

MÉTODO PARA PRODUCIR COMBUSTIBLE PARA MOTORES A PARTIR DE ETANOL

CAMPO DE LA INVENCION

La presente invención se refiere a un método para producir combustible para motores, y más particularmente gasolina, queroseno y diésel, a partir de etanol obtenido a partir de una materia prima de origen principalmente vegetal. Además, los productos intermedios y subproductos de la síntesis de combustibles de motor inventiva, es decir; alcoholes, aldehídos, cetonas, éteres, olefinas, parafinas y compuestos aromáticos obtenidos a partir de materias primas de origen principalmente vegetal, se pueden utilizar no solo en la industria química para producir pinturas o polímeros, sino también en la industria farmacéutica, o para la fabricación de productos cosméticos.

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

El rápido crecimiento en el consumo de combustible para motores, por un lado, que resulta en una reducción significativa de las reservas de petróleo y gas de nuestro planeta, y por otro lado, que plantea preocupaciones de la sociedad con respecto al deterioro del medio ambiente, estimula la búsqueda de combustibles alternativos para motores. Los desafíos que enfrenta la industria moderna con respecto a la reducción de las emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera estimulan la investigación para mejorar los métodos existentes y crear otros nuevos para la fabricación de combustible para motores a partir de materias primas renovables. Actualmente, la materia prima más atractiva para la fabricación de combustibles alternativos para motores es la biomasa, que se produce directamente a partir del dióxido de carbono que llega constantemente a la atmósfera. Recientemente, ha aparecido un número significativo de trabajos sobre los métodos de procesamiento de biomasa en combustible para motores y, en primer lugar, sobre los métodos de producción de queroseno a partir de materias primas de origen biológico.

US 8193402 B2, US 8373012 B2 y US 8487149 B2 describen microorganismos que, mediante fermentación, proporcionan la conversión de carbohidratos aislados de biomasa vegetal tanto en alcoholes C₂-C₆ individuales como en una mezcla de alcoholes C₂-C₆. Los alcoholes obtenidos, a su vez, se deshidratan en las olefinas correspondientes. Las olefinas C₂-C₆ obtenidas tanto como olefinas individuales como mezclas, se oligomerizan, produciendo olefinas C₆-C₂₁. Luego, las olefinas C₆-C₂₁ obtenidas se hidrogenan dando como resultado un

producto que contiene uno o unos pocos alcanos C_6 - C_{21} saturados.

WO 2018071905 y US 2020010767 A1 describen métodos y materiales para la oligomerización de olefinas inferiores, por ejemplo, olefinas C_2 - C_8 , en combustibles de transporte, incluyendo diésel y/o combustible para aviones. En algunas modalidades, se utilizan catalizadores de tungsteno-circonio para realizar la oligomerización.

US 10633320 B2 propone un proceso para convertir mezclas de aceite de fusel crudo y/o refinado en productos químicos renovables de mayor valor por medio de catalizadores de óxido metálico mixto o zeolita. La patente describe métodos para dirigir una corriente vaporizada de aceites de fusel crudos y/o refinados a través de diversos catalizadores de óxidos metálicos mixtos, zeolitas dopadas con metales o zeolitas dopadas no metálicas, y/u óxidos metálicos, obteniendo productos de mayor valor. Los productos químicos renovables producidos utilizando estos catalizadores incluyen metil isobutil cetona (MIBK), diisobutil cetona (DIBK), isoamileno e isopreno.

US 2011245542 A1 describe la síntesis de combustibles líquidos a partir de hidrocarburos oxigenados. Se proporcionan procesos y sistemas de reactores para convertir hidrocarburos que contienen oxígeno en hidrocarburos, cetonas y alcoholes utilizados como combustibles líquidos como gasolina, combustible para aviones o combustible diesel, y productos químicos industriales. El proceso comprende la conversión de hidrocarburos monooxigenados tales como alcoholes, cetonas, aldehídos, furanos, ácidos carboxílicos, dioles, trioles y/u otros polioles en hidrocarburos C_{4+} , alcoholes y/o cetonas por condensación. Los hidrocarburos oxidados pueden provenir de cualquier fuente, pero los preferidos son los derivados de la biomasa. La enseñanza de la patente difiere en la forma en que existe una interacción catalítica del oxigenado en la fase de vapor con hidrógeno en presencia de un catalizador de condensación básico que contiene un componente seleccionado del grupo que consiste en Li, Na, K, Cs, B, Rb, Mg, Ca, Sr, Si, Ba, Al, Zn, Ce, La, Y, Sc, Y, Zr, Ti, hidrotalcita, fosfato, zeolita de aluminosilicato tratada con base, aluminato de zinc, resina base, nitrato base, aleaciones o combinaciones de los mismos, a temperaturas de condensación que varían de alrededor de 80 °C a 500 °C y una presión de condensación de al menos 0,1 atm, para obtener un compuesto C_{4+} , donde el compuesto C_{4+} incluye un miembro seleccionado del grupo que consiste en alcohol C_{4+} , cetona C_{4+} , alcano C_{4+} , alqueno C_{4+} , cicloalcano C_{5+} , cicloalqueno C_{5+} , arilo, arilo condensado y mezclas de los mismos.

Además, US 2012198760 A1 y US 9228134 B1 describen un método y sistemas para

producir combustible destilado a partir de biomasa. La invención descrita en la misma proporciona métodos, sistemas de reactor y catalizadores para convertir materia prima derivada de biomasa en hidrocarburos C_8+ usando catalizadores heterogéneos. La corriente de producto se puede separar y procesar adicionalmente para su uso en la industria química, o como un combustible limpio, o como un componente de mezcla para combustibles de aviación y diesel, o como aceites pesados para lubricantes y/o combustibles líquidos.

US 9771533 B2 y US 9932531 B2 describen sistemas y procesos para la conversión de materias primas de etileno en combustibles de hidrocarburos. Se describen sistemas, procesos y catalizadores para producir combustibles y mezclas de combustibles que contienen relaciones seleccionadas de hidrocarburos de rango de combustible de cadena abierta y cerrada adecuados para la producción de combustibles alternativos, incluyendo gasolinas, combustibles para aviones y combustibles diesel. Los hidrocarburos de gama de combustible se pueden producir a partir de materias primas que contienen etileno y etanol.

US 2020165176 A1 describe un método para convertir etanol en 1-butenos y 2-butenos en un solo reactor. El documento describe procesos simplificados para producir productos químicos en demanda, como butenos, a partir de materias primas que contienen etanol. En un conjunto de modalidades, esto se logra en una etapa en la que la alimentación de etanol en fase gaseosa se pasa sobre un catalizador de óxido metálico ácido que tiene una dispersión de metal de transición de al menos 5 % en un soporte de óxido metálico. El contenido de etanol en la mezcla de alimentación puede variar del 10 % al 100 % de la alimentación, y cuando no está relacionado con los alimentos, el etanol de alimentación puede contener agua. Se describe el método para la producción de buteno a partir de una materia prima que contiene etanol en una etapa. El método incluye la etapa de pasar la materia prima que contiene etanol en la fase gaseosa sobre un catalizador 4 % en peso Ag / 4 % en peso ZrO_2/SiO_2 -SBA-16 que tiene una dispersión del metal de transición Ag de no menos de 30 %, a una temperatura de 325°C, una presión de 7 bar y una tasa de flujo de 0,23 h⁻¹ en presencia de un portador de hidrógeno para la formación directa de butenos, con una selectividad igual o mayor que 13 % de etanol, en donde una capacidad de hidrogenación relativamente débil de Ag y materiales débilmente ácidos del portador proporciona mantenerlo sin cambios.

US 2013144094 A1, US 2013219778 A1 y US 2013237728 A1 describen métodos para la conversión directa de compuestos oxigenados derivados de biomasa en hidrocarburos con una cadena más larga. Los hidrocarburos de cadena más larga se caracterizan por un mayor

contenido de naftenos, que es muy útil en combustibles de rango destilado, o más específicamente combustibles de ña gama de aviones y diesel. Los naftenos ayudan a que los hidrocarburos derivados de la biomasa cumplan con las especificaciones de los productos para aviones y diésel, al tiempo que ayudan realmente a las propiedades de flujo en frío. Una de las
5 modalidades describe los procesos de hidrotratamiento que proporcionan la conversión selectiva de glicoles en monoalcoholes que se pueden mezclar como biocombustibles. Los catalizadores NiMo y CoMo son activos en la reacción y las condiciones de reacción también pueden afectar la selectividad de los monoalcoholes. Las materias primas oxigenadas derivadas de la biomasa se convierten en una variedad de combustibles, incluidos los hidrocarburos
10 de la gasolina, el combustible para aviones y el combustible diésel. Se proponen métodos generales que incluyen hidrólisis, deshidratación, condensación, oligomerización e hidrogenación.

US 2015376511 A1 y US 2016108323 A1 proporcionan un método para producir hidrocarburos de combustible para aviones a partir de alcoholes derivados de celulosa y hemi-
15 celulosa, tales como pentanodiol e hidroximetil tetrahidrofurano, que también se conoce como alcohol tetrahidrofurfurílico. Los alcoholes se empalman o dimerizan utilizando la síntesis de Guerbet, en la que se forman moléculas orgánicas de cadena más larga utilizando un catalizador de condensación de alcohol heterogéneo. También se describe un método para convertir moléculas que contienen uno o más grupos funcionales de alcohol en moléculas más
20 grandes. Los alcoholes tales como metanol, etanol, propanol y hexanol, y dioles/glicoles tales como propilenglicol y butanodiol se alimentan a un catalizador de metal soportado, tal como un catalizador de metal noble o ácido sólido en presencia de hidrógeno a temperaturas y presiones elevadas, produciendo una mezcla de hidrocarburos y productos oxigenados.

US 8049048 B2 divulga combustibles de motor renovables. La descripción proporciona
25 un combustible de motor renovable derivado completamente de fuentes de biomasa. Una de las modalidades describe combustible de motor totalmente renovable que comprende uno o más éteres con bajo contenido de carbono, uno o más furanos, derivados de pentosano, uno o más hidrocarburos aromáticos, uno o más alcanos de cadena lineal C₄–C₁₀ derivables de polisacáridos y uno o más bioaceites. Además, el combustible puede contener trietanolamina.
30 Dicho combustible renovable de menor octanaje se puede utilizar, por ejemplo, en combustible para automóviles, combustible de aviación de 100 LL y motores de turbina. Estos combustibles de etanol totalmente renovables pueden tener una amplia gama de octanajes y energías y se pueden utilizar de manera efectiva para reemplazar el combustible de aviación de 100 LL (conocido como AvGas), así como el combustible de alto octanaje, de cohetes, diésel y de

turbinas de gas. En otra modalidad, se proporciona un combustible de aviación sintético de alto octanaje que contiene isopentano y mesitileno y un proceso para producirlo a partir de una biomasa.

