

“Proceso selectivo y catalizadores para la producción de combustibles y destilados renovables de alto peso molecular”

Campo de la Invención

[001] La presente invención se refiere a un proceso para convertir aceites vegetales, grasas animales, aceites comestibles residuales y ácidos carboxílicos en combustibles líquidos renovables tales como bionafta, bioQAV y diesel renovable, para su uso en mezcla con combustibles fósiles, utilizando catalizadores. óxidos metálicos del grupo VIB y del grupo VIII, parcialmente reducidos, en atmósfera de hidrógeno. Más específicamente, el proceso descrito produce una corriente de bioQAV con altos rendimientos y calidad adecuada, en términos de concentración de compuestos aromáticos, punto de congelación y punto de obstrucción, cuando se incorpora al pool de querosene. Al mismo tiempo, genera, además de productos en el rango de destilación de nafta, querosene y diesel, parafinas lineales de alto peso molecular.

[002] El presente proceso tiene el potencial de reducir los costos de inversión y los costos operativos en relación con las tecnologías convencionales para la producción de bioQAV. El uso de catalizador parcialmente reducido y la ausencia de inyección de sulfuro en el proceso elimina la necesidad de unidades de tratamiento de amina para eliminar el H₂S generado. El producto gaseoso también tiene una baja concentración de metano, CO₂ y monóxido de carbono, contribuyendo también a la reducción de costos, ya que el monóxido de carbono es responsable de la reducción de la actividad catalítica y del mayor consumo de hidrógeno en el proceso.

Descripción del estado de la técnica

[003] Así como el transporte por carretera depende en gran medida del suministro de gasoil, debido a la flota de camiones y autobuses, el transporte aéreo depende fundamentalmente del querosene de aviación (QAV). Por lo tanto, la búsqueda de fuentes alternativas ha impulsado muchas rutas de investigación y las fuentes

renovables han sido de particular interés, ya que contribuyen a la mejora del medio ambiente y pueden ser una fuente extra de recursos para países ricos en recursos agrícolas y forestales.

[004] La hidrogenación de aceites vegetales y grasas animales (triacilglicéridos) combinados con aceite mineral se conoce por la patente de Estados Unidos 2.163.563, que procesa aceites vegetales mezclados con una corriente de aceite mineral en presencia de hidrógeno a alta presión (50 a 500 atmósferas). y usando un catalizador de Ni reducido soportado sobre alúmina. El aceite vegetal convertido se destila y el aceite mineral se recicla. Sin embargo, esta patente no incluye la hidroisomerización del producto para reducir el Punto de Obstrucción.

[005] Para convertir los aceites vegetales directamente en diesel de calidad extra, se desarrolló una tecnología de hidro-refinado, basada en la tecnología ya conocida, utilizando catalizadores comerciales existentes. Los aceites vegetales utilizados fueron: aceite de canola, aceite de soja y aceite residual de la producción de celulosa de pino (o cualquier planta resinosa). Los aceites utilizados son de baja calidad, es decir, no han sufrido ningún tipo de tratamiento, salvo filtración. El estudio resultó en el desarrollo de un nuevo proceso de hidrotratamiento de aceites vegetales puros, para la producción de corrientes de hidrocarburos con alto índice de cetano, según G.N. da Rocha Filho, D. Brodzki y G. Djéga-Mariadassou - Formación de alquilcicloalcanos y alquilbencenos durante el hidrocrackeo catalítico de aceites vegetales, Fuel, 72, págs. 543-549, 1993. Las reacciones de hidrocrackeo se utilizan para reducir el número de átomos de carbono en la cadena, el hidrotratamiento para eliminar los compuestos oxigenados y la hidrogenación de la insaturación para eliminar los dobles enlaces; Para ello, se utilizaron catalizadores comerciales de sulfuro de NiMo y CoMo soportados en una gama de alúmina.

[006] La patente de Estados Unidos 4.992.605 utiliza el proceso de hidrorefinación con catalizador de sulfuro (NiMo y CoMo), en presencia de hidrógeno (presión de 4 a 15 MPa), temperatura que varía de 350°C a 450°C y procesa aceites vegetales puros como el aceite de canola, girasol, soja, palma y madera que es un residuo de la industria de producción de pulpa. El objetivo final es obtener una cadena con un alto número de cetano para ser agregado al "pool" de diesel de la refinería, sin

embargo las propiedades de flujo a baja temperatura (por ejemplo, punto de fluidez) se ven perjudicadas. El rendimiento de diesel renovable obtenido es aproximadamente el 80% de la carga de triacilglicéridos procesados, con buenos resultados en cuanto a la vida útil del catalizador, pero con una previsión de regeneración del catalizador a lo largo de la campaña. El producto obtenido tiene un índice de cetano de 55 a 90 con producción de subproductos: gas C1 a C5, CO₂, CO y agua. El producto líquido es miscible en todas las proporciones en la corriente de diesel mineral y se puede agregar al “pool” de diesel de la refinería, mejorando el índice de cetano, pero afectando las propiedades de tinción a baja temperatura del producto final.

[007] La patente estadounidense 11 / 963,760 enseña una solución al problema de reducción de la presión parcial de H₂ en un proceso HDT, con dos reactores en serie, y separación intermedia de productos gaseosos (CO, CO₂, H₂O, H₂S y NH₃) generado en el primer reactor. Este proceso utiliza una carga compuesta por una mezcla de triacilglicéridos e hidrocarburos de petróleo para producir un combustible que contiene menos de 50 mg/kg de azufre.

[008] La solicitud WO 2011/067634 A3 enseña la importancia de usar un diluyente para controlar la temperatura de reacción y suministrar el hidrógeno de una manera apropiada para la conversión de triacilglicéridos.

[009] La patente de EE.UU. 8.366.910 B2 describe una manera de controlar el exceso de energía resultante del proceso de hidroconversión diluyendo la carga de triacilglicéridos en corrientes de hidrocarburos y usando más de un punto de inyección de carga a lo largo del lecho catalítico.

[010] La patente estadounidense 8,507,738 B2 enseña que es posible obtener una alta selectividad para generar compuestos con el mismo número de carbonos en la cadena de triacilglicéridos convertidos, minimizando la generación de gases durante el proceso de hidroconversión.

[011] La patente estadounidense 8.067.657 B2 enseña que se pueden obtener parafinas con un punto de ebullición en el rango del querosene mediante la selección adecuada de aceites vegetales a procesar, sin embargo son aceites que tienen un alto valor de mercado y se producen en pequeñas cantidades.

