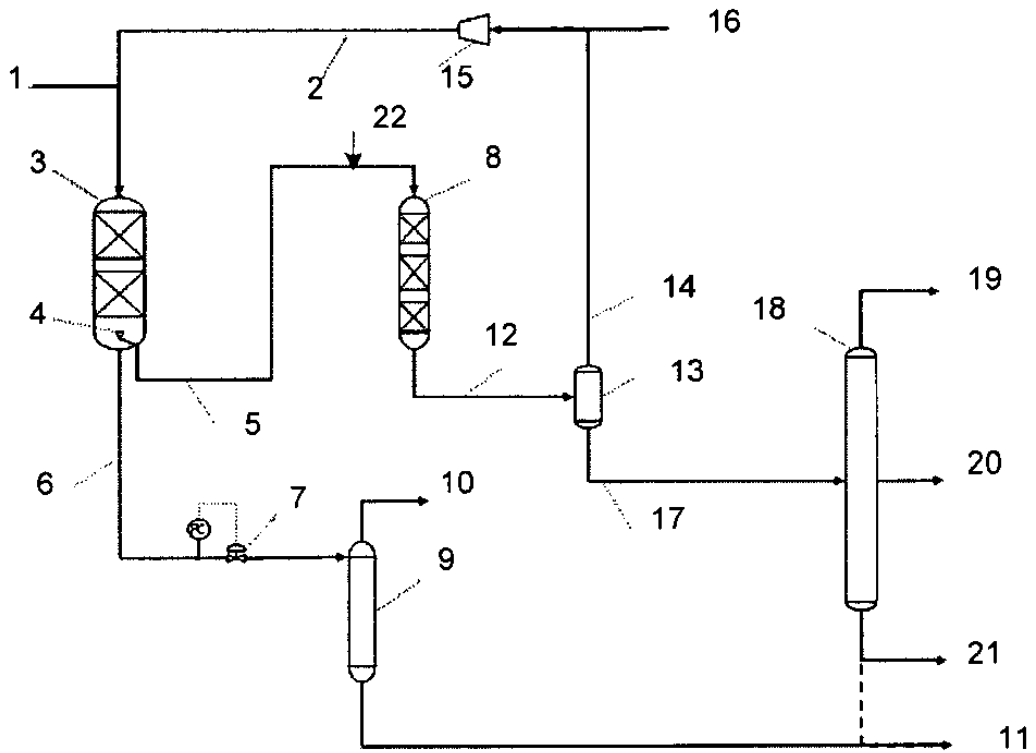


Fig. 1

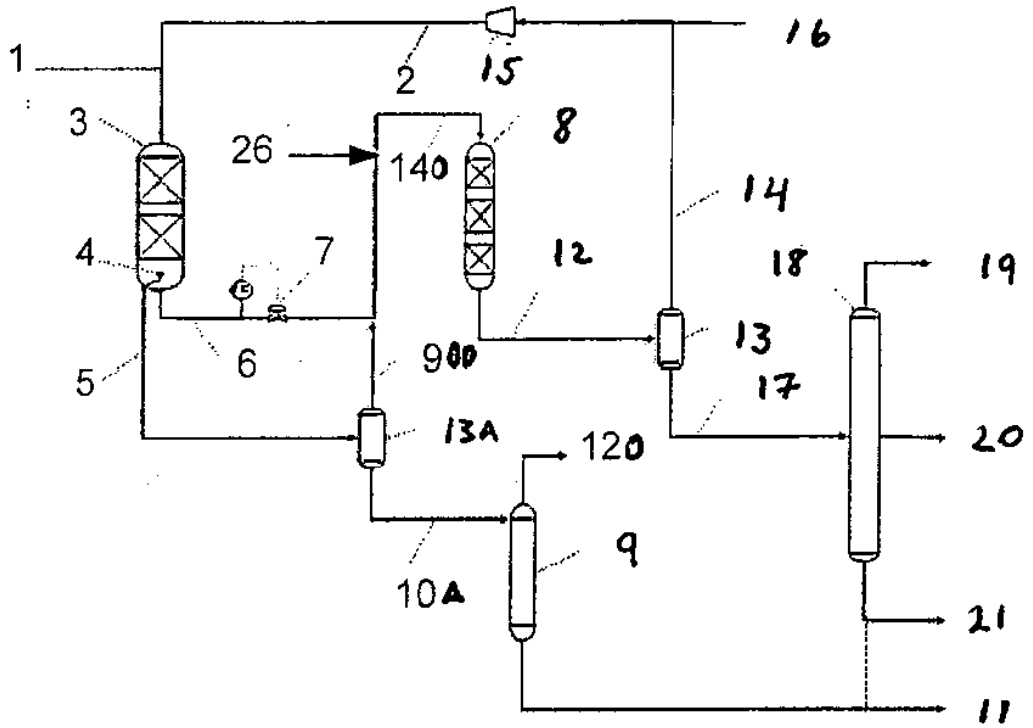


Fig. 2

