

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 630 118**

51 Int. Cl.:

C10G 45/02 (2006.01)
C10G 47/26 (2006.01)
C10G 49/12 (2006.01)
C10G 65/12 (2006.01)
C10G 65/14 (2006.01)
C10G 65/16 (2006.01)
C10G 7/00 (2006.01)
C10G 7/06 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **04.07.2014** **PCT/IB2014/062855**
87 Fecha y número de publicación internacional: **08.01.2015** **WO15001520**
96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **04.07.2014** **E 14744193 (5)**
97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **05.04.2017** **EP 3017020**

54 Título: **Procedimiento para el refinado de petróleo crudo**

30 Prioridad:

05.07.2013 IT MI20131137

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
18.08.2017

73 Titular/es:

ENI S.P.A. (100.0%)
Piazzale E. Mattei 1
00144 Rome, IT

72 Inventor/es:

BELLUSSI, GIUSEPPE;
PICCOLO, VINCENZO;
MALANDRINO, ALBERTO MARIA ANTONIO;
FABIO, VALENTINA y
RISPOLI, GIACOMO FERNANDO

74 Agente/Representante:

ELZABURU, S.L.P

ES 2 630 118 T3

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

DESCRIPCIÓN

Procedimiento para el refinado de petróleo crudo

La presente invención se refiere a un procedimiento para el refinado de petróleo crudo que comprende el uso de una cierta unidad de hidroconversión. Más específicamente, se refiere a un procedimiento que permite que sea optimizada la conversión de la materia prima de una refinería equipada con una unidad de coquización (o una unidad de viscorreducción), aprovechando las instalaciones ya presentes en la refinería, permitiendo su transformación en destilados solamente, evitando la sub-producción de coque, mediante la inserción de una unidad de hidroconversión que sustituye a la unidad de coquización (o la unidad de viscorreducción).

Las refinerías actuales fueron concebidas a partir de demandas que se generaron en el siglo pasado antes y después de la Segunda Guerra Mundial y evolucionaron considerablemente a partir de los años 1950-1960, cuando el aumento significativo de la solicitud de movilidad causó un rápido aumento en la demanda de gasolina. Por lo tanto, se desarrollaron dos esquemas de refinado, uno llamado esquema de ciclo sencillo o Hydroskimming y un esquema de ciclo complejo ("La raffinazione del petrolio", (Oil refining), Carlo Giavarini and Alberto Girelli, Editorial ESA, 1991). En ambos esquemas, las operaciones primarias son las mismas: el petróleo crudo es pretratado (filtración, desalinización), y después es enviado a la sección de destilación primaria. En esta sección, el petróleo crudo se alimenta primero a una columna de destilación a presión atmosférica (Topping) que separa los destilados más ligeros, mientras que el residuo atmosférico se transfiere a una columna de destilación sub-atmosférica (Vacío) que separa los destilados pesados del residuo de vacío. En el esquema de ciclo sencillo, el residuo de vacío se utiliza sustancialmente para la producción de bitúmenes y fuel oil. El esquema del ciclo complejo se concibió para convertir adicionalmente el depósito de barril en destilados y para maximizar la producción de gasolina y su contenido en octanos. Se añadieron entonces unidades para promover la conversión de las fracciones más pesadas (diferentes tecnologías de craqueo catalítico, craqueo térmico, viscorreducción, coquización) junto con unidades para promover la producción de gasolina con un contenido máximo en octanos (craqueo catalítico fluido, reforma, isomerización, alquilación).

Con respecto al período en que se concibieron estos esquemas, ha habido una enorme variación en el panorama circundante. El aumento en el precio de los petróleos crudos y las necesidades medioambientales están presionando hacia un uso más eficiente de los recursos fósiles. El fuel oil, por ejemplo, ha sido sustituido casi en su totalidad por gas natural en la producción de energía eléctrica. Es necesario, por lo tanto, reducir o eliminar la producción de las fracciones más pesadas (fuel oil, bitúmenes, coque) y aumentar la conversión a destilados medios, favoreciendo la producción de gasóleo para motores diésel, cuya demanda, especialmente en Europa, ha sobrepasado la solicitud de gasolina. Otros factores importantes de cambio consisten en el deterioro progresivo de la calidad de los petróleos crudos disponibles y en un aumento de la calidad de los combustibles para vehículos, impuesto por la evolución regulatoria para reducir el impacto medioambiental. La presión de estos requerimientos ha provocado un incremento adicional en la complejidad de las refinerías con la adición de nuevas tecnologías de conversión forzadas: hidrocraqueo a mayor presión, tecnologías de gasificación de los residuos pesados acopladas con el uso de ciclos combinados para la producción de energía eléctrica, tecnologías para la gasificación o combustión de coque orientadas hacia la producción de energía eléctrica.

El aumento de la complejidad ha llevado a un aumento de la eficiencia de conversión, pero ha aumentado los consumos de energía y ha hecho más difíciles los controles operativos y medioambientales. Por lo tanto, se deben encontrar nuevos esquemas de refinado que, aunque satisfagan las nuevas demandas, permitan una recuperación de la eficiencia y de la simplicidad operativa.

La figura 1 muestra un esquema de bloques simplificado típico de una refinería de coquización que proporciona una línea de destilación atmosférica (Topping) (T) alimentada con petróleos crudos ligeros y/o pesados (FEED CDU).

Se obtiene un residuo atmosférico pesado (RA) del Topping, el cual se envía a la columna de destilación sub-atmosférica (Vacío) (V), corrientes líquidas (HGO), (LGO), (Kero), (WN) y corrientes gaseosas (LPG).

Se obtiene un residuo pesado (RV) del Vacío, el cual se envía a la unidad de coquización, junto con dos corrientes líquidas (HVGO), (LVGO).

Se obtiene un residuo pesado (coque) de la unidad de coquización, junto con tres corrientes líquidas (gasóleo pesado procedente de la coquización (CkHGO), nafta (CkN) y gasóleo ligero procedente de la coquización (CkLGO) y una corriente gaseosa (Gas).

La corriente líquida de nafta (CkN) se une con la corriente de nafta total (WN) procedente del Topping, y posiblemente con al menos parte de la nafta procedente de las desulfuraciones (HDS/HDC) (HDS2) (HDS1) y se alimenta a una unidad de desulfuración (HDS3) y una unidad reformadora (REF) de nafta con la producción de Gas, C5, LPG, nafta desulfurada (WN des) y gasolina reformada (Rif).

El gasóleo pesado (CkHGO) producido a partir de la unidad de coquización, la corriente HGO procedente del Topping y la corriente HVGO procedente del Vacío, se alimentan a una unidad de hidrodesulfuración o de hidrocraqueo de gasóleos pesados (HDS/HDC) a partir de la cual se obtienen dos corrientes gaseosas (Gas, H₂S)

junto con tres corrientes líquidas (Nafta, LGO, fondo HDS), de las cuales la corriente más pesada (fondo HDS) es sometida posteriormente a craqueo catalítico (FCC) con la producción de Gas, LPG y LGO.