CA 2800057 A1 y US 8852296 B2 describen combustible renovable para motores y un
5 método para producirlo. Se divulga un combustible no petrolero de alto octanaje obtenido a partir de fuentes de biomasa y un método para su producción. El método de producción incluye la reducción de la materia prima de biomasa a azúcares, la fermentación de azúcares utilizando microorganismos o sus mutágenos para producir etanol o ácido acético, la conversión de ácido acético o etanol en acetona y la conversión de acetona en mesitileno e isopentano,
10 los principales componentes del combustible del motor. La trimerización de acetona se puede llevar a cabo en presencia de un catalizador que contiene al menos un metal seleccionado de un grupo que consiste en niobio, hierro y manganeso. El etanol se puede convertir en mesitileno en una reacción de deshidratación en presencia de un catalizador de óxido de zinc u óxido de calcio, y el etanol sin reaccionar y el agua se separan del mesitileno por destilación.
15 Estos combustibles a base de etanol son renovables y pueden formularse para tener una amplia gama de valores de octanaje y energía, y pueden usarse de manera efectiva para reemplazar el combustible de aviación de 100LL (conocido como AvGas), así como los combustibles de alto octanaje, cohetes, diesel, motores de turbina, así como combustibles de motores de encendido por chispa de dos ciclos. El etanol se puede convertir en mesitileno en
20 una reacción de deshidratación en presencia de un catalizador de óxido de zinc u óxido de calcio, y el etanol sin reaccionar y el agua se separan del mesitileno por destilación. Estos combustibles de etanol a base de biomasa son totalmente renovables, pueden tener una amplia gama de octanos y energías, y se pueden utilizar de manera efectiva para reemplazar el combustible de aviación de 100 LL (conocido como AvGas), así como el combustible de alto
25 octanaje, cohete, diesel, turbina de gas y también combustible para motores de encendido por chispa de dos tiempos.

US 9447347 B2 enseña la producción de biocombustibles a través de la condensación por hidrogenólisis. El método descrito comprende proporcionar un carbohidrato; hacer reaccionar el carbohidrato directamente con hidrógeno en presencia de un catalizador de hidrogenólisis para producir un producto de reacción que comprende un poliol; y luego procesar al
30 menos una porción del producto de reacción para formar una combinación de combustible.

US 2012156742 A1 enseña un proceso para producir biocombustibles a partir de biomasa. El documento enseña un método para producir biocombustibles a partir de biomasa

poniendo en contacto la biomasa con un medio acuoso para formar una biomasa extraída, separando al menos una porción de un licor acuoso de la biomasa extraída proporcionando así la corriente de licor acuoso que comprende carbohidratos solubles; poniendo en contacto la corriente de licor acuoso con un sustrato de purificación eficaz para eliminar compuestos de azufre y compuestos de nitrógeno produciendo así una corriente de carbohidratos tratados que tiene menos del 35 % del contenido de azufre y menos del 35 % del contenido de nitrógeno de la alimentación de licor acuoso no tratado, basándose en la corriente de licor acuoso no tratado, poniendo en contacto luego la corriente de carbohidratos tratados con un catalizador de reformado de fase acuosa para formar una pluralidad de intermedios oxigenados; y procesando al menos una porción de los intermedios oxigenados para formar un combustible líquido.

US 9862655 B2 describe un método y sistemas para producir hidrocarburos de gama de aviones. Se describen métodos y sistemas para producir hidrocarburos de gama de aviones. En una modalidad ilustrativa, un proceso para producir hidrocarburos de gama de aviones comprende los pasos de combinar una primera corriente de hidrocarburos olefínicos C_4 y una segunda corriente de hidrocarburos olefínicos C_5-C_8 para producir una tercera corriente de hidrocarburos C_4-C_8 , oligomerizar la tercera corriente de hidrocarburos olefínicos C_4-C_8 para producir una cuarta corriente de hidrocarburos olefínicos C_4-C_{20} y separar los hidrocarburos C_5-C_8 de la cuarta corriente de hidrocarburos olefínicos C_4-C_{20} para producir una segunda corriente de hidrocarburos olefínicos C_5-C_8 y una quinta corriente de hidrocarburos olefínicos C_9-C_{20} . El método incluye además el paso de hidrogenar una quinta corriente de hidrocarburos olefínicos C_9-C_{20} para producir una sexta corriente de hidrocarburos parafínicos C_9-C_{20} de la gama de combustible para aviones.

US 2016312131 A1, US 2016312134 A1 proporcionan un proceso para producir hidrocarburos de gama de aviones. Lo descrito en la presente para producir hidrocarburos adecuados para combustible para aviones, incluye hacer pasar una materia prima de olefina renovable que comprende olefinas C_3 a C_8 a un reactor de oligomerización que contiene un catalizador de zeolita para producir un efluente oligomerizado, separar el efluente oligomerizado en al menos una corriente ligera y una corriente de olefina pesada. Al menos una primera porción de la corriente de olefina pesada se recicla al reactor de oligomerización para diluir la materia prima de olefina renovable. Una porción de la corriente de olefina pesada puede hidrogenarse y separarse para proporcionar un producto de hidrocarburo adecuado para el combustible para aviones. También se describen métodos y sistemas para producir hidrocarburos de alcance de chorro. En una modalidad ilustrativa, un proceso para producir hidrocarburos de

gama de aviones incluye los pasos de combinar una primera corriente que contiene hidrocarburos olefínicos C_4 y una segunda corriente que contiene hidrocarburos olefínicos C_5-C_8 para producir una tercera corriente que contiene hidrocarburos C_4-C_8 . Un paso para oligomerizar una tercera corriente que contiene hidrocarburos olefínicos C_4-C_8 para producir una cuarta corriente que contiene hidrocarburos olefínicos C_4-C_{20} . Los hidrocarburos C_5-C_8 separados de la cuarta corriente que contiene hidrocarburos olefínicos C_4-C_{20} , se envían a la segunda corriente, obteniendo una quinta corriente que contiene hidrocarburos olefínicos C_9-C_{20} . El método incluye además el paso de hidrogenar una quinta corriente que contiene hidrocarburos olefínicos C_9-C_{20} para obtener una sexta corriente que contiene hidrocarburos parafínicos C_9-C_{20} en la gama de combustible para aviones.

US 2010146843 A1 y US 2011126448 A1 describen un proceso, planta y biocombustible para la producción integrada de biocombustibles. La presente invención se refiere a un proceso, una planta y un biocombustible para la producción integrada de biocombustibles, tal como con butanol, biodiesel y productos de azúcar. El proceso integrado incluye el paso de eliminar la hexosa de una materia prima para formar un material lignocelulósico. El proceso también incluye el paso de convertir la hexosa en butanol y/o un combustible biodiesel, y el paso de despolimerizar el material lignocelulósico para formar pentosa y un residuo. El proceso también incluye el paso de convertir la pentosa en butanol y/o un material biodiesel. El proceso también incluye el paso de convertir pentosa en biogasolina y/o combustible biodiesel.

WO 2014154799 describe la producción de una composición de hidrocarburo de destilado medio. Se reivindica un proceso para la preparación de una composición de hidrocarburo de destilado medio a partir de etileno, en donde dicho proceso comprende los siguientes pasos: (a) alimentar una composición de etileno en una zona de reacción de oligomerización que contiene un catalizador de oligomerización de níquel soportado para formar un producto de oligomerización A, en donde la reacción de oligomerización se opera a una temperatura en el intervalo de 30 a 300 °C y una presión de al menos 10 bar; (b) separar una corriente de productos ligeros B, una corriente de producto de destilado medio C y una corriente de productos pesados D del producto de oligomerización A, en donde la corriente de producto ligero B comprende la fracción de producto de oligomerización A, que hierve en el intervalo de ebullición de monoolefina C_2-C_8 y una corriente de producto de destilado medio C que comprende una fracción de producto de oligomerización A, que hierve por encima del intervalo de ebullición de la corriente de producto ligero B y por debajo del intervalo de ebullición de la corriente de productos pesados D, y en donde la corriente de producto pesado D comprende la fracción

de producto de oligomerización A, que hierve por encima del intervalo de ebullición de monoolefina C_{22} ; (c) reciclar una porción de la corriente de productos ligeros B a la zona de reacción de oligomerización de la etapa (a) del proceso; (d) alimentar la corriente de producto pesado D y una porción de la corriente de productos ligeros B en una zona de reacción de metátesis de olefinas para producir una corriente de producto de metátesis E; (e) separar un producto de destilado medio F de la corriente de producto de metátesis E; y (f) hidrogenar la corriente de producto de destilado medio C, en donde la composición de hidrocarburos de destilado medio comprende al menos una porción de la corriente de producto de destilado medio hidrogenado C y al menos una porción del producto de destilado medio F.

EP 2285972 A2 enseña un método para tratar biomasa mediante irradiación con un haz de electrones para obtener productos útiles, incluyendo combustible. La biomasa vegetal, la biomasa animal y la biomasa de residuos urbanos expuestos a la irradiación con haz de electrones se procesan para producir productos útiles. Los materiales celulósicos y lignocelulósicos, así como los materiales que contienen almidón o azúcar, se pueden usar como materia prima en el método reivindicado para procesar biomasa. La biomasa irradiada se utiliza para producir etanol y butanol por fermentación.

WO 2019084518 A1 y US 2019233751 A1 enseñan un método para preparar etanol celulósico que tiene un contenido de carbono biogénico del 100 % según lo determinado por ASTM 6866-18, que incluye tratar mazorcas de maíz molidas con radiación de haz de electrones y sacarificar la mazorca de maíz molida irradiada para producir azúcares. El método también incluye fermentar los azúcares con un microorganismo. Las descripciones describen una gasolina no mezclada derivada de biomasa celulósica con un índice de octano de investigación superior a alrededor de 87 según lo determinado por ASTM D2699. Al mismo tiempo, se indica que la gasolina no mezclada se obtiene como resultado del tratamiento catalítico del etanol obtenido a partir de biomasa celulósica. Además, se describe un combustible para aviones derivado de biomasa celulósica que comprende alrededor de 25 % de hidrocarburos aromáticos, alrededor de 2,5 % de alquenos, alrededor de 41 % de alcanos y alrededor de 8,5 % de compuestos oxigenados (peso/peso).

US 2012271081 A1 describe un método para la producción de hidrocarburos C_{10+} a partir de compuestos orgánicos heteroatómicos. La invención se refiere a un método para producir hidrocarburos C_{10+} a partir de compuestos orgánicos heteroatómicos que comprenden al menos un heteroátomo elegido de oxígeno, azufre y halógeno, solo o en combinación. El método para producir un destilado a partir de materias primas orgánicas que contienen al

menos un heteroátomo incluye el primer paso de convertir los compuestos orgánicos de partida en olefinas. En el segundo paso de conversión, las olefinas se oligomerizan en presencia de al menos 0,5 % en peso de compuestos que contienen oxígeno. En virtud de la presencia de oxigenados durante la oligomerización, este proceso permite mejorar el rendimiento del destilado.

Además, US 2012271085 A1 enseña un método para producir un destilado a partir de una alimentación de hidrocarburos, que comprende la condensación de alcohol. La invención se refiere a un método para oligomerizar olefinas C_3 - C_{10} en un destilado que contiene moléculas C_{10+} . De acuerdo con la descripción, la oligomerización de olefinas C_3 - C_{10} en presencia de al menos un alcohol que contiene al menos dos átomos de carbono proporciona la producción de hidrocarburos C_{10+} .

US 9790444 divulga métodos para producir combustibles. La descripción generalmente se refiere a la producción de combustibles y, más específicamente, a la conversión catalítica de alcoholes en cetonas de hidrocarburos adecuadas para su uso como componentes en combustibles. Más específicamente, la descripción se refiere a la conversión catalítica de una mezcla de isopropanol + butanol + etanol (IBE) o acetona + butanol + etanol (ABE) en cetonas adecuadas para su uso como combustible. Las mezclas de ABE o IBE se pueden obtener por fermentación de biomasa o azúcares. Un método para producir una mezcla de cetonas de hidrocarburos, que comprende poner en contacto acetona y al menos dos o más alcoholes primarios con un catalizador y, opcionalmente, una base para obtener una mezcla de cetonas de hidrocarburos, en donde el catalizador comprende: (i) uno o más metales, y (ii) hidrotalcita (HT), óxido de lantano (La_2O_3), dióxido de titanio (TiO_2) u óxido de magnesio (MgO), o cualquier combinación de los mismos.