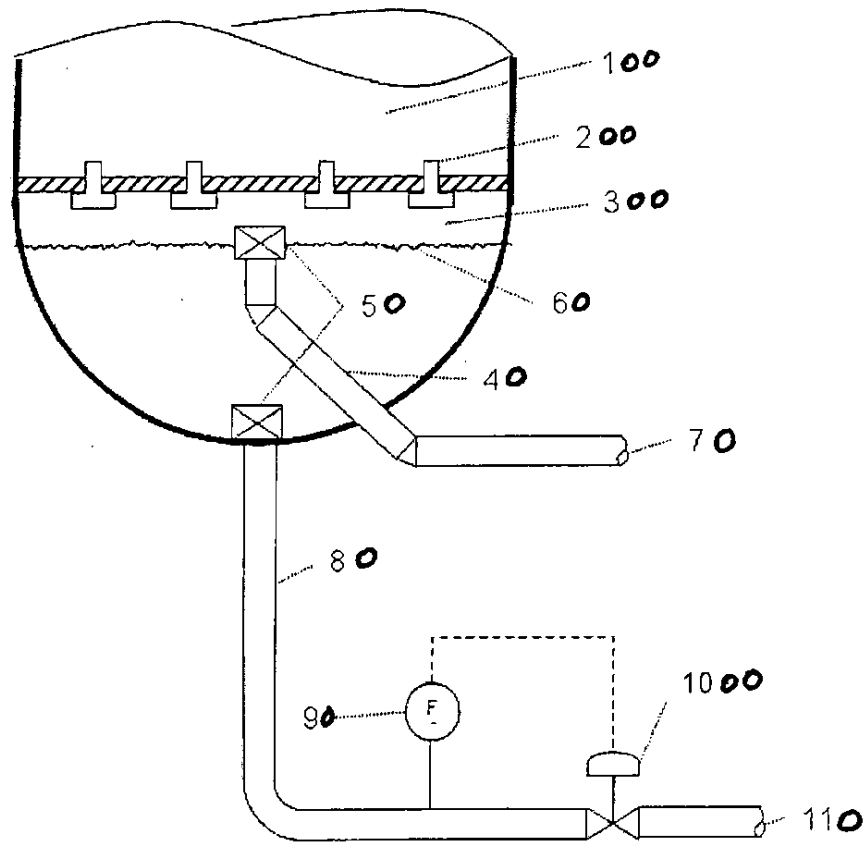


Fig. 3

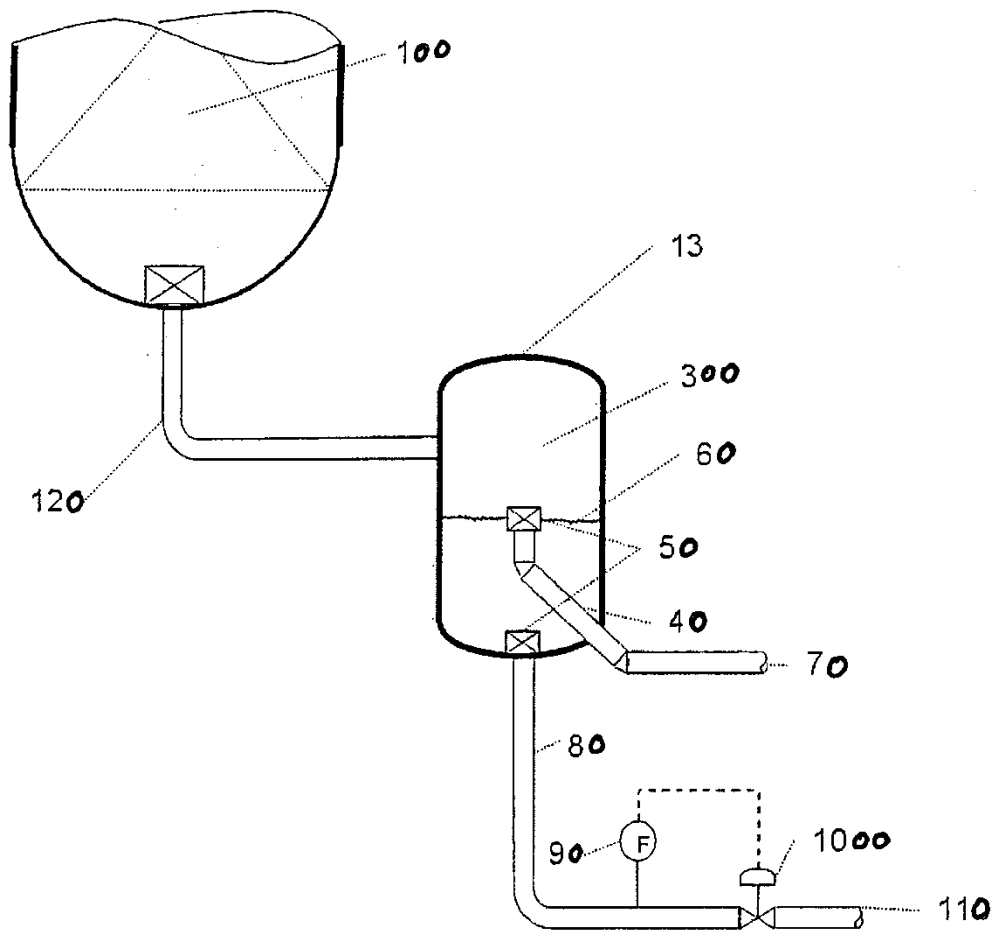


Fig. 4