Además del coque, otro subproducto consiste en el fuel oil producido principalmente como producto de fondo de FCC (fondo FCC) y de vacío.

- 5 La corriente líquida (CkLGO) producida por la unidad de coquización se alimenta a una unidad de hidrodesulfuración de gasóleos medios (HDS2) a partir de la cual se obtienen dos corrientes gaseosas (Gas, H₂S) junto con dos corrientes líquidas (Nafta, GO des).

10 Las corrientes líquidas (Kero, LGO) obtenidas en el Topping se envían a una unidad de hidrodesulfuración de gasóleos ligeros (HDS1), a partir de la cual se obtienen dos corrientes gaseosas (Gas, H₂S) junto con dos corrientes líquidas (Nafta, GO des).

15 Un esquema de refinería de coquización tiene problemas considerables relacionados no sólo con el impacto medioambiental del subproducto coque, que es siempre más difícil de colocar, igual que el otro subproducto de fuel oil, sino también con la flexibilidad de producción en relación con el tipo de petróleo crudo. En un escenario variable de precios y disponibilidad de petróleos crudos, es importante que una refinería tenga la capacidad de responder con flexibilidad, en relación a las características de la materia prima.

20 El documento US2005/0241993 describe un método para el hidroprocesado de las materias primas de petróleo pesado que comprende introducir una alimentación inicial en una torre de destilación, enviando una fracción líquida de ebullición más alta a un reactor en fase de suspensión en presencia de hidrógeno y de un catalizador coloidal, separando en un separador caliente los gases y líquidos volátiles procedentes de una fracción líquida de ebullición más alta, que se introduce en una torre de vacío y tratando después los gases y los líquidos volátiles en un hidrorreactor de alimentación mixta.

25 En los últimos veinte años, se han realizado importantes esfuerzos para desarrollar tecnologías de hidrocrqueo capaces de convertir completamente los petróleos crudos pesados y los residuos de la destilación subatmosférica en destilados, evitando la coproducción de fuel oil y de coque. Un resultado importante en esta dirección se obtuvo con el desarrollo de la tecnología EST (Eni Slurry Technology) descrita en las siguientes solicitudes de patentes:

IT - M195A001095, IT - M12001A001438,

IT - M12002A002713, IT - M12003A000692,

IT - M12003A000693, IT - M12003A002207,

IT-M12004A002445, IT-M12004A002446,

30 IT-M12006A001512, IT-M12006A001511,

IT - M12007A001302, IT - M12007A001303,

IT-M12007A001044, IT-M12007A1045,

IT-M12007A001198, IT-M12008A001061.

35 Con la aplicación de esta tecnología, es de hecho posible alcanzar el resultado deseado de conversión total de las fracciones pesadas en destilados.

40 Se ha encontrado ahora que, sustituyendo sustancialmente la unidad de coquización (o secciones alternativas de conversión de craqueo catalítico, craqueo térmico, viscorreducción) con una sección de hidroconversión hecha de acuerdo con dicha tecnología EST, se puede obtener un nuevo esquema de refinería que, aunque permite la conversión total del petróleo crudo, es mucho más sencillo y ventajoso desde un punto de vista operativo, medioambiental y económico.

La aplicación del procedimiento reivindicado permite una reducción en el número de operaciones unitarias, tanques de almacenamiento de las materias primas y productos semi-elaborados y consumos, además de un aumento en los márgenes de refinado con respecto a una refinería moderna, utilizada como referencia.

45 Entre los diversos esquemas de la tecnología EST, se recomiendan especialmente los descritos en las solicitudes de patente IT-MI2007A001044 e IT-MI2007A1045, que hacen posible operar fácilmente a temperaturas más altas y con la producción de destilados en fase de vapor, dando a la refinería de ex-coquización una alta flexibilidad en la mezcla de petróleos crudos ligeros y pesados. Esto evita la producción de coque y minimiza el fuel oil, aumentando al máximo la producción de destilados medios y reduciendo o anulando la fracción de gasolina.

50 El uso de la tecnología descrita en las solicitudes de patente IT-MI2007A001044 e IT-MI2007A1045 permite que se pueda calibrar la temperatura de reacción (en una media de 10-20 °C más con respecto a la tecnología de primera

generación), en relación con la composición de la materia prima, gracias a la posibilidad de extraer todos los productos en fase de vapor de la sección de reacción, manteniendo o reciclando directamente las fracciones líquidas no convertidas en el reactor. La mezcla gaseosa hidrogenante, alimentada en forma de corriente primaria y secundaria, al reactor de columna de burbujas, actúa también como agente de desprendimiento para los productos en fase de vapor. Esta tecnología hace posible operar a altas temperaturas (445-450 °C), en el caso de mezclas de petróleo crudo pesado, evitando la circulación aguas abajo, hacia la unidad de vacío, de corrientes de líquidos residuales extremadamente pesadas que son por lo tanto muy difíciles de tratar: de hecho, requieren altas temperaturas de punto de fluidez que, sin embargo, conducen a la formación indeseada de coque, en volúmenes de plantas donde no hay gas hidrogenante. Alternativamente, cuando el escenario lo hace conveniente, la misma planta, que también puede funcionar a temperaturas más bajas (415-445 °C), puede tratar también petróleos crudos menos pesados o más ligeros. Por lo tanto, este ciclo de procedimiento permite minimizar la fracción del corte a 350+ en los productos, que consiste, por lo tanto, en 350- solamente.

La tecnología EST, insertada en una refinería de ex-coquización (o de ex-viscorreducción), permite la optimización para producir destilados medios, excluyendo simplemente las unidades de coquización y reorganizando/reconvirtiendo las restantes unidades del proceso. La línea de producción de gasolina (FCC, reforma, MTBE, alquilación) se puede mantener alternativamente desactivada o activada cuando la situación del mercado lo requiera, en relación con las demandas de gasolinas.

El procedimiento, objeto de la presente invención, para el refinado de petróleo crudo comprende las siguientes etapas:

- alimentar el petróleo crudo a una o más unidades de destilación atmosférica para separar distintas corrientes;
- alimentar el residuo o residuos pesados separados en la unidad o unidades de destilación atmosférica, a la unidad de destilación subatmosférica, separando al menos dos corrientes líquidas;
- alimentar el residuo de vacío separado en la unidad de destilación subatmosférica a la unidad de conversión que comprende al menos un reactor de hidroconversión en fase de suspensión, al cual se alimenta hidrógeno o una mezcla de hidrógeno o H₂S en presencia de un catalizador de hidrogenación dispersado adecuado, con dimensiones que varían de 1 nanómetro a 30 micras para obtener un producto en fase de vapor, que se somete a una o más etapas de separación obteniendo fracciones tanto en fase de vapor como en fase líquida, y un subproducto en fase de suspensión;
- alimentar la fracción separada más ligera obtenida en la unidad de destilación subatmosférica a una unidad de hidrodesulfuración de gasóleos ligeros (HDS1);
- alimentar la fracción líquida separada en la unidad de hidroconversión, que tiene un punto de ebullición superior a 350 °C, a una unidad de hidrodesulfuración y/o de hidrocrackeo de gasóleos pesados (HDS/HDC);
- alimentar la fracción líquida separada en la unidad de hidroconversión, que tiene un punto de ebullición que varía de 170 a 350 °C, a una unidad de hidrodesulfuración de gasóleos medios (HDS2);
- alimentar la fracción líquida separada en la unidad de hidroconversión, que tiene un punto de ebullición que varía desde el punto de ebullición de los productos C5 hasta 170 °C, a una unidad de desulfuración de nafta (HDS3);
- alimentar la corriente líquida separada en la unidad de destilación atmosférica, que tiene un punto de ebullición que varía desde el punto de ebullición de los productos C5 hasta 170 °C, a dicha unidad de desulfuración de nafta (HDS3);

caracterizado porque la unidad de hidroconversión comprende, además de uno o más reactores de hidroconversión en fase de suspensión, un separador, al que se envía el residuo en suspensión, seguido por un segundo separador, un extractor atmosférico y una unidad de separación.

El catalizador de hidrogenación dispersado se basa en sulfuro de Mo o W, se puede formar *in situ*, partiendo de un precursor soluble en petróleo descomponible, o *ex situ* y posiblemente puede contener adicionalmente uno o más de otros metales de transición.

Se obtiene un producto preferiblemente en fase de vapor en la unidad de hidroconversión que comprende al menos un reactor de hidroconversión, que se somete a separación para obtener fracciones en fase de vapor y en fase líquida.

La fracción más pesada separada en fase líquida obtenida en esta unidad de conversión preferiblemente se recicla al menos parcialmente, a la unidad de destilación subatmosférica.

La fracción separada más ligera obtenida en la unidad de destilación subatmosférica y la fracción líquida separada en la unidad de hidroconversión, que tiene un punto de ebullición que varía de 170 a 350 °C, se puede alimentar preferiblemente a la misma unidad de hidrodesulfuración de gasóleos ligeros o medios HDS1/HDS2).

5 Una unidad de reforma (REF) puede estar preferiblemente presente aguas abajo de la unidad de desulfuración de nafta (HDS3).

Las corrientes separadas en la unidad de destilación subatmosférica son preferiblemente tres, y el tercer vapor, que tiene un punto de ebullición que varía de 350 a 540 °C, es alimentado a la unidad de hidrodesulfuración y/o de hidrocrackeo de gasóleos pesados (HDS/HDC).

10 La fracción más pesada obtenida aguas abajo de la segunda unidad de hidrodesulfuración se puede enviar a una unidad FCC.

15 La unidad de hidroconversión puede comprender, además de uno o más reactores de hidroconversión en fase de suspensión a partir de los cuales se obtiene un producto en fase de vapor y un residuo en suspensión, una sección de tratamiento y separación de gas/líquido a la que se envía el producto en fase de vapor, un separador, al que se envía el residuo en suspensión, seguido por un segundo separador, un extractor atmosférico y una unidad de separación.

20 La unidad de hidroconversión puede comprender también posiblemente una unidad de vacío o más preferiblemente una unidad de vacío multifunción, aguas abajo del extractor atmosférico, caracterizada por dos corrientes en la entrada, de las cuales una corriente que contiene sólidos, es alimentada a diferentes niveles y cuatro corrientes en la salida: una corriente gaseosa en la cabeza, una corriente lateral (350-500 °C), que puede ser enviada a una unidad de desulfuración o hidrocrackeo, un residuo más pesado que forma la corriente reciclada hacia el reactor EST (450+ °C) y, en el fondo, una torta muy concentrada (30-33 % de sólidos). De esta manera, a partir de dos alimentaciones distintas y en presencia de vapor, se puede concentrar la purga y se puede producir la corriente reciclada hasta el reactor EST, en un solo aparato.

25 En adición a los gases, se pueden obtener una corriente líquida más pesada, una corriente líquida intermedia, que tiene un punto de ebullición inferior a 380 °C y una corriente que contiene sustancialmente agua ácida, a partir de la sección de tratamiento y separación de gas/líquido, siendo enviada la corriente más pesada preferiblemente al segundo separador aguas abajo del reactor o reactores de hidroconversión y siendo enviada la corriente líquida intermedia a la unidad de separación aguas abajo del extractor atmosférico.

30 Un residuo líquido pesado se separa preferiblemente de una corriente gaseosa en el primer separador, una corriente líquida y una segunda corriente gaseosa se separan en el segundo separador, alimentado por la corriente líquida más pesada obtenida en la sección de tratamiento y separación de gas/líquido, estando la corriente gaseosa que procede del primer separador o bien unida a dicha segunda corriente gaseosa o bien alimentada al segundo separador, siendo ambas dichas corrientes que salen del segundo separador alimentadas al extractor atmosférico, en puntos a diferentes alturas, obteniéndose, a partir de dicho extractor atmosférico, una corriente líquida más pesada y una corriente líquida más ligera que se alimenta a la unidad de separación, con el fin de obtener al menos tres fracciones, de las cuales una, la fracción más pesada que tiene un punto de ebullición superior a 350 °C, es enviada a la unidad de hidrodesulfuración y/o de hidrocrackeo de gasóleos pesados (HDS/HDC), una que tiene un punto de ebullición que varía de 170 a 350 °C, una que tiene un punto de ebullición que varía desde el punto de ebullición de los productos C₅ hasta 170 °C.

40 Si la unidad de vacío multifunción está presente, tanto el residuo pesado separado en el primer separador como la corriente líquida más pesada separada en el extractor atmosférico se alimentan preferiblemente a diferentes niveles a dicha unidad, obteniendo, además de una corriente gaseosa, un residuo más pesado que se recicla al reactor o reactores de hidroconversión y una corriente líquida más ligera, con un punto de ebullición superior a 350 °C, que se envía a la unidad de hidrodesulfuración y/o de hidrocrackeo de gasóleos pesados (HDS/HDC).

45 El reactor o reactores de hidroconversión utilizados se hacen funcionar preferiblemente bajo presión de hidrógeno o una mezcla de hidrógeno y sulfuro de hidrógeno, variando de 100 a 200 atmósferas, dentro de un intervalo de temperatura de 400 a 480 °C.

50 La presente invención se puede aplicar a cualquier tipo de reactor de hidrocrackeo, tal como un reactor de tanque en agitación o preferiblemente una torre de burbujeo de suspensión. La torre de burbujeo de suspensión, preferiblemente del tipo de acumulación de sólidos (descrita en la solicitud de patente anterior IT-MI2007A001045), está equipada con un circuito de reflujo mediante el cual los productos de hidroconversión obtenidos en fase de vapor se condensan parcialmente y el condensado se vuelve a enviar a la etapa de hidrocrackeo. De nuevo, en el caso del uso de una torre de burbujeo de suspensión, es preferible que el hidrógeno sea alimentado a la base del reactor a través de un aparato adecuadamente diseñado (distribuidor en uno o más niveles) para obtener la mejor distribución y la dimensión media más conveniente de las burbujas de gas y, en consecuencia, un régimen de agitación que es tal que garantiza las condiciones de homogeneidad y un control de temperatura estable incluso cuando se opera en presencia de altas concentraciones de sólidos, producidos y generados por la carga tratada, cuando se opera en acumulación de sólidos. Si la corriente de asfalto obtenida después de la separación de la

fase de vapor se somete a destilación para la extracción de los productos, las condiciones de extracción deben ser tales como para que refluyan los cortes pesados para obtener el grado de conversión deseado.