US 9914672 B2 enseña un método para convertir alcoholes en combustibles destilados. Se describe un proceso para la producción de combustibles para aviones y otros combustibles pesados a partir de alcoholes y mezclas de alcoholes. El proceso puede incluir poner en contacto en una zona de reacción al menos un alcohol C_2 a C_{11} con un catalizador sólido que tiene actividad para la deshidratación simultánea de los alcoholes para formar olefinas, isomerización de las olefinas para formar olefinas internas y oligomerización de las olefinas producidas in situ mediante deshidratación para formar un efluente que comprende hidrocarburos mono-olefínicos. Preferentemente, la alimentación de alcohol es una mezcla de alcoholes, tales como alcoholes C_2 a C_7 o alcoholes C_4 y C_6 , lo que permite la producción de una mezcla de hidrocarburos ramificados que se pueden usar directamente como combustible

para aviones sin mezclar. El método descrito para la producción de combustible para aviones y otros combustibles pesados comprende: (i) en la zona de reacción, poner en contacto una mezcla de dos o más alcoholes de C₂ a C₁₁, que incluye al menos un alcohol secundario, con un catalizador sólido que tiene actividad para deshidratar alcoholes para producir olefinas y agua; (ii) oligomerización de olefinas obtenidas in situ a partir de la reacción de deshidratación; y (iii) isomerización de los oligómeros de olefina y olefinas resultantes para producir olefinas internas, para obtener hidrocarburos monoolefínicos. Además, se enseña que los alcoholes C₂ a C₁₁ se obtienen mediante fermentación de biomasa o gasificación de biomasa a gas de síntesis seguido de una síntesis de Fischer-Tropsch modificada.

10 US 9688590 B2 enseña la producción de reactores y otros combustibles pesados a partir de isobutanol.

US 8329970 B2 enseña un método para la desoxigenación de materiales de origen biológico. La descripción se refiere a un método para la desoxigenación de materiales de origen biológico y particularmente a la eliminación de oxígeno de compuestos orgánicos derivados de biomasa con monóxido de carbono, para producir hidrocarburos lineales y ramificados adecuados como biocombustibles o como mezclas o componentes para biocombustibles, tales como gas, gasolina, combustible diesel y combustible de aviación, así como disolventes. El método comprende poner en contacto una materia prima con monóxido de carbono en presencia de un catalizador que comprende un metal seleccionado de un grupo que consiste en rutenio, manganeso, rodio, renio, osmio, iridio, molibdeno, cobre, zinc, paladio, platino y cobalto, en presencia de agua, en condiciones alcalinas a una temperatura de 150 a 350 °C y a una presión de 0,1 a 150 bar, para producir hidrocarburos.

WO 2020093127 A1 enseña un proceso para producir un compuesto de isoparafina renovable y el uso del compuesto de isoparafina renovable. La invención reivindicada se refiere a un proceso para producir un compuesto de isoparafina renovable con un índice de octano alto, que comprende un paso de reacción de Guerbet entre una carga inicial de alcohol C₅, obtenida a partir de materia prima renovable, y metanol para producir un alcohol C₆ renovable ramificado; deshidratación del alcohol C₆ renovable ramificado en una olefina C₆; e hidrogenación de la olefina C₆ en isoparafina renovable. También se describe un compuesto de isoparafina renovable con un alto octanaje, que comprende al menos 50 % de carbono de origen natural renovable en su composición, y el uso de dicha parafina renovable en gasolinas en general y en gasolinas especiales de alto rendimiento, como la gasolina de aviación.

Además de las divulgaciones mencionadas anteriormente, los siguientes documentos

mencionados a continuación tienen relevancia para la invención reivindicada.

Existe una serie de descripciones de patentes que se ocupan de la hidroformilación de olefinas ligeras, que incluyen etileno y propileno.

GB 1086100 enseña un método para producir aldehídos mediante hidroformilación de olefinas: se hace reaccionar etileno o propileno con una mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno, así como un gas inerte, en presencia de catalizadores que contienen cobalto a una presión no superior a 20 MPa y una temperatura de 135 °C. El contenido de hidrógeno en la cantidad total de gas en el reactor es del 30 al 45 % molar, y el gas inerte es del 5 al 15 % molar. Se puede usar metano, etano o nitrógeno como gas inerte. En el proceso de hidroformilación descrito, se pueden usar catalizadores de hidroformilación que contienen cobalto estándar tales como acetato de cobalto, óxido de cobalto, naftenato de cobalto, formiato de cobalto, carbonilo o hidrocarbonilo de cobalto, oleato de cobalto y carbonato de cobalto.

JP 2006160746 describe un método de hidroformilación, caracterizado por la adición de un aldehído a la etapa de síntesis. La implementación de la hidroformilación utilizando un complejo de cobalto no modificado para un catalizador, así como la presencia de aldehídos en la materia prima, aumenta la selectividad de la formación del producto objetivo en el intervalo de 0,5 a 20 % en moles. El método se refiere a la hidroformilación de olefinas que tienen de 7 a 25 átomos de carbono.

CN 1168129 describe un método que proporciona la hidroformilación de una corriente de hidrocarburos que comprende una corriente que contiene de 27,5 a 75 % en peso de etileno y un contenido total de olefina de hasta 80 % en peso basado en el contenido total de hidrocarburos. Luego, en presencia de un catalizador que contiene rodio, se pone en contacto con el gas de síntesis y se recupera el producto de hidroformilación. El catalizador se preparó en una autoclave de 500 ml equipado con un sistema de suministro continuo de gas con control de contrapresión. 201 g de tetraglima, 15,6 g de trifenilfosfina y 0,70 mg de rodio se mezclaron bajo nitrógeno. La solución de catalizador se transfirió a la autoclave bajo nitrógeno, y la autoclave se purgó con nitrógeno, y luego la corriente de gas se introdujo en la caldera como se indica en la Tabla 1. Luego, la presión se ajustó a 1000 kPa (presión absoluta) y se encendió el control de contrapresión, después de lo cual la autoclave y su contenido se calentaron hasta 100 °C. Con un contenido de catalizador de 85 ppm, la conversión de olefinas en la reacción de hidroformilación alcanzó el 65 %.

CN 101768062 A enseña un proceso de hidroformilación que utiliza un complejo soluble en agua a base de rodio fosfina. El proceso se lleva a cabo en un reactor de mezcla estática e implica la formación simultánea de propanal y butanal. La invención es un proceso continuo, la solución acuosa de catalizador se recircula mediante una bomba, la velocidad espacial de la solución acuosa de catalizador en el reactor de mezcla estática es de 0,2 a 1,2 m/s. El tiempo de residencia del líquido de reacción en el tanque de circulación es de 10-20 segundos. La proporción molar de olefina a gas hidrógeno y monóxido de carbono en la mezcla de alimentación es de 1:(1,0-1,1):(1,0-1,1). La presión de reacción de la hidroformilación es de 1,4 MPa a 2,5 MPa, y la temperatura de reacción es de 70 a 110 °C. Dado que la hidroformilación es una reacción fuertemente exotérmica, se espera la eliminación de calor del reactor. El grado de conversión de olefinas de acuerdo con el método de hidroformilación reivindicado es del 96,2 % y la selectividad es del 95 %.

CN 102115433 describe un método para la síntesis de propanal en un catalizador que es rodio trifenilfosfina. En este catalizador, la concentración de rodio fue de 100 ppm y la concentración de trifenilfosfina fue de 2,0 %. La síntesis de propanal se realizó a una presión de 1,5 MPa y una temperatura de 80°C. El rendimiento del propanal alcanzó el 99.6 %.

RU 2354642 C2 enseña un método de hidroformilación de olefinas C₂-C₂₀, caracterizado porque las olefinas se hidroformilan en presencia de un sistema catalítico que contiene rodio, un ligando de polifosfito y un ligando promotor que contiene fósforo. Se dan las fórmulas generales del ligando polifosfito y el ligando promotor.

RU 2561171 C1 describe un método de hidroformilación continua en dos etapas de olefinas C₃-C₄ y una unidad de proceso para producir aldehídos C₄-C₅. La hidroformilación de olefinas se lleva a cabo utilizando una solución de catalizador de recirculación que contiene un complejo de rodio, ligandos organofosforados, aldehídos producto y subproductos pesados.

Además, RU 2585285 C1 enseña un método para la hidroformilación continua de olefinas C₂-C₈ usando la separación por nanofiltración de productos pesados de una solución de catalizador recirculante que contiene un complejo de rodio con un ligando de fosfito. El método descrito hace posible reducir la pérdida del complejo de rodio catalíticamente activo y el ligando de organofósforo cuando se eliminan productos de condensación pesados de aldehídos.

Además, RU 2602239 C1 enseña un método de hidroformilación de olefinas C₆-C₉ en

alcoholes C₇-C₁₀. La hidroformilación de olefinas C₆-C₉ utiliza un sistema catalítico, que consiste en un compuesto de cobalto a una concentración de 0,15 a 0,40 % en peso y un ligando de organofósforo, que es una trifenilfosfina en una proporción molar con respecto al cobalto en el intervalo de 1 a 1,2. Los alcoholes se producen a una temperatura de 170 a 190 °C y una presión de gas de síntesis de 5 a 10 MPa. La conversión de olefinas C₆-C₉ es de hasta 99 %, y el rendimiento de alcoholes C₇-C₁₀ es de al menos 90 %.

RU 2051734 C1 describe un catalizador para la conversión de etanol en acetona y dióxido de carbono, utilizando un catalizador que contiene óxido de zinc ZnO 96,5-97,9 % y óxido de cerio CeO₂ 2,1-3,42 %.

RU 0002619951 enseña un método de dos etapas para la producción de aldehído propiónico. El método incluye la etapa de hidrogenación de dióxido de carbono en gas de síntesis en presencia de un catalizador que contiene cobalto metálico soportado por una estructura de marco organometálico. Se utilizó rodio metálico soportado por un portador como catalizador para la hidroformilación. El proceso se llevó a cabo en un reactor de flujo continuo de dos estantes a una presión de 20 a 40 atm poniendo en contacto una capa estacionaria de un catalizador que contenía cobalto, colocado en el estante superior del reactor y calentado a una temperatura de 500 °C, con una mezcla de materia prima de H₂ y CO₂ a un caudal volumétrico de suministro de alimentación de gas de 500-1000 h⁻¹. Después de eso, los gases de reacción obtenidos, calentados a una temperatura de 500-520 °C, que contenían una mezcla de CO + H₂ + CO₂, se mezclaron con etileno frío suministrado al espacio entre estantes. La mezcla gaseosa resultante en una proporción de CO:H₂:C₂H₄ = 1:(1-2):1 se suministró al estante inferior del reactor a una temperatura de 170 a 230 °C para la interacción con el catalizador que contiene rodio colocado allí. El método propuesto prevé aumentar la selectividad de la formación del producto objetivo hasta el 58,1 % y el rendimiento hasta el 20,1 %, asegurando la utilización del gas de efecto invernadero, CO₂.

Cabe mencionar que el método de mayor escala y más desarrollado industrialmente para procesar biomasa en alcoholes es actualmente el proceso de producción de etanol.

El etanol se utiliza actualmente en la gasolina, tanto individualmente como en forma de éteres para aumentar el índice de octano. Sin embargo, el uso más amplio de etanol en la gasolina está limitado por el límite de contenido de oxígeno, que está regulado por las normas pertinentes.