[012] [006] En general, el producto renovable de estos procesos contribuye a mejorar las emisiones que presenta el motor diesel, y esta mejora es inversamente proporcional a la calidad del combustible base diesel, es decir, cuanto peor es la emisión provocada por el diesel, mejor es la respuesta a la incorporación del producto renovable parafínico generado, principalmente en lo que respecta a la reducción de emisiones de NOx y CO.

[013] Sin embargo, esta solución no puede ser totalmente adoptada para la producción de querosene renovable de aviación (bioQAV), debido a las especificaciones presentadas en la norma ASTM D7566, principalmente las propiedades que se refieren al Punto de Congelación y la Curva de Destilación.

[014] Para reducir el punto de congelación, la patente de EE.UU. 4.419.220 usa un catalizador que contiene zeolita beta impregnada con Pt y Pd para la isomerización de n-parafinas C10 +.

[015] La patente de EE.UU. 4.518.485 utiliza zeolitas ZSM-5 y ZSM-20 impregnadas con metales del grupo VIB y VIIIB para reducir el Punto de Obstrucción de una cadena diesel.

[016] Se presenta un esquema de proceso en la patente de EE.UU. 4.913.791, donde la corriente de diesel se trata en un primer lecho catalítico que contiene catalizadores basados en sulfuros de NiMo o CoMo y un segundo lecho que contiene catalizador de hidroisomerización (zeolita beta).

[017] En la patente de EE.UU. 4.877.581 se usa un catalizador que contiene SAPO-11 para reducir el punto de congelación de una cadena de lubricante.

[018] Se utilizó una mezcla de n-parafinas, similar al producto obtenido en el procesamiento de aceites vegetales, en la patente de EE.UU. 4.855.530 como carga para reacciones de hidroisomerización, con un catalizador que contenía ZSM-12, ZSM-20 y ZSM-50.

[019] En la patente de EE.UU. 4.827.076 se utilizaron catalizadores con doble función, es decir, eliminación de impurezas e isomerización, elaborados con tamices moleculares no cristalinos SAPO y AIPO4.

[020] Se realizó una serie de experimentos de hidroisomerización usando carga de n-parafina C16 con catalizadores basados en SiO₂ / Al₂O₃ y metales del grupo VIIIB (US 5.444.032, US 5.767.038).

[021] Por lo tanto, catalizadores que contienen tamices moleculares, zeolíticos o no, impregnados con metal del grupo VIIIB reducido (Pt, Pd, etc.) y con alta actividad para reacciones de hidroisomerización y baja actividad para reacciones de hidrocrackeo, se han utilizado tanto para la producción lubricantes y gasoil.

[022] Sin embargo, en el caso de las parafinas obtenidas por hidroconversión de triacilglicéridos, los compuestos generados tienen cadenas con 15 a 20 átomos de carbono (la mayoría de las cuales contienen cadenas en el rango de 17 a 18 átomos de carbono), mientras que los compuestos más adecuados para el querosene de aviación en relación a su temperatura de ebullición son los que se encuentran en el rango de 9 a 14 átomos de carbono. Por tanto, son necesarios procesos de craqueo selectivo para reducir el tamaño de las cadenas y producir bioQAV.

[023] La patente de EE.UU. 5.233.109 describe un aceite sintético producido por craqueo catalítico de biomasa, tal como aceite vegetal o animal, en presencia de un catalizador que es alúmina, con o sin sílice, y/o un componente zeolítico y/o tierras raras. La reacción se realiza en presencia de un gas portador que puede ser aire, nitrógeno, argón, hidrógeno y un hidrocarburo obtenido del refino de petróleo, con el objetivo de obtener corriente renovable en el rango de ebullición de la gasolina.

[024] La conversión selectiva de parafinas normales generalmente implica el uso de zeolitas del tamaño de poros que permiten que entren solo parafinas lineales y/o ligeramente ramificadas, excluyendo compuestos poliamificados, cíclicos y aromáticos. El uso de catalizadores que contienen zeolitas ZSM-5, ZSM-11, ZSM-12, ZSM-23, ZSM-35, etc; se cita en las patentes estadounidenses 3.700.585; US 3.894.938; US 4.176.050; US 4.181.598; US 4.222.855; US 4.229.282; US 4.247.388; US 3.849.290; US 3.950.241; US 4.032.431 y US 4.141.859, pero estos materiales son muy ácidos y son más selectivos para reacciones de craqueo que para reacciones de isomerización.

[025] La patente PI 933982 presenta un proceso de producción de diesel renovable mediante la conversión de la corriente de triacilglicéridos. En una primera etapa, con la presencia de catalizadores de hidrógeno y alúmina impregnados con óxidos de NiMo o CoMo, en forma de sulfuros, se produce la eliminación de átomos de oxígeno y saturación de olefinas, por lo que el producto está compuesto casi en su totalidad por parafinas normales con 15 a 18 átomos de carbono. En una segunda etapa, se produce la isomerización de la corriente efluente de la primera etapa, con catalizadores que contienen tamices SAPO-11 y ZSM-22 impregnados con Pt.

[026] La patente estadounidense 8,314,274 B2 propone la conversión de la carga de triacilglicéridos en dos etapas, donde en la primera ocurre el proceso de hidrotratamiento, donde se produce una corriente de triacilglicéridos diluida con una corriente de reciclaje de producto, en un lecho catalítico fijo compuesto de alúmina impregnada con sulfuros de NiMo y CoMo. En la segunda etapa, después de la separación de los productos de la primera etapa, la corriente de parafina generada se convierte en un lecho de catalizador selectivo para la hidroisomerización. Es de destacar que, en condiciones de mayor temperatura de funcionamiento, se produce el agrietamiento del producto y se reduce el rendimiento de diesel renovable, produciéndose la generación de componentes en el rango de ebullición de bioQAV (PIE: 150oC y PFE 300oC) y por lo tanto nafta, habiendo producción de corrientes con un punto de ebullición mayor que el de QAV.

[027] Para incrementar la generación de bioQAV, la patente estadounidense 8.742.183 B2 propone la adición de otra etapa, siguiendo las etapas de hidrotratamiento e hidroisomerización, para promover el craqueo de los isómeros formados, mediante catalizadores con soportes más ácidos, como ZSM- 5, zeolita Y y MOR. El producto líquido de la etapa de hidrogenación y deshidroxigenación está compuesto por n-parafinas que contienen principalmente de 15 a 18 átomos de carbono, y puede contener pequeñas cantidades de parafinas más pesadas, hasta 24 átomos de carbono, dependiendo del tipo de carga utilizada. Este rango de número de carbonos es bastante adecuado, en términos de punto de ebullición, para ser agregado como un componente de la piletta de gasoil, siempre que se puedan mejorar las propiedades de flujo a baja temperatura (Punto de obstrucción),

que se pueden obtener por el proceso de hidroisomerización suave, ya que la creación de algunas ramas en la cadena es suficiente para proporcionar una gran reducción del punto de obstrucción. Sin embargo, para la producción de querosene de aviación, las especificaciones de flujo a baja temperatura son más severas y el rango de carbono más adecuado es de 9 a 16 átomos, lo que exige la necesidad de hidrocraquear selectivamente la cadena para producir menos nafta, que es un subproducto menos valioso.