Las condiciones de operación preferidas de las otras unidades utilizadas son las siguientes:

- 5 • para la unidad de hidrodesulfuración de los gasóleos ligeros (HDS1), la temperatura varía de 320 a 350 °C y la presión varía de 40 a 60 kg/cm², más preferiblemente de 45 a 50 kg/cm²;
- para la unidad de hidrodesulfuración de los gasóleos medios (HDS2), la temperatura varía de 320 a 350 °C y la presión varía de 50 a 70 kg/cm², más preferiblemente de 65 a 70 kg/cm²;
- para la unidad de hidrodesulfuración o hidrocrackeo de gasóleos pesados (HDS/HDC), la temperatura varía de 310 a 360 °C y la presión varía de 90 a 110 kg/cm²;
- 10 • para la unidad de desulfuración (HDS3), la temperatura varía de 260 a 300 °C y la temperatura de la unidad de reforma de nafta (REF) varía de 500 a 530 °C.

Se proporcionan ahora algunas realizaciones preferidas de la invención, con la ayuda de las figuras adjuntas 2-4, que no se debe considerar que representan una limitación del alcance de la propia invención.

- 15 La figura 2 ilustra el esquema de refinería basado en la tecnología EST en el que sustancialmente la unidad de coquización del esquema de la figura 1 está sustituida por la unidad de hidroconversión (EST).

Otras diferencias consisten en enviar la corriente LVGO que sale del Vacío (V) a la sección de hidrodesulfuración (HDS1).

- 20 Se extrae una purga (P) de la unidad de hidroconversión (EST), a la vez que se obtiene una corriente de gas fuel (FG), junto con una corriente LPG, una corriente de H₂S, una corriente que contiene NH₃, una corriente de nafta, una corriente de gasóleo (GO) y una corriente que tiene un punto de ebullición superior a 350 °C (350+).

Parte de la fracción más pesada obtenida puede ser reciclada (Ric) al Vacío (V).

La corriente GO se alimenta a la unidad de hidrodesulfuración de los gasóleos medios (HDS2).

La corriente de 350+ se alimenta a la unidad de hidrodesulfuración o de hidrocrackeo de los gasóleos pesados (HDS/HDC).

- 25 La corriente de nafta se alimenta a la unidad de desulfuración (HDS3) y a la unidad de reforma de nafta (REF).

La figura 3 y la figura 4 ilustran dos esquemas alternativos detallados para la unidad de hidroconversión (EST) utilizada en la figura 2 en la que la diferencia sustancial se refiere a la ausencia (figura 3) o a la presencia (figura 4) de la unidad de vacío multifunción.

- 30 En la figura 3, el residuo de vacío (RV), H₂ y el catalizador (combinación Ctz) se envían al reactor o reactores de hidroconversión (R-EST). Se obtiene un producto en fase de vapor en la cabeza, el cual se envía a la sección de tratamiento y separación de gas/líquido (GT + GLSU). Esta sección permite la purificación de la corriente gaseosa saliente y la producción de corrientes líquidas libres de la fracción 500+ (fondo del separador de tres fases). Las corrientes líquidas continúan con el tratamiento en las unidades posteriores de separación de líquidos, mientras que las corrientes gaseosas se envían a recuperación de gas (Gas), recuperación de hidrógeno (H₂) y reducción de H₂S (H₂S).

- 35 Se obtiene un residuo pesado en el fondo del reactor, que se envía a un primer separador (SEP 1), cuyo producto de fondo forma la purga (P), que generará la torta, mientras que la corriente en la cabeza se envía a un segundo separador (SEP 2), alimentado también por la corriente líquida más pesada (170+), (que tiene un punto de ebullición superior a 170 °C), obtenida en la sección de tratamiento y separación de gas/líquido, separando dos corrientes, una gaseosa, la otra líquida, enviadas ambas, en puntos a diferentes alturas, a un extractor atmosférico (AS) operado con vapor.

- 40 Una corriente (Ric) sale del fondo de dicho extractor, la cual es reciclada al reactor o reactores (Ric-R) y/o a la columna de Vacío (Ric-V) y una corriente sale de la cabeza, la cual es enviada a una unidad de separación (SU) alimentada también por otra corriente líquida (500-), que tiene un punto de ebullición inferior a 500 °C, obtenida en la sección de tratamiento y separación de gas/líquido.
- 45 Se obtienen las corrientes (350+) de gasóleo, nafta, LPG, agua ácida (SW) de dicha unidad de separación (SU).

En la figura 4, el residuo pesado se envía de nuevo a un primer separador (SEP 1), cuyo producto de fondo se envía a una unidad de vacío multifunción (VM), mientras que sólo la corriente más pesada obtenida en la sección de tratamiento y separación de gas/líquido se envía al segundo separador (SEP 2). Se obtienen dos corrientes del

segundo separador, de las cuales la corriente más pesada se une con la corriente más ligera separada en el primer separador, y se alimentan ambas al extractor atmosférico en puntos a diferentes alturas.

Mientras que la corriente de cabeza separada del extractor atmosférico es enviada a la unidad de separación como en el esquema anterior, la corriente del fondo es alimentada a la unidad de vacío multifunción (VM).

- 5 Se obtiene una corriente gaseosa (Gas) a partir de dicha unidad, junto con una corriente líquida que tiene un punto de ebullición superior a 350 °C (350+), una corriente más pesada (Ric), que se recicla al reactor de hidroconversión, además de una purga en la forma de una torta.

Ejemplos

- 10 A continuación, se proporcionan algunos ejemplos que ayudan a definir mejor la invención sin limitar su alcance. Se ha tomado como referencia una refinería real moderna de ciclo complejo, optimizada a lo largo de los años para alcanzar la conversión total de la materia prima.

La optimización de la función objetivo se realizó para cada esquema analizado, considerada como la diferencia entre los ingresos obtenidos por la introducción de los productos en el mercado - $\sum(P_i * W_i)$ - y los costes relacionados con la compra de la materia prima - $\sum(C_{RM} * W_{RM})$:

- 15 Func. Obj. = $\sum(P_i * W_i) - \sum(C_{RM} * W_{RM})$

en donde:

- P_i y W_i son los precios y las tasas de flujo de los productos que salen de la refinería;
- C_{RM} y W_{RM} son los costes (€/ton) y las tasas de flujo (ton/m) de las materias primas.