Al mismo tiempo, se sabe que el etanol, así como los alcoholes C₃-C₅, se pueden

obtener por biosíntesis y procesar en un combustible para motores libre de oxígeno, véase, por ejemplo, "Conversiones de mezclas de olefinas C₂-C₈ en combustible para aviones y/o combustible diesel con alto rendimiento a partir de alcoholes de base biológica" WO 2018071905 A1, US 2020010767 A1. El método consiste en la producción de parafinas C₈-C₁₆ mediante el procesamiento de alcoholes C₂-C₅ obtenidos por fermentación de carbohidra-
5 tos, extraídos de la biomasa. Las parafinas así obtenidas se pueden utilizar para producir combustible para motores. El método demuestra la posibilidad de obtener hidrocarburos que pueden ser utilizados como componentes del combustible para motores. Además, dicho método indica directamente la necesidad de utilizar alcoholes C₂-C₅ obtenidos a partir de biomasa
10 en la producción de combustible para motores. Además, el documento propone utilizar la oligomerización de olefinas C₂-C₈ para obtener olefinas superiores C₁₂-C₁₆. Además, dicho documento propone utilizar la hidrogenación de olefinas C₈-C₁₆ para obtener parafinas C₈-C₁₆.

CAMPO DE LA INVENCION

Las tareas a resolver por la presente invención son las siguientes:

- 15 - desarrollo de métodos para convertir el alcohol etílico en alcoholes superiores, incluidos los alcoholes C₃-C₈;
- desarrollo de métodos para producir alcoholes C₃-C₈, principalmente alcoholes ramificados;
- mejora de la tecnología de hidroformilación de olefinas C₂-C₃, incluido el objetivo de
20 aumentar el rendimiento de aldehídos ramificados C₄-C₈;
- desarrollo de tecnología para la oligomerización de olefinas inferiores en olefinas superiores, proporcionando la producción de fracciones de olefinas ramificadas superiores, con un contenido de moléculas lineales no superior al 5 %, y libres de compuestos aromáticos y cíclicos;
- 25 - desarrollo de métodos para producir parafinas ramificadas C₆-C₂₄, en las que el número del número de los diversos compuestos no es inferior a 50 y preferentemente superior a 100, y el contenido de moléculas lineales no excede del 5 %, y libre de compuestos aromáticos y cíclicos;
- desarrollo de métodos para producir éteres C₇-C₁₆ de estructura ramificada;
- 30 - desarrollo de métodos de producción y composiciones de gasolina con un índice de

octano RON de al menos 95 y libre de compuestos aromáticos;

- desarrollo de métodos de producción y composiciones de fracciones de hidrocarburos de queroseno de estructura principalmente ramificada, libres de compuestos aromáticos;

5 - desarrollo de métodos de producción y composiciones de queroseno, que contienen fracciones de hidrocarburos de estructura principalmente ramificada, y con un contenido de compuestos aromáticos en el intervalo de 8 % vol. a 25 % vol.;

- desarrollo de métodos de producción de diésel y composiciones diésel que no contengan compuestos aromáticos;

10 - desarrollo de tecnología para la fabricación de gasolina, queroseno y diésel utilizando materias primas de origen biológico.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LA INVENCION

Con el fin de lograr uno o más de los objetivos anteriores, se proporciona el siguiente método para producir a partir de etanol un combustible para motores seleccionado de gasolina, queroseno y diésel, cuyo método comprende los siguientes pasos interconectados:

15 **paso 1.1** convertir una mezcla de etanol y agua en: isopropanol y alcoholes C₅; acetaldehído; una mezcla de parafinas C₁-C₄ y olefinas C₂-C₄; una mezcla de dióxido de carbono e hidrógeno;

paso 1.2 convertir la mezcla de dióxido de carbono e hidrógeno, obtenida en el paso 1.1, hidrógeno adicional y una mezcla de parafinas C₁-C₄ en gas de síntesis;

20 **etapa 1.3** convertir etanol y alcoholes C₃-C₈, incluidos los alcoholes C₅ obtenidos del paso 1.1, en: olefinas C₂-C₈, que incluyen etileno y propileno;

paso 1.4 convertir una mezcla de etanol sin reaccionar del paso 1.1, isopropanol obtenido en el paso 1.1, etileno obtenido en el paso 1.3, usando una reacción de telomerización en butanol secundario y alcoholes C₅-C₈ terciarios, los alcoholes C₅ y C₇ terciarios siendo
25 obtenidos a partir del isopropanol, y los alcoholes C₆ y C₈ terciarios siendo obtenidos a partir del etanol, en donde el butanol secundario resultante se dirige al paso 1.3;

paso 1.5 convertir los alcoholes terciarios C₅-C₈, obtenidos en el paso 1.4, mediante deshidratación en olefinas C₅-C₈;

paso 1.6 convertir una primera porción de las olefinas C_5-C_8 , obtenidas en el paso 1.5, mediante oligomerización en olefinas $C_{10}-C_{24}$;

paso 1.7 convertir las olefinas $C_{10}-C_{24}$, obtenidas en el paso 1.6, mediante hidrogenación usando hidrógeno obtenido del paso 1.1, en parafinas $C_{10}-C_{24}$;

5 **paso 1.8** convertir el gas de síntesis, obtenido en el paso 1.2, el etileno obtenido en el paso 1.3, el propileno obtenido en el paso 1.3 y el acetaldehído, obtenido en el paso 1.1, mediante hidroformilación y condensación aldólica en una mezcla de aldehídos C_3-C_4 y aldoles C_5-C_8 , dicha mezcla de aldehídos C_3-C_4 y aldoles C_5-C_8 se hidrogena posteriormente para obtener alcoholes C_3-C_8 , cuyos alcoholes se dirigen al paso 1.3 para obtener olefinas C_3-C_8 ,
10 en donde el acetaldehído produce alcohol C_5 , el etileno del paso 1.3 produce alcoholes C_3 y C_6 , y el propileno del paso 1.3 produce alcoholes C_4 y C_8 ; y en donde el etileno y el propileno del paso 1.3 producen alcohol C_7 ;

paso 1.9 convertir las olefinas C_2-C_8 del paso 1.3, mediante oligomerización en olefinas C_6-C_{24} ;

15 **paso 1.10** convertir las olefinas C_6-C_{24} , obtenidas en el paso 1.9, e hidrógeno, mediante hidrogenación en parafinas C_6-C_{24} ;

paso 1.11 convertir olefinas C_2-C_5 sin reaccionar del paso 1.9, y la mezcla de olefinas C_2-C_4 y parafinas C_1-C_4 , obtenida en el paso 1.1, mediante aromatización en hidrocarburos aromáticos C_7-C_{12} , hidrógeno y una mezcla de parafinas C_1-C_4 , en donde una primera porción
20 del hidrógeno producido se dirige al paso 1.10, y la segunda porción restante del hidrógeno producido y la mezcla de parafinas C_1-C_4 se dirigen al paso 1.2;

paso 1.12 convertir la segunda porción restante de la mezcla de olefinas C_5-C_8 , obtenidas en el paso 1.5, y una porción de alcoholes C_2-C_8 del paso 1.3, en éteres C_7-C_{16} ; y,

paso 1.13 convertir las parafinas $C_{10}-C_{24}$, obtenidas en el paso 1.7, y las parafinas C_6-C_{24} , obtenidas en el paso 1.10, en gasolina C_6-C_{10} , queroseno $C_{11}-C_{18}$ y fracciones diésel $C_{19}-C_{24}$ de un combustible para motores; convertir los hidrocarburos aromáticos C_7-C_{12} , obtenidos en el paso 1.11, en gasolina C_7-C_8 y fracciones de queroseno C_9-C_{12} de un combustible para
25 motores; y convertir los éteres C_7-C_{16} , obtenidos en el paso 1.12, en gasolina C_7-C_{10} y fracciones diésel $C_{11}-C_{16}$ de un combustible para motores, y también mezclar fracciones seleccionadas de los mismos, en un combustible para motores seleccionado de gasolina, queroseno y
30 diésel.

El presente inventor ha desarrollado un método para producir combustible para motores a partir de etanol, en donde el proceso tecnológico de conversión de etanol en combustible para motores se lleva a cabo de la siguiente manera:

El etanol se convierte en alcoholes C_3-C_8 por dos vías diferentes.

- 5 En una de las rutas, una mezcla de etanol y agua a 500-515 °C se pone en contacto con un catalizador heterogéneo que consiste en los siguientes óxidos metálicos: ZnO 60 a 63 % en masa; CeO_2 1 a 6 % en masa; MgO 12 a 18 % en masa; Al_2O_3 13 a 23 % en masa, con las proporciones calculadas en términos de óxido metálico, produciendo un medio de reacción líquido, compuesto principalmente por agua y acetona, así como acetaldehído y dietilcetona.
- 10 Además, se obtiene un medio de reacción gaseoso, compuesto principalmente por dióxido de carbono e hidrógeno, así como olefinas C_2-C_4 y parafinas C_1-C_4 . La acetona y la dietilcetona se hidrogenan luego para producir isopropanol y 3 alcohol pentanol. El acetaldehído se utiliza luego en la condensación aldólica con propanal para obtener 2-metilbutenal, que se hidrogena en alcohol 2-metilbútilico. Se utiliza una mezcla de olefinas C_2-C_4 y parafinas C_1-C_4 en el pro-
- 15 ceso de aromatización para obtener compuestos aromáticos. El dióxido de carbono y el hidrógeno se convierten en gas de síntesis en presencia de catalizadores de Cu o Ni.

Después de eso, el etanol y el isopropanol en presencia de peróxido de ditretamilo interactúan con el etileno para formar sec-butanol, así como alcoholes terciarios C_5-C_8 .

- 20 En otra ruta, los alcoholes C_3-C_8 se obtienen por hidroformilación de etileno o propileno, obtenidos por deshidratación de etanol o propanol en presencia de un catalizador gamma Al_2O_3 , por gas de síntesis producido a partir de dióxido de carbono e hidrógeno. La hidroformilación de etileno o propileno se lleva a cabo en un medio de reacción heterogéneo utilizando un catalizador de rodio soluble en agua. En este caso, la concentración de rodio en la fase acuosa es de 30 a 50 ppm. Las sales de sodio del ácido trifenilfosfina-sulfónico se
- 25 utilizan como ligando: desde la sal de sodio del ácido trifenilfosfina-3-sulfónico hasta la sal trisódica del ácido trifenilfosfina-3,3',3''-trisulfónico. El proceso de obtención de aldehídos propiónicos o butil se lleva a cabo a una temperatura de 45 a 90 °C y una presión de 1,0 a 3,0 MPa. Los acetaldehídos, propiónicos y aldehídos de n-butilo obtenidos se tratan mediante condensación aldólica cruzada en presencia de un catalizador granular heterogéneo, que con-
- 30 tiene al menos 93 % de ZSM-5 modificado por 3,5 a 7,0 % de Zn a una temperatura de 100 a 150°C y una presión de 0,5 a 1,0 MPa. La mezcla resultante de aldehídos y aldoles C_3-C_8 se hidrogena luego para proporcionar alcoholes C_3-C_8 .

Además, se descubrió que la hidroformilación de etileno o propileno obtenida en la deshidratación de etanol o propanol mediante gas de síntesis producido a partir de dióxido de carbono e hidrógeno se puede realizar en un medio de reacción heterogéneo utilizando un catalizador de cobalto soluble en agua. Cuando se usa un catalizador de cobalto, la concentración del metal en la fase acuosa es de 0,1 % a 1,0 %. En este caso, las sales sódicas del ácido trifenilfosfina-sulfónico se utilizan como ligando: desde la sal sódica del ácido trifenilfosfina-3-sulfónico hasta la sal trisódica del ácido trifenilfosfina-3,3',3''-trisulfónico. La hidroformilación de etileno o propileno se lleva a cabo a una temperatura de 120 a 145 °C y una presión de 3,0 a 5,0 MPa. Se demostró que, además de la formación de los aldehídos propiónicos o butilo, la condensación de dichos aldehídos se produce en el medio de reacción para producir 2-metil pentenal o 2-etilhexenal. La hidrogenación de las mezclas de aldehído y aldol resultantes proporciona la producción de mezclas de alcoholes C₃-C₈.