[028] La presente invención se diferencia sustancialmente de las descritas anteriormente en que presenta un proceso compuesto por dos etapas: hidrotratamiento (hidrodesoxigenación y polimerización) e hidrocraqueo. A diferencia de las tecnologías existentes, el efluente de la etapa de hidratación tiene aromáticos y algunas olefinas en su composición. Este hecho se produce debido al uso de catalizadores parcialmente reducidos y sin inyección de agente sulfuro y permite la obtención de un bioQAV con calidad adecuada para su uso en mezcla con querosene fósil. Al mismo tiempo, el proceso genera, además de productos en el rango de destilación de nafta, querosene y diesel, parafinas lineales de alto peso molecular (con hasta 40 átomos de carbono).

Descripción Resumida de la Invención

[029] De una manera amplia, la presente invención tiene como objetivo permitir un proceso y un sistema catalítico para la producción de combustibles líquidos renovables a partir de aceites vegetales, grasas animales y ácidos carboxílicos. El sistema catalítico propuesto utiliza catalizadores de óxidos metálicos del grupo VIB y del grupo VIII, parcialmente reducidos.

[030] Más específicamente, el proceso descrito produce una corriente de bioQAV con altos rendimientos y calidad adecuada, en términos de concentración de compuestos aromáticos, punto de congelación y punto de taponamiento, para su incorporación al pool o piletta de querosene. Al mismo tiempo, genera, además de productos en el rango de destilación de nafta, querosene y diesel, parafinas lineales de alto peso molecular.

Breve Descripción de las Figuras

[031] Las figuras 1 y 2 muestran dos posibles esquemas para el proceso de la presente invención sin, sin embargo, limitarlo a estas dos configuraciones.

[032] En la Figura 1, la carga de proceso (1) es bombeada por la bomba B1 y mezclada con el reciclado de la bomba B2. La carga se mezcla con hidrógeno del compresor de reciclaje K1. Parte de la carga se puede inyectar entre los lechos catalíticos del reactor R1 y el resto se calienta en las baterías del intercambiador de calor y en el horno F1 y se alimenta a la entrada del reactor. El reactor R1 se divide en varios lechos de catalizador de Tipo 1. El producto del reactor R1 se envía al recipiente separador V1 donde se separan las diferentes fases. La fase acuosa (5), rica en CO₂, puede dirigirse al agua de proceso de la refinería; la fase gaseosa, compuesta de hidrocarburos ligeros, con un punto de ebullición medio de gasolina e hidrógeno sin reaccionar, se enfría y se mezcla con el efluente enfriado del reactor R2. Parte de la corriente de hidrocarburo líquido de V1 se mezcla con hidrógeno de reemplazo (4) y se alimenta al reactor R2. La mayor parte de la corriente es bombeada por la bomba B2 para componer la corriente de dilución de la corriente de carga de la unidad. El reactor R2, compuesto por uno o más lechos de catalizadores tipo 2, es responsable de la generación de productos con un punto de ebullición más bajo. El efluente del reactor R2 se enfría, se mezcla con la corriente de gas separada de V1 y se envía al separador de fases V2. En el separador V2, la corriente de gas rico en H₂ se recicla al reactor R1 y la corriente de hidrocarburos (3) se envía a la torre de destilación T1, donde se separa una corriente ligera (6) rica en olefinas C₃ y C₄; una cadena en el rango de destilación de gasolina (7), rica en isómeros y olefinas; una cadena (8) en el rango de destilación bioQAV y la cadena (9) en el rango de destilación diesel. La cadena (10), más pesada que el diesel, se puede reciclar al reactor R2 para convertirla o procesarla en unidades de HCC.

[033] El diagrama de proceso en la Figura 2 es una simplificación del proceso que se muestra en la Figura 1, donde se eliminó el reactor R2 y se incorporó el catalizador tipo 2 al reactor R1 junto con el catalizador tipo 1.

Descripción de la Invención

[034] A pesar de los desarrollos tecnológicos, todavía existe la necesidad en la técnica de un proceso para la hidroconversión de triaailglicéridos con alto rendimiento de querosene de aviación renovable, con menor consumo de hidrógeno y mejor calidad de subproductos (nafta y gas licuado).

[035] De manera amplia, el proceso de esta invención para la hidroconversión de aceites vegetales comprende múltiples etapas catalíticas, que incluyen reacciones de hidrotratamiento (hidrodesoxigenación y polimerización) e hidro craqueo selectivo.

[036] En la primera etapa del proceso, se hidrotrata una carga compuesta por triaailglicéridos, en la proporción entre 1 y 75% en masa, e hidrocarburos en la proporción entre 99 y 25% en masa. La corriente de hidrocarburos puede provenir o no del reciclaje del producto. Cabe señalar que la carga no debe contener ningún compuesto de azufre (H_2S , DMDS, etc.). La carga compuesta, tras la inyección de una corriente de hidrógeno, se dirige al reactor donde se producen las reacciones de hidrodesoxigenación, en presencia de un catalizador parcialmente reducido y sin la adición de compuestos sulfurados. Las condiciones de hidrotratamiento son: presión de operación de 4 MPa a 10MPa, temperatura promedio del lecho catalítico entre 320oC a 400oC, velocidad espacial de 0.5h⁻¹ a 2h⁻¹ y relación hidrógeno: carga que varía de 200 NI de hidrógeno/litro. carga a 1000 NI de hidrógeno/litro de carga.