- 20 Para tener un uso mejor y una lectura más efectiva de la respuesta del modelo, se ha definido un índice – EPI - Índice de Rendimiento Económico, como la relación entre el valor de la función objetivo, de cada caso individual, con respecto a un caso base (caso base), seleccionado como referencia, multiplicada por 100.

$$EPI = \frac{[\text{Func. Obj. (i)}] * 100}{[\text{Func. Obj. (caso base)}]}$$

25

El caso base seleccionado es aquel que representa la refinería en su configuración estándar.

- 30 La Tabla 1 proporciona, para una materia prima de 25 ° API (3,2 % de S) y maximizando la capacidad total de la refinería, una comparación entre el caso base de referencia en el que se producen nafta, gasóleo, gasolina y coque, el caso en el que la tecnología EST sustituye a la coquización (coque y gasolina son nulos), y el caso en que se producen destilados medios y también gasolina. Se puede observar que la ventaja económica aumenta progresivamente (véase EPI, Índice de Rendimiento Económico). La tabla indica también los rendimientos que se pueden obtener cuando la capacidad de la refinería es máxima (100 %).

- 35 La Tabla 2 indica, para una materia prima más pesada (23° API y 3,4 S) y maximizando la capacidad total de la refinería, el efecto sobre el ciclo de la refinería. También en este caso, se confirma una mejora debida a la inserción de EST.

La Tabla 3 indica, para una materia prima aún más pesada (21° API y 3,6 % de S), el caso en el que la capacidad EST se limita a una planta con dos líneas de reacción. El efecto es siempre ventajoso con respecto al caso con coquización. Incluso si la capacidad de la refinería no es máxima (81,8 %), el valor EPI es más alto que en el caso estándar de la Tabla 1, gracias a la inserción de EST (101 %) y EST + FCC (109 %).

- 40 La Tabla 4 indica, para una materia prima de 21° API y 3,6 % de S, el caso en que el efecto de mejora para EST se incrementa si la fracción más pesada producida por EST (véase la figura 3) se recicla al vacío de la refinería existente. Para una capacidad de refinería reducida, el valor económico va aumentando el EPI de 111 % a 119 % para EST y EST + FCC, respectivamente.

ES 2 630 118 T3

Tabla 1

Mezcla de crudo completo		Caso base			
		EST		EST+FCC	
Capacidad de la refinería = 100 %		EPI*	100,00 ⁽¹⁾	144,36	159,44
API	% SUL	Productos	% en peso sobre alimentación de crudo	% en peso sobre alimentación de crudo	% en peso sobre alimentación de crudo
24,54	3,18	LPG	3,75	1,86	4,31
		Nafta	10,20	15,20	15,81
		Gasolina	21,58	0,00	12,32
		Gasóleo	44,01	50,36	57,14
		Coque	16,31	0,00	0,00
		Azufre/H ₂ SO ₄	4,15	6,23	6,53
		C5	0,00	3,09	3,06
		EST de purga	0,00	0,58	0,62
		Fondo HDS	0,00	22,49	0,00
		NH ₃	0,00	0,19	0,20

⁽¹⁾ Caso Base: Configuración de la refinería STD con alimentación de mezcla completa de petróleos crudos y capacidad máxima

* Índice de Rendimiento Económico previsto como % de variación de la Func. Obj. con respecto al caso base (1)

Tabla 2

Mezcla de crudo pesado		Caso base			
		EST		EST+FCC	
Capacidad de la refinería = 100 %		EPI*	116,91	137,65	160,34
API	% SUL	Productos	% en peso sobre alimentación de crudo	% en peso sobre alimentación de crudo	% en peso sobre alimentación de crudo
23,35	3,37	LPG	3,51	1,65	4,25
		Nafta	10,55	13,60	13,81
		Gasolina	19,70	0,00	13,65
		Gasóleo	44,38	48,54	57,73
		Coque	17,58	0,00	0,00
		Azufre/H ₂ SO ₄	4,28	6,24	6,72
		C5	0,00	2,39	2,85
		EST de purga	0,00	0,74	0,80
		Fondo HDS	0,00	26,66	0,00
		NH ₃	0,00	0,19	0,20

* Índice de Rendimiento Económico previsto como % de variación de la Func. Obj. con respecto al caso base (1)

Tabla 3

Mezcla de crudo pesado		Caso base	EST	EST+FCC
EST conf. sin reciclado a vacío		75,73	101,32	109,03
Capacidad de la refinería = 81,8 %		Productos	% en peso sobre alimentación de crudo	% en peso sobre alimentación de crudo
API	% SUL	LPG	3,36	1,58
21,21	3,58	Nafta	7,90	13,81
		Gasolina	22,08	0,00
		Gasóleo	45,85	48,07
		Coque	15,68	0,00
		Azufre/H ₂ SO ₄	3,10	6,69
		C5	2,03	2,81
		EST de purga	0,00	0,70
		Fondo HDS	0,00	26,16
		NH ₃	0,00	0,18
				4,39
				14,11
				14,31
				56,25
				0,00
				7,00
				2,99
				0,75
				0,00
				0,19

* Índice de Rendimiento Económico previsto como % de variación de la Func. Obj. con respecto al caso base (1)

Tabla 4

Mezcla de crudo pesado		Caso base	EST	EST+FCC
EST conf. sin reciclado a vacío		75,73	101,32	109,03
Capacidad de la refinería = 81,8 %		Productos	% en peso sobre alimentación de crudo	% en peso sobre alimentación de crudo
API	% SUL	LPG	3,36	1,58
21,21	3,58	Nafta	7,90	13,81
		Gasolina	22,08	0,00
		Gasóleo	45,85	48,07
		Coque	15,68	0,00
		Azufre/H ₂ SO ₄	3,10	6,69
		C5	2,03	2,81
		EST de purga	0,00	0,70
		Fondo HDS	0,00	26,16
		NH ₃	0,00	0,18
				4,39
				14,11
				14,31
				56,25
				0,00
				7,00
				2,99
				0,75
				0,00
				0,19

* Índice de Rendimiento Económico previsto como % de variación de la Func. Obj. con respecto al caso base (1)

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para el refinado de petróleo crudo que comprende las siguientes etapas:

- alimentar el petróleo crudo a una o más unidades de destilación atmosférica con el fin de separar diferentes corrientes;
- 5 • alimentar el residuo o residuos pesados separados en la unidad o unidades de destilación atmosférica, a la unidad de destilación subatmosférica, separando al menos dos corrientes líquidas;
- alimentar el residuo de vacío separado en la unidad de destilación subatmosférica a la unidad de conversión que comprende al menos un reactor de hidroconversión en fase de suspensión al cual se alimenta hidrógeno o una mezcla de hidrógeno y H_2S en presencia de un catalizador de hidrogenación dispersado adecuado, con dimensiones que varían de 1 nanómetro a 30 micras para obtener un producto en fase de vapor, que se somete a una o más etapas de separación obteniéndose fracciones tanto en fase de vapor como en fase líquida, y un subproducto en fase de suspensión;
- 10 • alimentar la fracción separada más ligera obtenida en la unidad de destilación subatmosférica a una unidad de hidrodesulfuración de gasóleos ligeros (HDS1);
- 15 • alimentar la fracción líquida separada en la unidad de hidroconversión, que tiene un punto de ebullición superior a 350 °C, a una unidad de hidrodesulfuración y/o de hidrocrackeo de gasóleos pesados (HDS/HDC);
- alimentar la fracción líquida separada en la unidad de hidroconversión, que tiene un punto de ebullición que varía de 170 a 350 °C, a una unidad de hidrodesulfuración de gasóleos medios (HDS2);
- 20 • alimentar la fracción líquida separada en la unidad de hidroconversión, que tiene un punto de ebullición que varía desde el punto de ebullición de los productos C_5 hasta 170 °C, a una unidad de desulfuración de nafta (HDS3);
- alimentar la corriente líquida separada en la unidad de destilación atmosférica, que tiene un punto de ebullición que varía desde el punto de ebullición de los productos C_5 hasta 170 °C, a dicha unidad de desulfuración de nafta (HDS3),
- 25 caracterizado porque la unidad de hidroconversión comprende, además de uno o más reactores de hidroconversión en fase de suspensión, un separador al cual se envía el residuo en suspensión, seguido por un segundo separador, un extractor atmosférico y una unidad de separación.
- 2. El procedimiento según la reivindicación 1, en donde la fracción más pesada separada en fase líquida obtenida en la unidad de hidroconversión que comprende al menos un reactor de hidroconversión se recicla al menos parcialmente a la unidad de destilación subatmosférica.
- 30 3. El procedimiento según la reivindicación 1, en donde la fracción separada más ligera obtenida en la unidad de destilación subatmosférica y la fracción líquida separada en la unidad de hidroconversión, que tiene un punto de ebullición que varía de 170 a 350 °C, se alimentan a la misma unidad de hidrodesulfuración de gasóleos ligeros o medios (HDS1/HDS2).
- 35 4. El procedimiento según la reivindicación 1, en donde una unidad de reforma (REF) está presente aguas abajo de la unidad de desulfuración de nafta (HDS3).
- 5. El procedimiento según la reivindicación 1, en donde se separan tres corrientes en la unidad de destilación subatmosférica, siendo alimentado el tercer vapor, que tiene un punto de ebullición que varía de 350 a 540 °C, a la unidad de hidrodesulfuración y/o de hidrocrackeo de gasóleos pesados (HDS/HDC).
- 40 6. El procedimiento según la reivindicación 1, en donde la fracción más pesada obtenida aguas abajo de la unidad de hidrodesulfuración y/o de hidrocrackeo de gasóleos pesados (HDS/HDC) se envía a una unidad FCC (FCC).
- 7. El procedimiento según la reivindicación 1, en donde la unidad de hidroconversión comprende, además de uno o más reactores de hidroconversión en fase de suspensión de los cuales se obtiene un producto en fase de vapor y un residuo en suspensión, una sección de tratamiento y separación de gas/líquido a la que se envía el producto en fase de vapor.
- 45 8. El procedimiento según la reivindicación 7, en donde la unidad de hidroconversión comprende también una unidad de vacío multifunción aguas abajo del extractor atmosférico
- 9. El procedimiento según la reivindicación 7 u 8, en donde, en adición a los gases, se obtienen una corriente líquida más pesada, una corriente líquida intermedia, que tiene un punto de ebullición inferior a 380 °C y una corriente que contiene sustancialmente agua ácida, a partir de la sección de tratamiento y separación de gas/líquido, siendo
- 50

enviada la corriente más pesada al segundo separador aguas abajo del reactor o reactores de hidroconversión y siendo enviada la corriente líquida intermedia a la unidad de separación aguas abajo del extractor atmosférico.

- 5 10. El procedimiento según la reivindicación 7, en donde un residuo líquido pesado se separa de una corriente gaseosa en el primer separador, una corriente líquida y una segunda corriente gaseosa se separan en el segundo separador, alimentado por la corriente líquida más pesada obtenida en la sección de tratamiento y separación del gas/líquido, estando la corriente gaseosa que procede del primer separador o bien unida a dicha segunda corriente gaseosa o bien alimentada al segundo separador, siendo ambas dichas corrientes que salen del segundo separador alimentadas al extractor atmosférico, en puntos a diferentes alturas, obteniéndose, a partir de dicho extractor atmosférico, una corriente líquida más pesada y una corriente líquida más ligera que se alimenta a la unidad de separación, con el fin de obtener al menos tres fracciones, de las cuales una, la fracción más pesada que tiene un punto de ebullición superior a 350 °C, es enviada a la unidad de hidrodesulfuración y/o de hidrocrackeo de gasóleos pesados (HDS/HDC), una, que tiene un punto de ebullición que varía de 170 a 350 °C, una que tiene un punto de ebullición que varía desde el punto de ebullición de los productos C₅ hasta 170 °C.
- 15 11. El procedimiento según las reivindicaciones 8 y 10, en donde tanto el residuo pesado separado en el primer separador como la corriente líquida más pesada separada en el extractor atmosférico son alimentados a diferentes niveles a la unidad de vacío multifunción, obteniéndose, en adición a una corriente gaseosa, un residuo más pesado que se recicla al reactor o reactores de hidroconversión y una corriente líquida más ligera, que tiene un punto de ebullición superior a 350 °C, que se envía a la unidad de hidrodesulfuración y/o de hidrocrackeo de gasóleos pesados (HDS/HDC).
- 20 12. El procedimiento según la reivindicación 1, en donde el catalizador nano-dispersado está basado en molibdeno.