Las olefinas C₂-C₈ obtenidas por deshidratación de alcoholes C₂-C₈ primarios y secundarios se oligomerizan en presencia de un catalizador heterogéneo, que contiene al menos 93 % de ZSM-5 modificada por 3,5 a 7,0 % de Zn, o en presencia de un catalizador heterogéneo que contiene al menos 95 % de ZSM-5 modificada por 3,5 a 5,0 % de Zn y 0,1 a 1,5 % de Ce, a una temperatura de 250-350°C y una presión de 2.0-5.0 MPa para obtener olefinas C₆-C₂₄. Las olefinas C₂-C₅ sin reaccionar de la reacción de oligomerización se utilizan como materia prima para producir compuestos aromáticos C₇-C₁₂ en presencia de un catalizador heterogéneo, que contiene al menos 93 % de ZSM-5 modificado por 3,5 a 7,0 % de Zn a una temperatura de 350 a 450 °C y una presión de 0,5 a 5,0 MPa.

Las olefinas C₅-C₈, obtenidas por deshidratación de alcoholes C₅-C₈ terciarios, se oligomerizan en presencia de un catalizador heterogéneo, que es una resina de intercambio iónico en forma de un intercambiador catiónico, por ejemplo, Amberlite15, a una temperatura de 70-120 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa para proporcionar olefinas C₁₀-C₂₄. Las olefinas C₅-C₈ sin reaccionar de la reacción de oligomerización y una parte proporcional de los alcoholes C₅-C₈ primarios y secundarios se utilizan como material fuente para producir éteres C₇-C₁₆ en presencia de una resina de intercambio iónico en forma de, por ejemplo, un intercambiador catiónico, Amberlite15, a una temperatura de 70 a 120 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa.

Las olefinas C₆-C₂₄ y C₁₀-C₂₄ se hidrogenan en presencia de un catalizador heterogéneo, que contiene óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1, a una temperatura de 150 a 200 °C y una presión de 4,5 a 5,0 MPa para obtener parafinas C₆-C₂₄ y C₁₀-C₂₄. Después de eso, las parafinas C₆-C₂₄ y C₁₀-C₂₄ se dirigen a la rectificación para obtener

gasolina C₆-C₁₀, queroseno C₁₁-C₁₈ y fracciones diesel C₁₉-C₂₄. La fracción de gasolina aislada de parafinas C₆-C₁₀ se mezcla con éteres C₇-C₁₀ y/o hidrocarburos aromáticos C₇-C₈ para obtener gasolina que cumpla con la norma actual EN228, sin embargo, con un índice de octano RON de al menos 100 y MON de al menos 93. La fracción de queroseno separada de parafinas C₁₁-C₁₈ se mezcla con hidrocarburos aromáticos C₉-C₁₂ para obtener queroseno que cumple con el estándar actual para Jet A-1. La fracción diésel aislada de parafinas C₁₉-C₂₄ se mezcla con éteres C₁-C₁₆ para obtener combustible diésel que cumpla con los estándares actuales.

El método desarrollado para la producción de combustible para motores a partir de etanol, así como el diagrama esquemático propuesto del proceso tecnológico para la conversión de etanol, prevén el establecimiento de la producción industrial de queroseno respetuoso con el medio ambiente, así como de gasolina y diésel.

BREVE DESCRIPCIÓN DEL DIBUJO ADJUNTO

La Figura 1 muestra un esquema de bloques del proceso inventivo.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

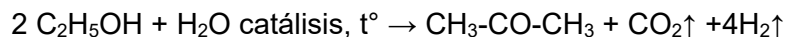
La Figura 1 muestra el esquema inventivo desarrollado para la conversión de etanol en combustibles para motores y, particularmente, en queroseno.

La materia prima utilizada para la producción inventiva de queroseno y otros combustibles para motores es el etanol. El etanol preferido del método inventivo para la producción de combustible para motores se produce a partir de madera o desechos de humanos y sus actividades. Para aumentar la eficiencia económica de nuestro método propuesto para convertir etanol en combustible para motores, los aceites de fusel se pueden usar como materia prima adicional junto con dióxido de carbono y

metano obtenido en la producción de etanol. Además, de acuerdo con la invención, se recomienda utilizar electricidad obtenida de fuentes respetuosas con el medio ambiente y residuos de biomasa vegetal como recurso energético para el método de la presente invención de conversión de etanol en combustible para motores.

Se sabe en la técnica anterior, que la acetona se puede obtener a partir de alcohol etílico con un alto rendimiento, es decir, el 95 % del rendimiento teórico. Los vapores de al-

cohol etílico mezclados con vapor se dirigen a 400-425 °C a través del catalizador que contiene 54 % de óxidos de hierro y cromo, 8 % de óxido de cobre y 38 % de carbonato de calcio. La reacción total se describe mediante la ecuación:



- 5 Como se describe en una de las referencias de la técnica anterior anterior, RU 2051734 C1, la acetona es casi el único producto líquido de la reacción en presencia de un catalizador que consiste en ZnO, 96,5 a 97,9 %, y CeO₂, 2,1 a 3,42 %.

10 En el paso 1.1 del método inventivo para producir combustible para motores, una solución acuosa de etanol se convierte en una mezcla de acetona, acetaldehído, dietilcetona y alcoholes C₃-C₅ en presencia de un catalizador especialmente diseñado a una temperatura de 500 a 515 °C y una presión de 0,9 a 1,1 MPa. La composición del catalizador es la siguiente: ZnO, 60 a 63 % en masa; CeO₂, 1 a 6 % en masa; MgO, 12 a 18 % en masa; Al₂O₃, 13 a 23 % en masa. Además, parte del etanol se convierte, en estas condiciones, en dióxido de carbono, hidrógeno y una mezcla de olefinas C₂-C₄ y parafinas C₁-C₄.

- 15 La conversión del etanol en una mezcla de los productos anteriores, en presencia del catalizador utilizado, es inesperada y abre nuevas posibilidades para la producción de hidrocarburos que se pueden utilizar en el queroseno.

20 En una modalidad preferida del método inventivo, una mezcla de etanol y agua, cuyo contenido es de 25 % a 35 % del volumen total de la mezcla, se pone en contacto a una presión de 0,5-1,5 MPa y una temperatura de 500-515 °C con un catalizador heterogéneo que consiste en los siguientes óxidos metálicos; ZnO 60-63 % en masa, CeO₂ 1-6 % masa., MgO 12-18 % en masa., Al₂O₃ 13-23 % en masa., con las proporciones calculadas en términos de óxido metálico, en donde se suministra una mezcla de etanol con agua al catalizador a una tasa de 0,5-0,9 litros por 1 litro de catalizador por hora. La acetona y la dietil cetona, obtenidas
25 en el proceso, se aíslan de la mezcla de reacción, se hidrogenan a una temperatura de 100-150 °C y una presión de 0,5-0,9 MPa en presencia de catalizador que contiene óxidos CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1 por hidrógeno, que también se obtiene a partir de una mezcla de etanol y agua. Esto produce isopropanol y 3-pentanol. Se utiliza una mezcla de alcoholes C₃-C₅ para producir las olefinas correspondientes por deshidratación en presencia
30 de catalizador, gamma Al₂O₃. El isopropanol, aislado del medio de reacción, se utiliza para obtener alcoholes terciarios C₅-C₇ y C₇+. Además, poner en contacto el catalizador que consiste en los siguientes óxidos metálicos: ZnO 60-63 % masa, CeO₂ 1-6 % masa., MgO 12-18

% en masa., Al_2O_3 13-23 % en masa., con las proporciones calculadas en términos de óxido metálico, con una mezcla de etanol y agua produce acetaldehído, que se aísla del medio de reacción y se usa en la condensación aldólica con propanal para obtener 2-metil butenal. El 2-metil butenal se hidrogena luego para producir 2-metil butanol. Particularmente importante para el método inventivo es la posibilidad de convertir una mezcla de etanol y agua en dióxido de carbono e hidrógeno al entrar en contacto con el catalizador que consiste en los siguientes óxidos metálicos: ZnO 60-63 % en masa, CeO_2 1-6 % en masa., MgO 12-18 % en masa., Al_2O_3 13-23 % en masa., con las proporciones calculadas en términos de óxido metálico. En el paso 1.2 del método inventivo, dicho dióxido de carbono e hidrógeno se convierten en agua y monóxido de carbono en presencia de un catalizador que contiene 5-10% de Cu soportado por Al_2O_3 , a una temperatura de 550-600 °C y una presión de $P = 1,0\text{-}5,0$ MPa, o, usando un catalizador que contiene óxidos de NiO , CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar 1:1:1, se convierten a una temperatura de 900-1000 °C y una presión de $P = 0,1\text{-}0,5$ MPa en una mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno. El monóxido de carbono y el hidrógeno se utilizan en el paso 1.2 del proceso inventivo para producir gas de síntesis.

La deshidratación de etanol se lleva a cabo en el paso 1.3 del método inventivo para la producción de olefinas en presencia de un catalizador gamma Al_2O_3 en un reactor de flujo continuo a 350 a 450 °C y una presión de 0.5 a 3.5 MPa.

El etileno y el agua se forman en el reactor de deshidratación. La mezcla de reacción del reactor de deshidratación entra en la columna de rectificación, donde se separa el etileno del agua obtenida. El agua se dirige a la producción de una solución acuosa de etanol en el proceso de producción de acetona.

El etileno obtenido por deshidratación de etanol se dirige al paso 1.4 del proceso inventivo para realizar la reacción de telomerización o el paso 1.8 del proceso inventivo para realizar la reacción de hidroformilación.

El propileno, obtenido por deshidratación de n-propanol o isopropanol, se dirige al paso 1.8 del método inventivo para realizar la reacción de hidroformilación. Los alcoholes $\text{C}_3\text{-C}_8$ obtenidos en el método inventivo para producir combustible para motores, se procesan en el paso 1.3 del método inventivo en las olefinas $\text{C}_3\text{-C}_8$ correspondientes de una manera similar mediante el uso de gamma Al_2O_3 como catalizador. Las olefinas $\text{C}_2\text{-C}_8$ obtenidas en el paso 1.3 del método inventivo se envían al paso 1.9 del método inventivo para llevar a cabo la reacción de oligomerización en olefinas $\text{C}_6\text{-C}_{24}$.

La hidroformilación de etileno, obtenida a partir de la deshidratación de etanol en el paso 1.3 del método inventivo, se lleva a cabo en el paso 1.8 del método inventivo en presencia de un catalizador de rodio o cobalto. El proceso de hidroformilación de etileno se lleva a cabo en un medio de reacción heterogéneo utilizando un catalizador soluble en agua. Cuando se utiliza un catalizador de rodio, la concentración del metal con respecto a la fase líquida está entre 30 y 50 ppm. En este caso, las sales sódicas del ácido trifenilfosfina-sulfónico se utilizan como ligando: desde la sal sódica del ácido trifenilfosfina-3-sulfónico hasta la sal trisódica del ácido trifenilfosfina-3,3',3''-trisulfónico en una proporción de 30:1 con respecto al rodio metálico. El proceso se lleva a cabo en el reactor con un dispositivo de agitación a una temperatura de 45 a 90 °C y una presión de 1,0 a 3,0 MPa. La proporción molar de los gases fuente $C_2H_4:CO:H_2 = (1 \text{ a } 1,1):1:1$ se mantiene mediante medidores de flujo.

En una modalidad preferida del método inventivo, con el fin de reducir las pérdidas de catalizador, la fase orgánica, obtenida en el proceso de hidroformilación de etileno, se separa de la fase acuosa, que contiene catálisis Rh disuelta, utilizando un separador centrífugo altamente eficiente.