[037] En general, el proceso HDT convencional incluye el paso de una corriente de hidrocarburos con una corriente de hidrógeno en un reactor de lecho catalítico fijo, en condiciones de presión entre 1 y 15 MPa, y con una temperatura media entre 280°C. y 400°C. Como se trata de reacciones exotérmicas y el reactor funciona de forma adiabática, se produce un aumento de temperatura a lo largo del lecho

catalítico. Sin embargo, el proceso impone límites al aumento de temperatura, generalmente a 40°C por lecho catalítico, para minimizar la desactivación del catalizador y garantizar un tiempo de campaña mínimo de 1 a 2 años. Cuando el calor de reacción es muy alto y el aumento de temperatura es excesivo, el reactor se puede diseñar con más de un lecho catalítico y se puede inyectar una corriente de gas reciclado para enfriar el lecho y reemplazar adicionalmente el hidrógeno consumido en las reacciones. En el caso de más de un lecho catalítico, la exotermia es mayor en el primer lecho, debido a la presencia de constituyentes más reactivos ya la mayor concentración de reactivos y, en consecuencia, a la mayor velocidad de reacción; por tanto, los conductores más refractarios continúan reaccionando a una velocidad de reacción más baja a lo largo de los lechos catalíticos posteriores en el reactor.

[038] Por lo tanto, un factor relevante en el proceso HDT convencional de corrientes de refino de petróleo es la alta exotermia de las reacciones de hidroconversión de triglicéridos y la generación de gases H₂O, CO y CO₂ por reacciones de descarboxilación/descarbonización de los ácidos grasos constituyentes. En la presente invención, debido a la baja actividad de hidrogenación del catalizador, no hay generación de CO que se produce por hidrogenación incompleta de CO₂.

[039] En la primera etapa de la invención se utilizaron en la tabla periódica únicamente catalizadores de óxidos metálicos, principalmente de los grupos VIB y VIIIB, depositados sobre varios soportes de alta área específica, pero con baja acidez, que son activos para reacciones de desoxigenación y polimerización. ésteres y ácidos, pero con baja actividad para la saturación de compuestos olefínicos. Es de destacar que la carga, a diferencia de otros procesos, no debe contener compuestos de azufre que tengan un efecto negativo sobre la selectividad de los catalizadores.

[040] Los catalizadores se han reducido en condiciones suaves para mantener gran parte del metal en forma oxidada. El objetivo es obtener la conversión de ácidos grasos y ésteres en parafinas saturadas e insaturadas, conservando los compuestos olefínicos presentes en los aceites y grasas vegetales. Los átomos de

oxígeno se convierten en agua y CO₂, con baja generación de CO y CH₄, lo que contribuye a la reducción de la masa molar de la corriente de gas del proceso. Estos efectos contribuyen a la reducción del consumo de hidrógeno y energía de los compresores, ya que el gas reciclado en el proceso tiene menor peso molecular. También es importante señalar que, debido a la ausencia de H₂S en el medio de reacción, las corrientes de gas y luz producidas pueden incorporarse fácilmente a la carga de otras unidades de proceso existentes en una refinería de petróleo (reforma de vapor para producción de hidrógeno, craqueo catalítico fluido (FCC), etc.).

[041] En la segunda etapa del proceso se emplean catalizadores compuestos por óxidos metálicos de los grupos VIB y VIIIB, depositados sobre soportes con propiedades ácidas y activos para reacciones de hidrocrqueo, manteniendo las mismas condiciones operativas que la primera etapa.

[042] Para un mejor uso de las características de los catalizadores, se proponen dos esquemas de proceso preferidos, aunque no se limitan a, donde se usan dos tipos de catalizadores, lo que se describe a continuación:

[043] Catalizador tipo 1, activo para reacciones de hidrodeseoxigenación y polimerización, con formación de hidrocarburos con cadenas carbonadas mayores a las presentes en la carga, compuesto por óxidos metálicos del grupo VIB, principalmente Mo y W, soportados sobre materiales de alta área específica y alta porosidad, siendo uno de los materiales más utilizados la γ -alúmina (γ -Al₂O₃) con un área específica entre 200 y 400 m²/g y un volumen de poro de 0,5 a 1,0 cm³/g. Además de proporcionar un área específica alta, en la que los componentes activos se encuentran dispersos en forma de pequeñas partículas, el soporte proporciona resistencia mecánica y estabilidad térmica evitando la sinterización del catalizador dentro del reactor.

[044] El catalizador de tipo 2, compuesto por óxidos metálicos de los grupos VIB y VIIIB (preferiblemente Ni), suele ser bimetálico en forma de óxido metálico (Ni-Mo, Co-Mo, Co-W y Ni-W) depositado en soporte con propiedades ácidas y activas para reacciones de hidrocrqueo, tales como tamices moleculares de zeolita, preferiblemente zeolita Beta, ZSM-22, zeolita Y, etc.

[045] El catalizador de tipo 1 promueve la eliminación de átomos de oxígeno, conserva la insaturación presente en la carga y cataliza las reacciones de polimerización, lo que da como resultado productos con moléculas que contienen un mayor número de átomos de carbono que los ácidos carboxílicos presentes en la carga. Sin embargo, para aumentar el rendimiento actual con el punto de ebullición de bioQAV (Punto de ebullición final (PFE) = 300°C), el efluente de la primera etapa de reacción puede enviarse a una segunda etapa de reacción.

[046] La segunda etapa de reacción utiliza catalizador de tipo 2 para proporcionar craqueo catalítico del efluente de la primera etapa y aumentar el rendimiento de productos con un punto de ebullición más bajo, al mismo tiempo que se conservan los productos insaturados que confieren propiedades importantes para aumentar el valor de las corrientes de livianos, es decir, mayor índice de octanaje de nafta, generación de propeno y butenos petroquímicos.

[047] Entre la primera y la segunda etapa, puede existir, opcionalmente, una separación de los productos gaseosos, con el objetivo de recuperar los productos ligeros olefínicos (de mayor valor comercial) y el agua generada, craqueando solo la corriente más pesada.

[048] Las figuras 1 y 2 muestran dos posibles esquemas para el proceso de la presente invención, sin embargo, no debe limitarse la invención a estas dos configuraciones. En la Figura 1, la carga del proceso (1), compuesta por ácidos carboxílicos, ésteres (triacilglicéridos) de aceites vegetales y grasas animales, etc.; es bombeado por la bomba B1 y mezclado con el reciclado de la bomba B2. La corriente de reciclaje tiene como objetivo reducir la temperatura del reactor R1 debido a la exotermia de la reacción. La relación de dilución volumétrica es de 2 a 10 (diluyente/carga), preferiblemente de 3 a 6. La carga compuesta se mezcla con hidrógeno del compresor de reciclaje K1. La relación entre el flujo de hidrógeno y la carga combinada es de 200 a 800 Nm³/m³, preferiblemente de 300 a 500 NM³/m³. Parte de la carga se puede inyectar entre los lechos catalíticos del reactor R1 y el resto se calienta en las baterías del intercambiador de calor y en el horno F1 y se alimenta a la entrada del reactor. El reactor R1 está dividido en varios lechos catalíticos y, para controlar la temperatura de salida del reactor, se inyectan