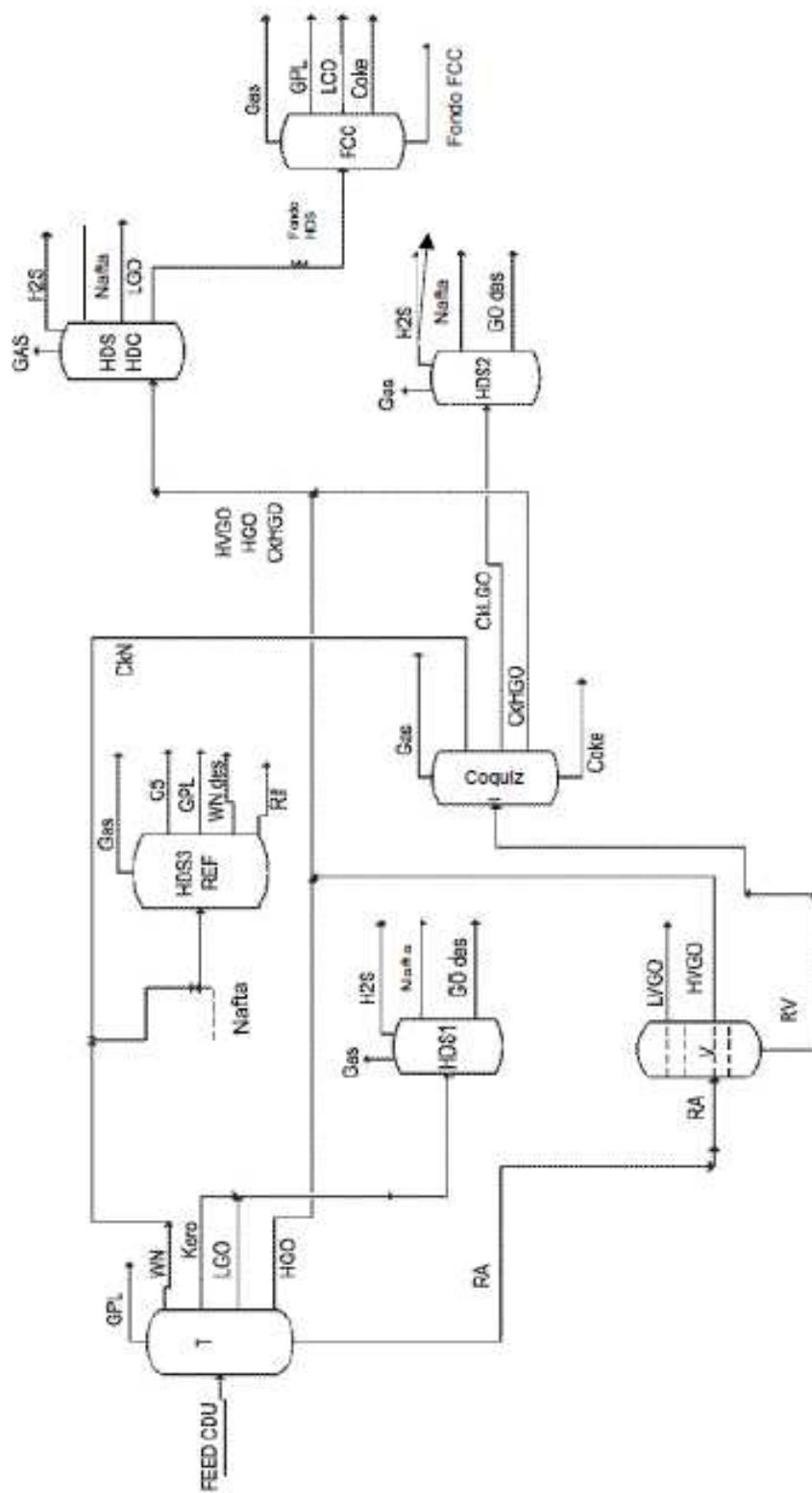


Fig. 1

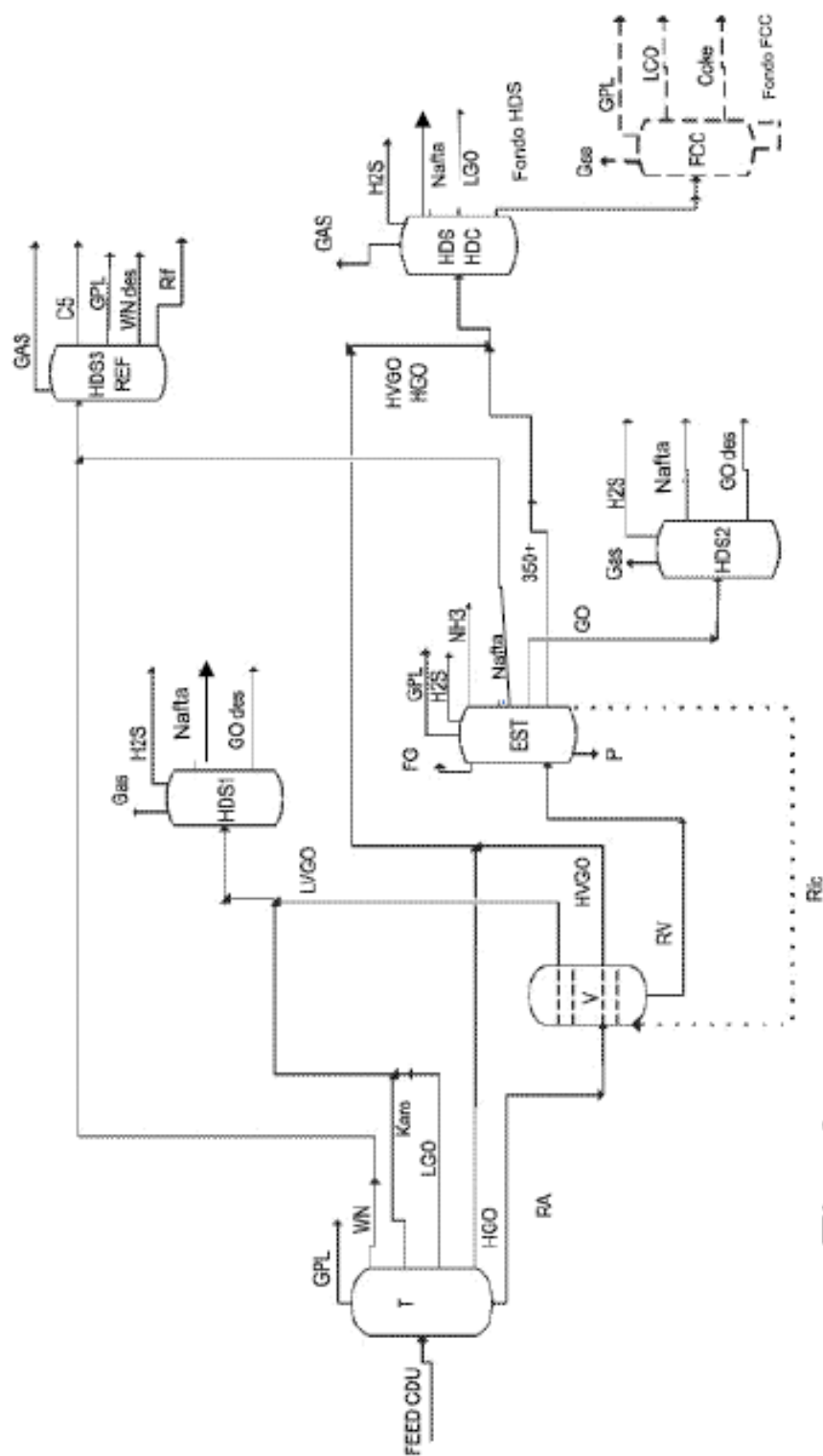


Fig. 2