La masa de reacción resultante entra en un separador centrífugo altamente eficiente, donde se separa en tres fases: una fase gaseosa que contiene etileno, monóxido de carbono e hidrógeno sin reaccionar, una fase orgánica líquida que contiene principalmente propanal y una fase acuosa líquida que contiene un catalizador de rodio soluble en agua. La fase gaseosa y la fase acuosa líquida se devuelven al reactor de hidroformilación mediante los dispositivos de medición.

La fase orgánica líquida, que consiste principalmente en propanal, se dirige al reactor lleno con un catalizador granular que contiene al menos 93 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5 a 7,0 % de Zn, o un catalizador granular que contiene al menos 95 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5 a 5,0 % de Zn y 0,1-1,5 % de Ce, donde el propanal se convierte en 2-metil-pental a una temperatura de 100 a 150 °C y una presión de 0,5 a 1,0 MPa.

La fase orgánica líquida, que contiene principalmente 2-metil-pental, así como propanal, se envía al reactor lleno de un catalizador granular que comprende óxidos de NiO, CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1:1:1, donde el 2-metil-pental y el propanal están a una temperatura de 150 a 200 °C y una presión de 4,5 a 5,0 MPa convertidos en 2-metil-pentanol y propanol.

Además, el propanal, obtenido por hidroformilación, se mezcla con acetaldehído, que

se obtiene mediante el proceso inventivo para la conversión de etanol en acetona, y se utiliza para producir 2-metil-butenal. Para esto, la mezcla de acetaldehído y propanal, en una proporción molar de 1:1, se dirige a un reactor lleno de un catalizador granular, que contiene al menos 93 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5 a 7,0 % de Zn, o un catalizador granular que contiene al menos 95 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5 a 5,0 % de Zn y 0,1 a 1,5 % de Ce, donde la mezcla de aldehídos fuente está a una temperatura de 100 a 150°C y una presión de 0,5 a 1,0 MPa convertida en 2-metil-butenal. La masa de reacción que contiene 2-metil-butenal se dirige al reactor lleno de un catalizador granular que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1, donde el 2-metil-butenal se convierte en 2-metil-butanol a una temperatura de 100 a 200 °C y una presión de 5,0 a 9,0 MPa.

La hidroformilación de propileno, obtenida en el paso 1.3 del método inventivo mediante deshidratación de n-propanol o isopropanol en presencia de un catalizador de rodio se realiza preferentemente de la siguiente manera. El propanol, obtenido por hidrogenación de propanal, o el isopropanol, obtenido por hidrogenación de acetona, se deshidratan. La deshidratación de alcoholes propílicos se lleva a cabo utilizando un catalizador gamma Al₂O₃ heterogéneo a una temperatura de 350 a 450 °C y una presión de 0,1 a 1,0 MPa. El propileno, obtenido por deshidratación de alcoholes propílicos o isopropílicos, se separa del agua y se envía a hidroformilación.

La hidroformilación de propileno se lleva a cabo en un medio de reacción heterogéneo utilizando un catalizador de rodio soluble en agua. Cuando se utiliza un catalizador de rodio para la hidroformilación de propileno, la concentración de metal con respecto a la fase líquida es de 30 a 50 ppm. En este caso, las sales sódicas del ácido trifenilfosfina-sulfónico se utilizan como ligando: desde la sal sódica del ácido trifenilfosfina-3-sulfónico hasta la sal trisódica del ácido trifenilfosfina-3,3',3''-trisulfónico en una proporción de 30:1 con rodio metálico. El proceso se realiza en el reactor con un dispositivo de agitación a una temperatura de 70 a 90 °C y una presión de 3,0 a 5,0 MPa. La proporción de los gases fuente en moles C₃H₆:CO:H₂ = (1 - 1.1):1:1 se mantiene mediante caudalímetros.

Para aumentar la tasa de la reacción de hidroformilación de propileno y para aumentar el rendimiento de isobutanol, se agregan alcoholes C₂-C₃ al catalizador Rh soluble en agua en la proporción de volumen H₂O: (C₂-C₃) = (0,95-0,65) :(0,05-0,35).

Además, para reducir las pérdidas de catalizador, la fase orgánica obtenida en la hidroformilación de propileno se separa de la fase acuosa, que contiene catalizador Rh disuelto, utilizando un separador centrífugo altamente eficiente.

La masa de reacción resultante se dirige a un separador centrífugo altamente eficiente para separar la masa de reacción en tres fases: (i) una fase gaseosa que contiene propileno sin reaccionar, monóxido de carbono e hidrógeno, (ii) una fase orgánica líquida que contiene principalmente butanales y (iii) una fase acuosa líquida que contiene un catalizador de rodio soluble en agua. La fase gaseosa y la fase acuosa líquida se devuelven al reactor de hidroformilación mediante dispositivos de medición.

La fase orgánica líquida que contiene n-butanal e isobutanal en la proporción en peso (2-3):1 se transfiere al reactor lleno de un catalizador granular, que contiene al menos 93 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5 a 7,0 % de Zn, o un catalizador granular que contiene al menos 95 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5 a 5,0 % de Zn y 0,1 a 1,5 % de Ce, donde a una temperatura de 100-150°C y una presión de 0,5-1,0 MPa, el butanal se convierte en 2-etil-hexenal.

La fase orgánica líquida, que contiene principalmente 2-etil-hexenal, así como isobutanal, se envía a un reactor lleno de un catalizador granular que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1, donde, a una temperatura de 100 a 200 °C y una presión de 5 a 10 MPa, el 2-etil-hexenal y el isobutanal se convierten en 2-etilhexanol e isobutanol.

Además, el método inventivo, en una modalidad preferida, proporciona la obtención de alcoholes C₅-C₈ mediante condensación de aldol cruzado de n-butanal, acetaldehído y propional en presencia de un catalizador heterogéneo que contiene al menos 93 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5-7,0 % de Zn, o un catalizador granular que contiene al menos 93 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5-5,0 % de Zn y 0,1-1,5 % de Ce. El 2-metil-butenal, 2-metil-pentenal, 2-metil-hexenal y 2-etil-hexenal obtenidos se hidrogenan luego en presencia de un catalizador heterogéneo que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1 a una temperatura de 150-200 °C y una presión P = 4.5-5.0 MPa para proporcionar 2-metil-butanol, 2-metil-pentanol, 2-metilhexanol y 2-etil-hexanol.

El hecho de que se pueda usar un catalizador de cobalto soluble en agua para la hidroformilación de olefinas C₂-C₃ inferiores fue inesperado. Cuando se utiliza un catalizador de cobalto, la concentración del metal con respecto a la fase líquida está entre 0,1 % y 1,0 %. Las sales de sodio del ácido trifenilfosfina-sulfónico se utilizan como ligando: sal de sodio del ácido trifenilfosfina-3-sulfónico a la sal trisódica del ácido trifenilfosfina-3,3',3''-trisulfónico en una proporción (1-30):1 a cobalto metálico. La hidroformilación de etileno se lleva a cabo en un reactor con un dispositivo de agitación a una temperatura de 120 a 140 °C y una presión

de 3,0 a 5,0 MPa. La proporción de los gases fuente en moles: $C_2H_4:CO:H_2$ es de 1:1:1 a 1:1.5:2.5 y se mantiene mediante medidores de flujo.

Con el fin de reducir las pérdidas de catalizador, la fase orgánica formada durante la hidroformilación de etileno se separa de la fase acuosa, en la que se disuelve el catalizador de Co, utilizando un separador centrífugo altamente eficiente. La masa de reacción resultante se transfiere a un separador centrífugo altamente eficiente para la separación en tres fases: una fase gaseosa que contiene etileno, monóxido de carbono e hidrógeno sin reaccionar, una fase orgánica líquida que contiene principalmente propanal, 2-metilpentenal y también 2-metilpentanal, y una fase acuosa líquida que contiene un catalizador de cobalto soluble en agua. La fase gaseosa y la fase acuosa líquida se devuelven al reactor de hidroformilación mediante dispositivos de medición. El hecho de que el 2-metilpentenal y el 2-metilpentanal se obtuvieran directamente en el paso de hidroformilación fue inesperado.

La fase orgánica líquida, que contiene principalmente propanal, así como 2-metilpentenal y 2-metilpentanal, se transfiere al reactor lleno de un catalizador granular, que contiene óxidos de NiO, CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1: 1:1, donde a una temperatura de 150 a 200 °C y una presión de 4,5 a 5,0 MPa, la mezcla de aldehídos se convierte en una mezcla de los alcoholes correspondientes, es decir, n-propanol y 2-metilpentanol.

La hidroformilación de propileno se lleva a cabo en el reactor con un dispositivo de agitación a una temperatura de 135 a 140 °C y una presión de 3,0 a 5,0 MPa. La proporción molar de los gases de alimentación: $C_3H_6:CO:H_2$ es de 1:1:1 a 1:1.5:2,5 y se mantiene mediante medidores de flujo. Se agregan alcoholes C_2-C_3 al catalizador de cobalto soluble en agua en la relación de volumen $H_2O:(C_2-C_3) = (0,95-0,5):(0,05-0,5)$ para aumentar la tasa de la reacción de hidroformilación de propileno y para aumentar el rendimiento de isobutanal. Con el fin de reducir las pérdidas de catalizador, la fase orgánica formada durante la hidroformilación de propileno se separa de la fase acuosa, en la que se disuelve el catalizador de Co, utilizando un separador centrífugo altamente eficiente. La masa de reacción resultante se transfiere a un separador centrífugo altamente eficiente para la separación en tres fases: una fase gaseosa que contiene propileno sin reaccionar, monóxido de carbono e hidrógeno, una fase orgánica líquida, que contiene n-butanal, isobutanal, 2-etilhexenal y 2-etilhexanal, así como algunas cantidades de los alcoholes correspondientes, y una fase acuosa líquida que contiene un catalizador de cobalto soluble en agua. La fase gaseosa y la fase acuosa líquida se devuelven al reactor de hidroformilación mediante dispositivos de medición. El hecho de que se obtuvieran 2-etilhexenal y 2-etilhexanal y también alcoholes butílicos y 2-etilhexanol

directamente en el paso de hidroformilación fue inesperado.

Una mezcla de n-butanal e isobutanal se separa por rectificación de la fase orgánica líquida que contiene n-butanal e isobutanal en una proporción en masa de (2-3):1, así como 2-etilhexenal y 2-etilhexanal.

- 5 La mezcla de n-butanal e isobutanal se dirige al reactor lleno con un catalizador granular que contiene al menos 93 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5 a 7,0 % de Zn, o un catalizador granular que contiene al menos 95 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5 a 5,0 % de Zn y 0,1 a 1,5 % de Ce, donde, a una temperatura de 100 a 150 °C y una presión de 0,5 a 1,0 MPa, el n-butanal se convierte en 2-etilhexenal.
- 10 Los aldehídos así obtenidos se combinan luego en una mezcla general que contiene isobutanal, 2-etilhexenal y 2-etilhexanal. Esta mezcla de aldehídos se envía al reactor lleno de un catalizador granular que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1, donde a una temperatura de 150 a 200°C y una presión de 3,0 a 5,0 MPa, isobutanal, 2-etilhexenal y 2-etilhexanal se convierten en una mezcla de los alcoholes correspondientes, es decir: isobutanol y 2-etilhexanol.
- 15

- Además, en una modalidad preferida, el método inventivo proporciona la obtención de alcoholes C₃-C₆ de la siguiente manera. Para obtener alcohol C₅, es decir: 2-metil butanol, acetaldehído junto con la alimentación gaseosa se suministra a una temperatura de 120-140 ° C y una presión de P = 2,0-5,0 MPa en una proporción molar (C₂H₄:CO:H₂):(C₂H₄O) = 1: 0,5
- 20 a un catalizador de Co soluble en agua durante la reacción de hidroformilación de etileno mediante gas de síntesis. Esto produce propanal, 2-metilpentenal y 2-metilpentanal, así como 2-metilbutenal, que se forma debido a la condensación aldólica cruzada de acetaldehído con propanal. Luego, la mezcla resultante de propanal y aldeos C₅-C₆ se hidrogena en presencia de un catalizador heterogéneo que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción
- 25 molar de 1:1:1 a una temperatura de 150-200 °C y una presión de P = 4,5-5,0 MPa para obtener una mezcla de alcoholes C₃-C₆ que contiene 2-metil butanol.