hidrógeno y/o corrientes líquidas entre los lechos. La temperatura media del reactor R1 varía de 300 a 400°C, preferiblemente de 320 a 360°C. El producto del reactor R1 se envía al recipiente separador V1 donde se separan las diferentes fases. La fase acuosa (5), rica en CO₂, puede dirigirse al agua de proceso de la refinería; la fase gaseosa, compuesta de hidrocarburos ligeros, con un punto de ebullición medio de gasolina e hidrógeno sin reaccionar, se enfría y se mezcla con el efluente enfriado del reactor R2. Parte de la corriente de hidrocarburos líquidos de V1 se mezcla con hidrógeno de sustitución (4) y se alimenta al reactor R2 y la bomba B2 bombea la mayor parte de la corriente para formar la corriente de dilución de carga de la unidad. El reactor R2, compuesto por uno o más lechos de catalizadores tipo 2, es responsable de la generación de productos con un punto de ebullición más bajo. El efluente del reactor R2 se enfría, se mezcla con la corriente de gas separada de V1 y se envía al separador de fases V2. En el separador V2, la corriente de gas rico en H₂ se recicla al reactor R1 y la corriente de hidrocarburos (3) se envía a la torre de destilación T1, donde la corriente más ligera (6), rica en olefinas C₃ y C₄, puede enviarse a la unidad de recuperación de gas de la unidad FCC o venderse directamente. La cadena (7) está compuesta por gasolina rica en isómeros y olefinas. La cadena (8) tiene el rango de destilación de bioQAV pero los compuestos olefínicos deben ser previamente hidrogenados en una unidad exclusiva o en una unidad HDT de QAV fósil mediante coprocesamiento o campañas alternas. La cadena (9) está compuesta por diesel renovable que se puede agregar directamente al grupo de diesel. La cadena (10), más pesada que el diesel, se puede reciclar al reactor R2 para convertirla o procesarla en unidades de HCC.

[049] El diagrama de proceso de la Figura 2 es una simplificación del proceso que se muestra en la Figura 1 para reducir el costo de inversión. En el esquema de la Figura 2, se eliminó el reactor R2 y el catalizador de tipo 2 se incorporó al reactor R1 junto con el catalizador de tipo 1.

Ejemplos

[050] En los ensayos realizados para evaluar la actividad catalítica se utilizó un reactor con un volumen de 5 cm³, operando de forma isotérmica. El producto líquido se enfrió y se analizó mediante cromatografía de gases acoplada con un detector de espectrometría de masas (CG-MS) para identificar los compuestos. Se utilizó una columna capilar modelo AC210173.038 de 40,0 m x 100 µm x 0,20 µm. La curva de destilación del producto se determinó a partir del punto de ebullición de las parafinas normales de manera similar a la metodología utilizada en la norma ASTM 2887 para determinar la curva de destilación simulada. Los puntos de la curva de destilación ASTM D86, como lo requiere la norma ASTM 7566, se estimaron a partir de la curva de destilación simulada obtenida y convertida a través de las correlaciones presentadas en "Analytical Correlations Interconvert Distillation Curve Types", Oil & Gas Journal, vol 84, 1986, 25 de agosto, págs. 50-57. El producto gaseoso se recogió, se cuantificó y se analizó mediante cromatografía de gases utilizando un método estándar para el análisis del gas de refinería.

Ejemplo 1

[051] Ensayo con CAT1 (Tipo 1) preparado mediante la impregnación de heptamolibdato de amonio, mediante la técnica de la mancha húmeda, en extrudidos cilíndricos con un diámetro de 1,3 mm en el rango de alúmina y que contienen un contenido nominal de 20% m de MoO₃. El material se secó a 120°C durante aproximadamente 16 horas y se calcinó durante 3 horas a 550°C. En estas condiciones, el molibdeno se encuentra preferentemente en estado de oxidación (+6), en forma de trióxido de molibdeno o estructuras equivalentes.

- a. El reactor se cargó únicamente con un lecho de catalizador CAT1 (Tipo 1) y tuvo una temperatura elevada hasta 400°C, con flujo de hidrógeno, para la reducción parcial del óxido metálico. Según el análisis de caracterización por reducción programada de temperatura (TPR), en esta condición se obtiene un catalizador a base de óxido de molibdeno parcialmente reducido, con un grado de reducción entre 1 y 90%, preferiblemente entre 5 y 50%. Después de la etapa de reducción del

catalizador, la temperatura de reacción se ajusta a la condición de prueba y comienza la inyección de carga.

b. Se utilizaron dos cargas diferentes, una compuesta por 75% m de n-heptano y 25% m de aceite de soja refinado (Pruebas 1 a 3) y la otra compuesta por 75% de n-heptano y ácido oleico (Prueba 4). Los resultados de la prueba se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1					
Carga		Ensayo 1 25%OS+75% C7	Ensayo 2 25%OS+75% C7	Ensayo 3 25%OS+75% C7	Ensayo 4 25%AC+75% C7
Presión	MPa	60	60	60	30
Temp	°C	340	350	360	330
H2carga	Nm ³ /m ₃	600	600	600	600
WHSV	h ⁻¹	1,5	1,5	1,5	1,5
%masa					
CO2		1,1	1,2	1,3	0
C1		0,1	0,1	0,2	0
C2=		0,1	0,0	0,0	0
C2		0,3	0,3	0,5	0
C3=		1,9	1,3	1,0	0
C3		2,7	3,0	4,0	0
C4=		0,1	0,1	0,1	0
IC4		0,0	0,0	0,0	0
C4		0,2	0,2	0,4	0
C5=		0,1	0,1	0,2	0
IC5		0,0	0,0	0,0	0
C5		0,2	0,3	0,4	0
CO		0,0	0,0	0,0	0
C6		0,2	0,2	0,4	0
H2O		11,3	11,2	11,1	12,8
%QAV	150-300	16,3	17,5	20,1	17,4
%diesel	300-350	42,0	41,0	37,3	17,4
% livianos	350-450	9,3	11,7	14,4	17,4
%pesados	450+	14,0	11,7	8,6	34,9
%Olefinas QAV		74,7	64,7	59,0	71,3
%Nparafina QAV		25,3	35,3	41,0	28,7
% Olefinas diesel		59,4	49,2	45,0	74,9

% Nparafina diesel		41,1	51,4	55,7	26,1
% Olefinas livianos		84,2	78,1	78,4	71
% Nparafina livianos		15,8	21,9	21,6	29

[052] Un aspecto importante a destacar en los datos presentados en la Tabla 1 es la formación de una fracción de aceite pesado, no observado cuando se utilizan catalizadores de sulfuro, donde predominan las parafinas C15 a C18 cuando hay una carga de aceite de soja, punto de ebullición por debajo de 350°C, según informan las patentes analizadas.