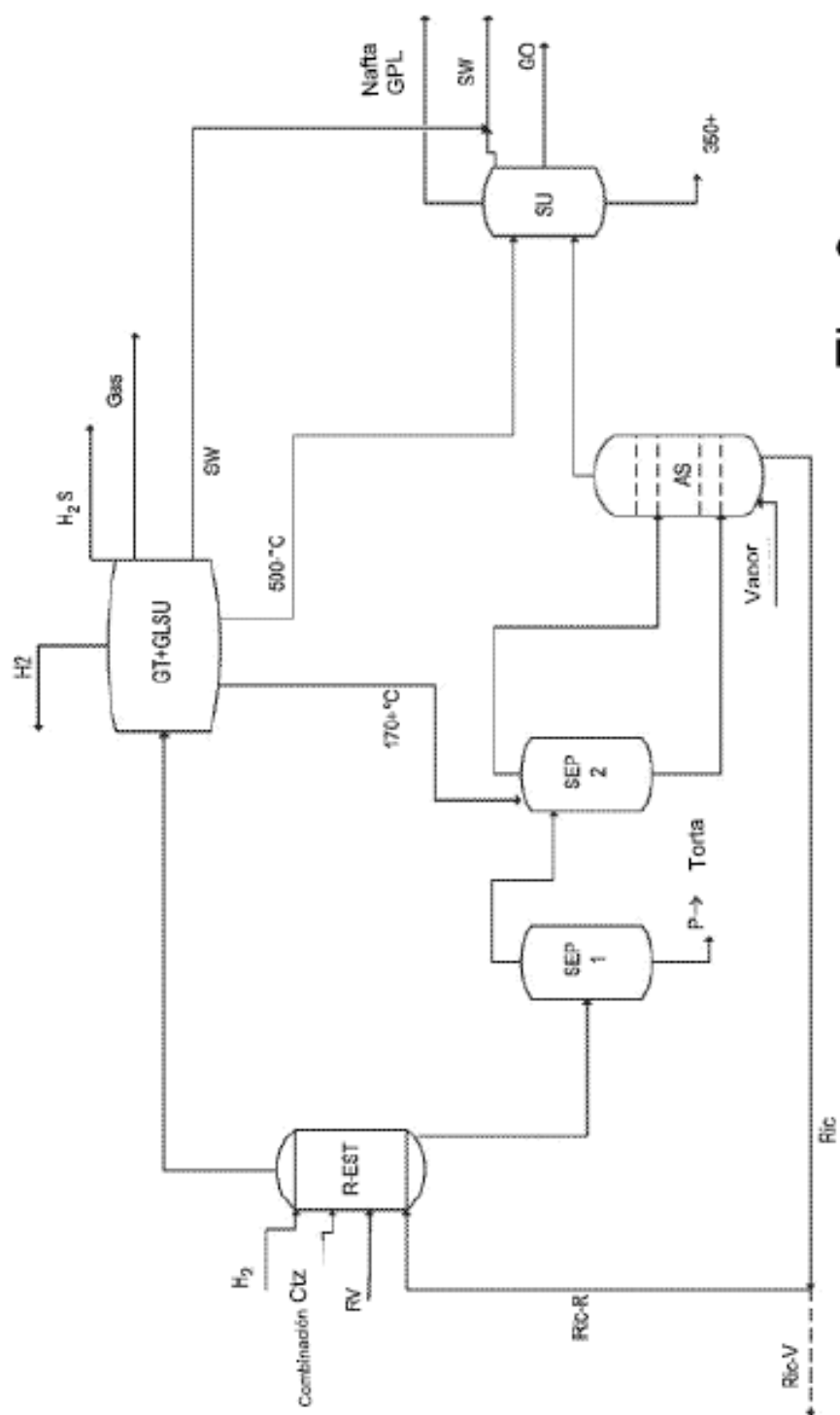


Fig. 3

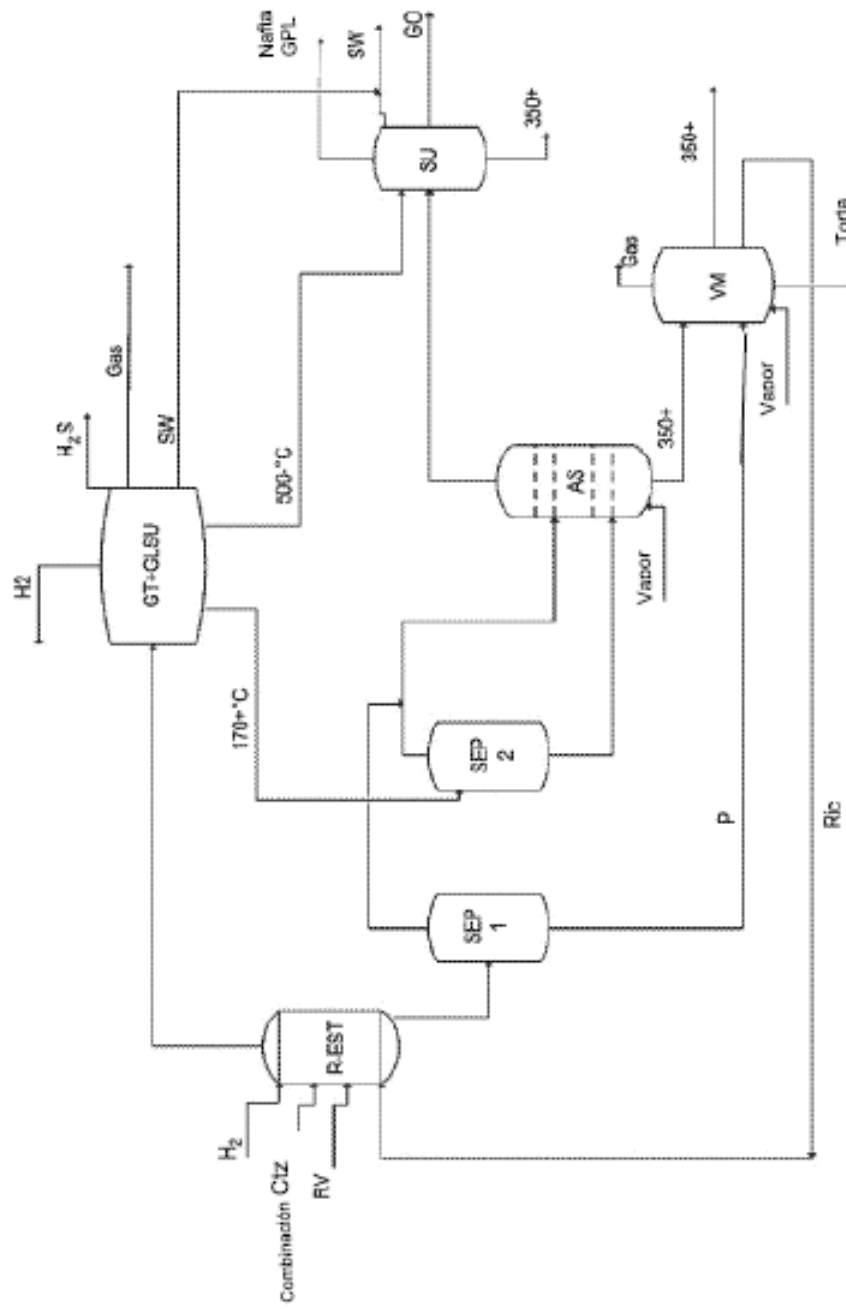


Fig. 4