- De manera similar, para obtener alcoholes C₇, es decir, 2-metilhexanol y 2-etilpentanol, se suministra propanal junto con una alimentación gaseosa, durante la reacción de hidroformilación de propileno mediante gas de síntesis, a una temperatura de 135-140 °C y una presión de P = 2, 0-5,0 MPa en una proporción molar (C₃H₆:CO:H₂):(C₃H₆O) = 1:(0,5-1) a un
- 30 catalizador de Co soluble en agua. Esto produce isobutanal, 2-metilpentenal, 2-metilpentanal, 2-etilhexenal y 2-etilhexanal, así como 2-metilhexenal y 2-etilpentenal, que se forman debido

a la condensación cruzada de n-butanal con propanal. Luego, la mezcla resultante de isobutanal y aldoles C₆-C₈ se hidrogena en presencia de un catalizador heterogéneo que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1: 1:1, a una temperatura de 150-200 °C y una presión de P = 4,5-5,0 MPa, lo que produce una mezcla de alcoholes C₄-C₈ que contiene, entre otros, 2-metilhexanol y 2-etilpentanol.

La hidroformilación de etileno y propileno utiliza gas de síntesis obtenido mediante la tecnología inventiva. Para la producción de gas de síntesis, se utilizan dióxido de carbono e hidrógeno obtenidos durante la conversión de etanol en acetona en el paso 1.1 del método inventivo. El proceso de producción de gas de síntesis se realiza mediante dos métodos. En el primer método, se suministra al reactor una mezcla de dióxido de carbono e hidrógeno en una proporción molar de CO₂:H₂ = 1:1, llena con un catalizador granular de 5 a 10 % de Cu soportado por Al₂O₃, a una temperatura de 550 a 600°C y una presión de 3,0 a 5,0 MPa. El monóxido de carbono así obtenido se enfría, se aísla del agua y se dirige al paso 1.8 del método inventivo, al reactor de hidroformilación. Simultáneamente con el monóxido de carbono, se alimenta hidrógeno al reactor de hidroformilación en una proporción molar de CO:H₂ = 1:1.

En el segundo método, se suministra una mezcla de dióxido de carbono e hidrógeno, en una proporción molar de CO₂:H₂ = 1:(2-3), a un reactor lleno de un catalizador granular que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1, a una temperatura de 950 a 1000 °C y una presión de 0,1 a 0,5 MPa. La mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno así obtenida se enfría, se aísla del agua, dióxido de carbono y metano, y luego se transfiere al tanque colector de gas de síntesis para el ajuste de la composición. Simultáneamente con una mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno, se alimenta hidrógeno al tanque colector de gas de síntesis para ajustar la proporción molar a CO:H₂ = 1:1. Desde el tanque colector de gas de síntesis, la mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno se dirige al reactor de hidroformilación en el paso 1.8 del método inventivo mediante un compresor a una presión de 3,0 a 5,0 MPa.

Los alcoholes C₂-C₈ sintetizados por los procesos de la invención se pueden convertir en combustible para motores tanto individualmente como en mezclas. La vía principal para la conversión de alcoholes C₂-C₈ en parafinas superiores se basa en la oligomerización de olefinas C₂-C₈, que, a su vez, se obtienen por deshidratación de los alcoholes correspondientes.

De acuerdo con la invención, se recomienda usar zeolitas modificadas por Zn y Ce, es decir, un catalizador que contiene zeolita, que contiene al menos 93 % de ZSM-5 modificada

por 3,5 a 7,0 % de Zn, o un catalizador que contiene zeolita, que comprende al menos 95 % de ZSM-5 modificada por 3,5 a 5,5 % de Zn y 0,1 a 1,5 % de Ce como catalizadores para la oligomerización de olefinas C₂-C₈. Además, se recomienda utilizar zeolitas modificadas por Zn y Ce como catalizadores para la oligomerización de olefinas C₂-C₈.

5 El método inventivo para producir combustible para motores proporciona el uso de una mezcla de alcoholes C₂-C₅ primarios y secundarios, que incluyen alcoholes C₃-C₅ sintetizados a partir de etanol, como materia prima. Para esto, los alcoholes C₂-C₅ primarios y secundarios se deshidratan usando un catalizador gamma Al₂O₃ en un reactor de flujo continuo a una temperatura de 350-450 °C y una presión de 0,5-3,5 MPa para producir olefinas C₂-C₅. Las
10 olefinas C₂-C₅ así obtenidas se oligomerizan luego en presencia de un catalizador granular heterogéneo que contiene al menos 93 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5-7,0 % de Zn, o un catalizador granular que contiene no menos de 95 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5-5,0 % de Zn y 0,1-1,5 % de Ce a una temperatura de 250-350 °C y una presión de P = 2,5-5,0 MPa.

15 Las olefinas C₆-C₂₀ formadas en el proceso de oligomerización se hidrogenan en presencia de un catalizador heterogéneo que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1: 1:1, a una temperatura de 150-200 °C y una presión de P = 4,5-5,0 MPa para obtener una mezcla de parafinas C₆-C₂₀, que son adecuadas para el aislamiento de, específicamente, fracciones de gasolina y queroseno del combustible para motores.

20 La oligomerización de las olefinas individuales en presencia de un catalizador que contiene zeolita, que comprende al menos 93 % de ZSM-5 modificada por 3,5 a 7,0 % de Zn, o un catalizador que contiene zeolita, que comprende al menos 95 % de ZSM-5 modificada por 3,5 a 5,5 % de Zn y 0,1 a 1,5 % de Ce, difiere significativamente del proceso donde se usa Amberlite 15. Por ejemplo, cuando el catalizador, que comprende al menos 93 % de ZSM-5
25 modificado por 3,5 a 7,0 % de catalizador de Zn se usa en la oligomerización de propileno, obtenido a partir de alcohol propílico, se obtienen olefinas en el intervalo C₆H₁₂, C₇H₁₄, C₈H₁₆, C₉H₁₈, C₁₀H₂₀, y así sucesivamente hasta C₂₄H₄₈. La hidrogenación de los productos de oligomerización resultantes conduce a la producción de las parafinas correspondientes.

La mezcla de alcoholes C₂-C₈ primarios y secundarios, obtenida en el paso 1.3 del
30 método inventivo, se envía a deshidratación para obtener la mezcla correspondiente de hidrocarburos C₂-C₈ insaturados. A su vez, los hidrocarburos C₂-C₈ insaturados se utilizan en el paso 1.9 del método inventivo como materia prima para el proceso de oligomerización para obtener hidrocarburos C₆-C₂₄ insaturados superiores o para el proceso de aromatización para

obtener hidrocarburos aromáticos C₇-C₁₂. Además, se suministra una mezcla de alcoholes C₂-C₈ primarios y secundarios, del paso 1.3 del método inventivo, al paso 1.12 del método inventivo para obtener éteres C₇-C₁₆.

5 Los alcoholes C₂-C₈ primarios y secundarios se deshidratan en presencia de un catalizador heterogéneo, gamma Al₂O₃, en un reactor de flujo continuo a una temperatura de 350 a 450 °C y una presión de 0,5 a 3,5 MPa.

10 Se forman hidrocarburos C₂-C₈ insaturados y agua en el reactor de deshidratación. La mezcla de reacción del reactor se alimenta a un separador para separar los hidrocarburos insaturados C₂-C₈ del agua formada. El agua se envía para su utilización, y los hidrocarburos insaturados C₂-C₈ se recogen en el tanque colector para su posterior procesamiento. Luego, la mezcla de hidrocarburos insaturados C₂-C₈ del tanque colector se dirige al paso de oligomerización.

15 Los hidrocarburos C₂-C₈ insaturados obtenidos en el paso tres del método inventivo por deshidratación de los alcoholes C₂-C₈ correspondientes se dirigen al reactor de oligomerización en el paso nueve del método inventivo. La oligomerización de los hidrocarburos insaturados se realiza a una temperatura de 250 a 350 °C y una presión de 2,0 a 5,0 MPa en presencia de un catalizador heterogéneo que contiene zeolita, que comprende al menos 93 % de ZSM-5 modificada por 3,5 a 7,0 % de Zn, o un catalizador que contiene zeolita que comprende al menos 95 % de ZSM-5 modificada por 3,5 a 5,5 % de Zn y 0,1 a 1,5 % de Ce.

20 Después de las pruebas de laboratorio, se encontró que el catalizador heterogéneo seleccionado que contiene zeolita, que comprende al menos 93 % de ZSM-5 modificada por 3,5 a 7,0 % de Zn, o un catalizador que contiene zeolita, que comprende al menos 95 % de ZSM-5 modificada por 3,5 a 5,5 % de Zn y 0,1 a 1,5 % de Ce son más activos en la oligomerización de olefinas C₂-C₈ obtenidas a partir de alcoholes C₂-C₈ primarios y secundarios. En
25 el curso de la oligomerización, los hidrocarburos insaturados C₂-C₈ se convierten en hidrocarburos insaturados C₆-C₂₄.

30 Los hidrocarburos C₆-C₂₄ insaturados se hidrogenan luego en presencia del catalizador que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1, a una temperatura de 150 a 200 °C y una presión de 3,0 a 5,0 MPa para producir una mezcla de parafinas C₆-C₂₄. Las parafinas C₆-C₂₄ obtenidas en el paso 1.9 del método inventivo son una materia prima para la producción, en el paso 1.13 del método inventivo, de combustible para motores, principalmente queroseno, así como gasolina y diésel.

Cabe señalar que el queroseno, obtenido mediante el método inventivo, tiene una serie de propiedades únicas. Los estudios realizados por el inventor, que incluyeron espectroscopía de masas, demuestran que la composición del queroseno, obtenido únicamente a partir de propileno, contiene más de 150 isómeros C_8-C_{16} diferentes y el contenido de hidrocarburos lineales es inferior al 5,0 % en masa. Dicho queroseno, obtenido únicamente a partir de propileno, no se congela a una temperatura de menos 85 ° C, y también tiene un punto de humo de más de 30 milímetros.

Los hidrocarburos C_2-C_5 insaturados sin reaccionar en el paso 1.9 se utilizan como materia prima en el paso 1.11 del método inventivo en el proceso de aromatización para obtener compuestos aromáticos C_7-C_{12} .

Los hidrocarburos insaturados C_2-C_5 obtenidos por rectificación de los hidrocarburos insaturados C_6-C_{24} se suministran al paso 1.11 del método inventivo al reactor de aromatización. Además, una mezcla de olefinas y parafinas C_1-C_4 , obtenida en el paso 1.1 del método inventivo, se alimenta a la mezcla de reacción fuente en el paso 1.11. La aromatización de los hidrocarburos C_2-C_5 insaturados se realiza a una temperatura de 350 a 450 °C y una presión de 0,5 a 2,0 MPa en presencia de un catalizador heterogéneo que contiene zeolita, que comprende al menos 93 % de ZSM-5 modificado por 3,5 a 7,0 % de Zn en un reactor de flujo continuo. Las pruebas de laboratorio han establecido que el catalizador seleccionado es más activo en la aromatización de olefinas primarias C_4-C_5 . En el proceso de aromatización, los hidrocarburos insaturados C_2-C_5 se convierten en hidrocarburos aromáticos C_7-C_{12} .