[053] El análisis de la Tabla 1 muestra que, con el aumento de temperatura, aumenta el rendimiento de bioQAV y se reduce la generación de desechos. También es importante destacar la gran cantidad de compuestos olefínicos en todas las fracciones. La ausencia de CO es importante porque este compuesto representa un problema para la purificación del gas reciclado y disminuye la actividad catalítica.

[054] La composición del producto líquido se obtuvo mediante análisis cromatográfico bidimensional y se muestra en la Tabla 2.

Tabla 2	
Saturados	71,9
Olefinas	22,5
Monoaromáticos	5,2
Diaromáticos	0,4
Poliaromáticos	0
Aromáticos totales	5,6

[055] El análisis de la Tabla 2 muestra una importante generación de aromáticos como productos de la hidroxigenación de aceites vegetales y ácidos grasos, aspecto relevante de la presente innovación. La producción de querosene de aviación renovable que contiene compuestos aromáticos en su composición es de interés para la industria del refino ya que la norma ASTM D1655 establece niveles

mínimos de estos compuestos debido a la compatibilidad del combustible con componentes y elastómeros presentes en motores y turbinas de aeronaves.

Ejemplo 2

[056] Ensayo con CAT2 (Tipo 1) preparado mediante la impregnación de heptamolibdato de amonio mediante la técnica del punto húmedo en extrudidos cilíndricos de 1,3 mm de diámetro de óxido de titanio y con un contenido nominal de 20% m de MoO₃. El material se secó a 120°C durante aproximadamente 16 horas y se calcinó durante 3 horas a 550°C. En estas condiciones, el molibdeno se encuentra preferentemente en estado de oxidación (+6), en forma de trióxido de molibdeno o estructuras equivalentes.

[057] El reactor se cargó con el catalizador CAT2 (Tipo 1) y se elevó la temperatura a 400°C, con flujo de hidrógeno, para la reducción parcial del óxido metálico. Según el análisis de caracterización por reducción programada de temperatura (TPR), en esta condición se obtiene un catalizador a base de óxido de molibdeno parcialmente reducido, con un grado de reducción entre 1 y 90%, preferiblemente entre 5 y 50%. Después de la etapa de reducción del catalizador, la temperatura de reacción se ajusta a la condición de prueba y comienza la inyección de carga.

[058] Se utilizó una carga que consistía en 75% m de n-heptano y 25% m de aceite de soja. Los resultados de la prueba se muestran en la Tabla 3.

Tabla 3					
		T2	T3	T4	T5
Presión	MPa	60	60	60	60
Temp	°C	320	340	350	360
H2carga	Nm ³ /m ³	600	600	600	600
WHSV	h ⁻¹	1,5	1,5	1,5	1,5
%masa					
CO2		3,0	2,7	2,3	1,7
C1		0,0	0,1	0,1	0,2
C2=		0,0	0,0	0,0	0,0
C2		0,1	0,2	0,2	0,3
C3=		1,7	1,2	0,8	0,5
C3		1,7	2,5	3,2	3,7
C4=		0,0	0,1	0,1	0,1
IC4		0,0	0,0	0,0	0,1
C4		0,0	0,1	0,2	0,3
C5=		0,0	0,1	0,1	0,1
IC5		0,0	0,0	0,0	0,0
C5		0,0	0,1	0,2	0,3
CO		0,0	0,0	0,0	0,0
C6		0,1	0,1	0,1	0,2
H2O		9,8	10,0	10,3	10,8
%QAV	150-300	7,3	11,3	11,2	17,0
%diesel	300-350	14,5	22,6	22,5	23,8
% livianos	350-450	3,6	7,5	11,2	10,2
% pesados	450+	58,2	41,4	37,5	30,6
%Olefinas QAV		80,0	72,0	64,3	62,0
%Nparafina QAV		20,0	28,0	35,7	38,0
% Olefinas diesel		62,3	46,0	43,6	42,3
% Nparafina diesel		38,1	55,9	58,4	59,7
% Olefinas de livianos		87,9	77,8	77,0	75,5
% Nparafina de livianos		12,1	22,2	23,0	24,5

[059] Comparando los resultados de la Tabla 3 con los de la Tabla 1, parece que CAT1 es más selectivo para la producción de bioQAV que CAT2, que es más selectivo para la generación de pesados o aceites pesados y para la generación de productos con niveles más altos de olefinas. Sin embargo, ambos catalizadores no mostraron producción de CO. CAT2 mostró una mayor generación de CO2 que, combinado con un mayor contenido de olefinas, resulta en un menor consumo de hidrógeno.

[060] La composición del efluente líquido se obtuvo mediante análisis cromatográfico bidimensional y se muestra en la Tabla 4.

Tabla 4	
	%m
Saturados	46,2
Olefinas	48,1
Monoaromáticos	5,71
Diaromáticos	
Poliaromáticos	
Aromáticos totales	5,71

[061] Al comparar los resultados de la Tabla 4 con los de la Tabla 2, parece que el contenido de aromáticos es similar, pero CAT2 es más selectivo para la generación de olefinas que CAT1.

Ejemplo 3

[062] El ensayo con CAT3 (Tipo 1) preparado mediante la impregnación de heptamolibdato de amonio mediante la técnica del punto húmedo en extrudidos cilíndricos de 1,3 mm de diámetro de óxido de circonio y que contienen un contenido nominal de 20% m de MoO₃. El material se secó a 120°C durante aproximadamente 16 horas y se calcinó durante 3 horas a 550°C. En estas condiciones, el molibdeno se encuentra preferentemente en estado de oxidación (+6), en forma de trióxido de molibdeno o estructuras equivalentes.

[063] El reactor se cargó con el catalizador CAT3 y tuvo una temperatura elevada hasta 400°C, con flujo de hidrógeno, para la reducción parcial del óxido metálico. Según el análisis de caracterización por reducción programada de temperatura (TPR), en esta condición se obtiene un catalizador a base de óxido de molibdeno parcialmente reducido, con un grado de reducción entre 1 y 90%, preferiblemente entre 5 y 50%. Después de reducir la temperatura hasta la condición de prueba, se inyectó la carga.

[064] Se utilizó una carga compuesta por 75% m de n-heptano y 25% m de aceite de soja. Los resultados de la prueba se muestran en la Tabla 5.

Tabla 5						
		T2	T3	T4	T5	T6
Presión	MPa	60	60	60	60	60
Temp	°C	320	340	350	330	360
H2carga	Nm ³ /m ³	600	600	600	600	600
LHSV	h ⁻¹	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
%masa						
CO2		0,4	0,4	0,3	0,2	0,3
C1		0,1	0,1	0,2	0,0	0,2
C2=		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C2		0,2	0,2	0,4	0,1	0,3
C3=		0,1	0,0	0,0	0,0	0,0
C3		5,4	3,6	5,8	1,2	4,0
C4=		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
IC4		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C4		0,1	0,1	0,4	0,0	0,3
C5=		0,1	0,2	0,2	0,0	0,3
IC5		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C5		0,1	0,2	0,4	0,0	0,3
CO		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C6		0,1	0,2	0,3	0,0	0,1
H2O		11,9	11,9	12,0	12,0	12,0
%QAV	150-300	12,5	15,1	16,0	14,2	15,6
%diesel	300-350	48,1	47,8	45,7	50,3	49,3
% livianos	350-450	6,3	7,5	11,4	7,9	13,0
% pesados	450+	14,6	12,6	6,9	14,2	4,3
%Olefinas QAV		42,6	40,4	40,0	28,7	32,6
%Nparafina QAV		57,5	59,6	60,0	71,3	67,4
% Olefinas diesel		30,8	30,5	30,3	27,9	29,0
% Nparafina diesel		69,7	70,0	70,3	72,6	71,7
% Olefinas livianos		63,2	67,5	69,7	56,0	67,1
% Nparafina livianos		36,8	32,5	30,3	44,1	32,9

[065] Comparando los resultados de CAT3 (Tabla 5) con los obtenidos con CAT1 (Tabla 1) y CAT2 (Tabla 3), resulta que CAT3 es más selectivo para la producción de diesel renovable y que tampoco presenta formación de CO en la corriente de gas.

Ejemplo 4

[066] Ensayo con lecho compuesto formado a partir de un primer lecho de CAT1 (Tipo 1) y un segundo lecho aguas abajo de CAT4 (Tipo 2). El catalizador CAT4 se preparó impregnando heptamolibdato de amonio mediante la técnica del punto húmedo sobre un soporte cilíndrico extruido de 1,3 mm de diámetro, compuesto por 80% m de gamma-alúmina y 20% m de zeolita beta y conteniendo un contenido nominal de 20% m de MoO_3 . El material se secó a 120°C durante aproximadamente 16 horas y se calcinó durante 3 horas a 550°C. En estas condiciones, el molibdeno se encuentra preferentemente en estado de oxidación (+6), en forma de trióxido de molibdeno o estructuras equivalentes.

[067] Se cargó el reactor con catalizadores CAT1 y CAT4, de manera que el flujo de reacción pasa primero por CAT1 y luego por CAT4, y se eleva la temperatura a 400°C, con flujo de hidrógeno, para la reducción parcial del óxido metálico. Según el análisis de caracterización por reducción programada de temperatura (TPR), en esta condición se obtiene un catalizador a base de óxido de molibdeno parcialmente reducido, con un grado de reducción entre 1 y 90%, preferiblemente entre 5 y 50%. Después de reducir la temperatura hasta la condición de prueba, se inyectó la carga.

[068] Se utilizó una carga que consistía en 75% m de n-heptano y 25% m de aceite de soja. Los resultados de la prueba se muestran en la tabla 6.

Tabla 6			
		T1	T2
Presión	MPa	60	60
Temp	°C	340	350
H2carga	Nm ³ /m ³	600	600
WHSV	h ⁻¹	1,5	1,5
%masa			
CO2		1,1	1,1
C1		0,1	0,1
C2=		0,1	0,0
C2		0,3	0,3
C3=		1,9	1,3
C3		2,3	3,0
C4=		0,2	0,6
IC4		0,4	1,2
C4		0,2	0,4
C5=		0,2	0,5
IC5		0,0	0,0
C5		0,2	0,2
CO		0,0	0,0
C6		0,2	0,1
H2O		11,3	11,3
%QAV	150-300	18,8	33,8
%diesel	300-350	34,5	30,7
% livianos	350-450	12,5	12,3
% pesados	450+	15,7	3,1
%Olefinas + iso QAV		82,1	88,4
%Nparafina QAV		17,9	11,6
% Olefinas+iso diesel		74,4	65,1
% Nparafina diesel		25,9	35,1
% Olefinas aceite		91,1	86,8
% Nparafina+iso aceite		8,9	13,2

[069] Al comparar los resultados de la Tabla 6 con los resultados de la Tabla 1, parece que la introducción del catalizador de Tipo 2 aumenta la conversión, disminuye el rendimiento de aceite pesado y aumenta el rendimiento de QAV, más marcadamente con el aumento de temperatura. . También aumenta la selectividad por compuestos olefínicos, sin alterar la selectividad de compuestos gaseosos. Como en los ejemplos anteriores, no se observó formación de CO en los productos gaseosos.

Ejemplo 5

[070] El ensayo con un lecho formado por un primer lecho CAT1 y un segundo lecho CAT5 aguas abajo. El catalizador bimetálico CAT5 se preparó impregnando heptamolibdato amónico y nitrato de níquel mediante la técnica del punto húmedo sobre soportes cilíndricos extruidos de 1,3 mm de diámetro, compuestos por 80% m de gamma-alúmina y 20% m de beta y zeolita. que contiene un contenido nominal de 24% m MoO_3 y 4,7% NiO . El material se secó a 120°C durante aproximadamente 16 horas y se calcinó durante 3 horas a 550°C. En estas condiciones, el molibdeno se encuentra preferiblemente en el estado de oxidación (+6), en forma de trióxido de molibdeno o estructuras equivalentes, y el níquel está preferiblemente en el estado de oxidación (+2) como óxido de níquel o estructuras equivalentes.

[071] Se cargó el reactor con los catalizadores para que el flujo de reacción pase primero por CAT1 y luego por CAT5, y se elevó la temperatura a 400°C, con flujo de hidrógeno, para reducción parcial de óxido metálico. Según el análisis de caracterización por reducción programada de temperatura (TPR), en esta condición se obtiene un catalizador a base de óxido de molibdeno parcialmente reducido, con un grado de reducción entre 1 y 90%, preferiblemente entre 5 y 50%. Después de reducir la temperatura hasta la condición de prueba, se inyectó la carga.

[072] Se utilizó una carga que consistía en 75% m de n-heptano y 25% m de aceite de soja. Los resultados de la prueba se muestran en la Tabla 7.

Tabla 7						
		T1	T2	T3	T5	T4
Presión	MPa	60	60	60	60	60
Temp	°C	360	350	340	330	320
H2carga	Nm ³ /m ³	600	600	600	600	600
WHSV	h ⁻¹	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
%masa						
CO2		0,7	0,9	0,7	0,8	1,1
C1		0,7	0,5	0,3	0,1	0,1
C2=		0	0	0	0	0
C2		0,4	0,3	0,2	0,2	0,1
C3=		0,1	0,2	0,1	0,4	0,4
C3		11,1	5,8	4,4	2,6	2,9
C4=		0,3	0,4	0,3	0,1	0,1
IC4		14,0	5,5	3,5	0,0	0,1
C4		3,9	1,8	1,2	0,1	0,1
C5=		0,8	0,8	0,5	0,2	0,2
IC5		0,1	0,0	2,0	0,0	0,1
C5		3,1	1,3	0,9	0,1	0,1
CO		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C6		2,5	1	0,5	0,1	0,1
H2O		11,6	11,4	11,6	11,5	11,3
%QAV+ga solina	150-300	30,4	36,2	40,6	18,3	17,2
%diesel	300-350	13,5	33,9	33,2	36,7	34,5
% livianos	350-450	6,8	0,0	0,0	13,1	11,5
% pesados	450+	0,0	0,0	0,0	15,7	20,1
%QAV olef+iso		85,7	85,1	84,9	78,5	71,9
%QAV par		14,4	15,0	15,1	21,5	28,2
%diesel olef+iso		59,8	57,4	53,9	61,3	61,3
%diesel par		40,3	43,1	46,5	39,2	39,1
% aceite olef+iso		90,4	88,4	87,5	87,7	87,8
%olef par		9,6	11,7	12,5	12,3	12,3

[073] Comparando la Tabla 7 con la Tabla 6, se puede observar que CAT5 tiene mayor actividad de craqueo e hidrogenación, que es responsable del bajo rendimiento de aceites pesados y compuestos olefínicos, pero tiene una alta

actividad para reacciones de isomerización. con la generación de compuestos parafinicos ramificados y aromaticos.

[074] La Tabla 8 es el análisis de cromatografía bidimensional del producto líquido medio formado en las diversas pruebas realizadas en el ejemplo 5.

Tabla 8	
	%m
Saturados	86,3
Olefinas	4,2
Monoaromáticos	8,4
Diaromáticos	1
Poliaromáticos	0
Aromáticos totais	9,4

[075] El análisis de la Tabla 8 confirma la baja concentración de compuestos olefinicos y una concentración significativa de compuestos monoaromáticos, que es uno de los productos significativos de esta tecnología.

[076] En la tabla 9 se muestra el análisis composicional (cromatografía PIANIO) de la sección C4 a C7, obtenido a partir del producto medio formado en los ensayos realizados en el ejemplo 5, que corresponde a la fracción de gasolina producida.

Tabla 9			
TOTALES / GRUPOS			C4-C7 (%m)
PARAFINAS	NORMALES		35,9
	1 RAMIFIC		48,3
	+ DE 1 RAMIFICACIÓN		2,2
OLEFINAS	NORMALES		3,4
	1 RAMIFIC		4,8
	+ DE 1 RAMIFICACIÓN		0,4
NAFTENICOS	PARAFINICOS		3,1
	OLEFINICOS		1,6
AROMÁTICOS			0,3
OCTANAGE			
	MON		66,1
	RON		68.5

[077] La Tabla 9 muestra una gasolina con octanaje propio para ser agregada al pool de cadenas de una refinería de petróleo típica, este octano se debe a la presencia de compuestos olefínicos y ramificados que son característicos de este proceso propuesto y también constituyen una innovación.

Ejemplo 6

[078] Para comprobar mejor las ventajas obtenidas con el nuevo proceso, se realizó un experimento en una unidad piloto, que presenta desempeño equivalente a una unidad industrial, configurada en un esquema de proceso compatible con el esquema mostrado en la figura 1, con reciclaje de producto. para diluir la carga. En el reactor 1 se cargaron 160 ml de catalizador CAT1 y en el reactor 2 se cargaron 40 ml de catalizador CAT5. El procedimiento de activación fue idéntico al utilizado en el ejemplo 5. Los resultados se muestran en la tabla 10.

Tabla 10					
		T1	T2	T3	T4
Carga		Aceite soja	Aceite soja	Grasa	Grasa
Presión	MPa	60	60	60	40
Temp	°C	350	355	330	330
H2carga	Nm ³ /m ³	607	600	562	601
WHSV	h ⁻¹	1,5	0,8	1,5	1,5
%masa					
CO2		0,86	1,15	0,43	0,52
C1		0,20	0,27	0,09	0,08
C2=		0,02	0,02	0,00	0,02
C2		0,23	0,37	0,33	0,28
C3=		0,76	0,70	0,79	0,82
C3		2,38	3,77	3,85	3,37
C4=		0,03	0,08	0,00	0,00
IC4		0,01	0,09	0,00	0,00
C4		0,09	0,25	0,03	0,01
C5=		0,00	0,00	0,00	0,00
IC5		0,15	0,05	0,00	0,00
C5		0,09	0,38	0,06	0,03
CO		0,00	0,00	0,00	0,00
C6		0,65	1,50	0,20	0,41
H2O		0,35	0,47	0,17	0,21

%QAV	150-300	14,10	20,00	31,00	29,10
%diesel	300-350	33,90	47,30	49,90	44,10
%aceite liviano	350-450	13,20	6,40	2,80	4,70
%aceite pesado	450+	33,00	17,30	10,30	16,00
%Olefinas+ IsoP QAV		81,80	68,20	34,40	37,20
%Nparafina QAV		18,20	31,80	65,60	62,80
% Olefinas + IsoP diesel		63,60	51,10	22,10	33,10
% Nparafina diesel		36,40	48,90	77,90	66,90

[079] Se utilizaron dos tipos de cargas de triacilglicéridos: aceite de soja y grasa animal, que presentaban un perfil de producto muy distinto, con la carga de grasa más selectiva para la producción de QAV y diesel, mientras que el aceite más insaturado (aceite soja) es más selectiva para la producción de cadenas más pesadas. También fue posible identificar grandes cantidades de productos parafínicos ramificados junto con compuestos olefínicos y parafínicos normales, además de la presencia de compuestos aromáticos.