Los hidrocarburos aromáticos C_7-C_{12} del paso 1.11 se envían al paso 1.13 del método inventivo para la producción de combustible para motores. Además, se produce una mezcla de productos gaseosos en el proceso de aromatización de los hidrocarburos insaturados C_2-C_5 . Esta mezcla de productos gaseosos, compuesta por hidrógeno y parafinas C_1-C_4 , se separa de la fase líquida y se envía al paso 1.2 del método inventivo para producir gas de síntesis.

Otra forma más de conversión de etanol en combustible para motores, desarrollada por el inventor, es utilizar la reacción de telomerización para producir alcoholes secundarios y terciarios C_3-C_8 . El principal material de origen para este proceso es el etanol junto con alcoholes secundarios como el iso-propanol o el sec-butanol obtenido a partir del etanol. El etanol y el isopropanol se suministran desde el paso 1.1 del método inventivo hasta el paso 1.4 para la telomerización. Además, este proceso utiliza, como materia prima, etileno obtenido por deshidratación de etanol en el paso 1.3 del método inventivo.

El catalizador utilizado en la reacción de telomerización son peróxidos de alcoholes terciarios, incluidos alcoholes terc-butílicos o terc-amílicos. La proporción del catalizador: peróxido de alcohol terc-butílico o terc-amílico a etanol o alcoholes secundarios en masa es (1 a 2) % en masa de peróxido de terc-butilo o terc-amilo a (98 a 99) % de etanol o alcohol secundario.

El proceso se lleva a cabo mientras se agita una mezcla líquida de peróxido de alcohol terc-butílico o terc-amílico y etanol o isopropanol o una mezcla de estos alcoholes bajo una presión de etileno gaseoso $P = 1,0-5,0$ MPa a una temperatura de $100-130$ °C. En estas condiciones, el isopropanol se convierte en alcoholes C_5-C_9 terciarios, mientras que el etanol se convierte en sec-butanol y alcoholes terciarios C_6-C_{10} . La conversión de etanol en alcoholes terciarios en este proceso fue inesperada.

Los alcoholes terciarios C_5-C_8 obtenidos se aíslan de la mezcla de reacción mediante rectificación. En el proceso de rectificación, se aíslan alcoholes terciarios individuales o fracciones de alcohol terciario. El rendimiento de alcoholes terciarios C_5-C_8 en términos del alcohol fuente reaccionado alcanzó más del 98 % con una tasa de conversión del alcohol inicial superior al 60 %. El rendimiento de los alcoholes terciarios C_8+ obtenidos no excedió el 2 % en masa. Los alcoholes fuente sin reaccionar de la telomerización se separaron en la etapa de rectificación y se devolvieron al proceso de telomerización o se utilizaron en el proceso de producción de éteres. Los alcoholes terciarios C_{8+} resultantes se pueden usar como aditivos que contienen oxígeno en la producción de gasolina o diésel.

La mezcla de alcoholes C_5-C_8 terciarios obtenida en los procesos descritos anteriormente, se envía al paso 1.5 del método inventivo para deshidratación para obtener la mezcla correspondiente de hidrocarburos C_5-C_8 insaturados. La deshidratación de alcoholes C_5-C_8 terciarios se lleva a cabo en presencia de un catalizador heterogéneo nuevo o regenerado, γAl_2O_3 a una temperatura de 100 a 150 °C y una presión de $0,5$ a $1,5$ MPa hasta alcanzar el rendimiento de olefinas C_5-C_8 de al menos 99 % de los alcoholes C_5-C_8 fuente. Luego, la temperatura se aumenta a $350-450$ °C y los alcoholes primarios y/o secundarios C_2-C_8 se deshidratan, en donde el proceso continúa en presencia del mismo catalizador a una temperatura que no excede los 450 °C hasta alcanzar el rendimiento de olefinas C_2-C_8 de no menos del 99 % de la fuente de alcoholes primarios y/o secundarios C_2-C_8 .

Al finalizar la deshidratación de los alcoholes C_2-C_8 primarios y/o secundarios, el catalizador se regenera.

Se obtienen hidrocarburos insaturados C_5-C_8 y agua en el reactor de deshidratación. La mezcla de reacción del reactor se dirige al separador para la separación de la mezcla de hidrocarburos C_5-C_8 insaturados del agua obtenida. El agua se envía para su utilización y los hidrocarburos insaturados C_5-C_8 se recogen en el tanque colector para su posterior procesamiento. Además, la mezcla de hidrocarburos C_5-C_8 insaturados del tanque colector se dirige al paso 1.6 del método inventivo para la oligomerización.

El inventor recomienda utilizar resinas de intercambio iónico en forma de intercambiadores catiónicos, por ejemplo, Amberlite 15, como catalizadores para la oligomerización de olefinas C_3-C_8 . Los estudios realizados por el inventor han establecido que el uso de Amberlite 15, como catalizador en el proceso de oligomerización, obtiene compuestos insaturados superiores por medio de la condensación de la olefina fuente en forma de dímeros, trímeros, etc. Es decir, aparecen olefinas más altas con un peso molecular como múltiplo del compuesto insaturado inicial. Por ejemplo, la oligomerización de propileno en presencia de un intercambiador catiónico Amberlite 15 produce olefinas C_6H_{12} , C_9H_{18} , $C_{12}H_{24}$, y así sucesivamente hasta $C_{24}H_{48}$. La hidrogenación de los productos de oligomerización resultantes produce las parafinas correspondientes.

Al mismo tiempo, el uso de Amberlite 15 en la etapa de oligomerización junto con una mezcla de al menos dos olefinas: propileno e isobutileno, obtenidas a partir de los alcoholes correspondientes, da como resultado la obtención de una mezcla de olefinas superiores. La hidrogenación de dicha mezcla de olefinas superiores produce una mezcla de parafinas superiores en el intervalo C_6H_{14} , C_7H_{16} , C_8H_{18} , C_9H_{20} , $C_{10}H_{22}$ y así sucesivamente hasta $C_{24}H_{50}$.

Además, los hidrocarburos insaturados C_5-C_8 obtenidos en el paso 1.5 por deshidratación de alcoholes terciarios C_5-C_8 se utilizan en el paso 1.6 del método inventivo como materia prima en la reacción de oligomerización para obtener hidrocarburos insaturados $C_{10}-C_{24}$.

La oligomerización de los hidrocarburos insaturados C_5-C_8 se lleva a cabo en presencia de catalizador, resinas de intercambio iónico en forma de intercambiadores catiónicos, por ejemplo, Amberlite 15, en un reactor de flujo continuo a una temperatura de 70-120 °C y una presión de 1-2 MPa. La oligomerización de los hidrocarburos insaturados C_5-C_8 produce una mezcla de hidrocarburos insaturados superiores $C_{10}-C_{24}$.

Los hidrocarburos insaturados $C_{10}-C_{24}$ del paso 1.6 del método inventivo se hidrogenan luego en el paso 1.7 en presencia de un catalizador que consiste en los óxidos NiO , CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1:1:1, a una temperatura de 150 a 200 °C y una presión de

3,0 a 5,0 MPa, para obtener una mezcla de parafinas C_{10} - C_{24} .

Las parafinas C_{10} - C_{24} obtenidas en el paso 1.7 son el material fuente para la producción de combustible para motores, en primer lugar, queroseno, así como gasolina y diésel en el paso 1.13 del método inventivo. La isoestructura de estos hidrocarburos obtiene queroseno y diesel con características únicas, así como gasolina libre de compuestos aromáticos con índices de octano de al menos 95 RON y 91 MON. Los estudios realizados por el inventor, que incluyeron espectroscopía de cromatografías, demuestran que la composición del queroseno, obtenido a partir de alcohol tertamílico, contiene más de 60 isómeros C_{10} - C_{15} diferentes y no hay hidrocarburos lineales. Este queroseno, obtenido a partir de alcohol tertamílico, no se congela a una temperatura de menos 85 °C, y también tiene un punto de humo de más de 30 mm.

El método inventivo para producir combustible para motores proporciona el uso de alcoholes C_5 - C_8 terciarios, sintetizados a base de etanol, como una materia prima. Para este propósito, las olefinas C_5 - C_6 se aíslan mediante rectificación de la mezcla de olefinas C_5 - C_8 del paso 1.5, obtenidas mediante deshidratación de alcoholes terciarios C_5 - C_8 , y se oligomerizan en el paso 1.6 del método inventivo a una temperatura de 70-120 °C y una presión de $P = 1,5$ -2,0 MPa en presencia de catalizador, resinas de intercambio iónico en forma de intercambiadores catiónicos, por ejemplo Amberlite15.

Las olefinas C_{10} - C_{18} obtenidas en el proceso de oligomerización se hidrogenan en presencia de un catalizador heterogéneo que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1: 1:1, a una temperatura de 150-200 °C y una presión de $P = 4,5$ -5,0 MPa para obtener una mezcla de parafinas C_{10} - C_{18} , que casi en su totalidad es una fracción de queroseno del combustible para motores.

Además, las olefinas C_7 - C_8 aisladas de la mezcla de olefinas C_5 - C_8 , obtenidas por deshidratación de alcoholes C_5 - C_8 terciarios, se oligomerizan a una temperatura de 70-120 °C y una presión $P = 1,5$ -2,0 MPa utilizando, como catalizador, resinas de intercambio iónico en forma de intercambiadores catiónicos, por ejemplo, Amberlite15.

Las olefinas C_{14} - C_{24} obtenidas como resultado de la oligomerización se hidrogenan en presencia de un catalizador heterogéneo que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1:1:1, a una temperatura de 150-200 °C y una presión de $P = 4,5$ -5,0 MPa para obtener parafinas C_{14} - C_{24} . Posteriormente, las fracciones de queroseno y diesel del combustible para motores se aíslan de dicha mezcla de hidrocarburos por rectificación.

El método inventivo para producir combustible de motor a partir de etanol hace posible producir y usar aditivos que contienen oxígeno, que, cuando se usan en composiciones de gasolina y diésel, mejoran significativamente la calidad de dichas composiciones. Los principales aditivos que contienen oxígeno propuestos en este documento para ser utilizados para mejorar las propiedades de la gasolina y el diésel son los éteres.

Se propone obtener estos éteres mediante el uso de alcoholes C_2-C_8 primarios o secundarios, obtenidos mediante el método inventivo de producción de combustible para motores. Además, los hidrocarburos insaturados C_5-C_8 , obtenidos por deshidratación de alcoholes terciarios C_5-C_8 , se pueden utilizar para producir dichos éteres.

El proceso para producir éteres se lleva a cabo en el paso 1.12 del método inventivo, en presencia de un catalizador, las resinas de intercambio iónico en forma de intercambiadores catiónicos, por ejemplo, Amberlite15, en un reactor de flujo continuo a una temperatura de 50 a 100 °C y una presión de 0,5 a 1,5 MPa. Los alcoholes primarios y secundarios C_2-C_8 del paso 1.3 del método inventivo, que se suministran al paso 1.12, interactúan con olefinas C_5-C_8 , del paso 1.5 del método inventivo, que se suministran al paso 1.12, para proporcionar una mezcla de éteres C_7-C_{16} . La mezcla de éteres C_7-C_{16} se dirige al paso 1.13 del método inventivo para producir combustible para motores.

Como se describió anteriormente en la descripción detallada del método inventivo para la conversión de etanol en combustible para motores, la tecnología inventiva proporciona la obtención de mezclas de parafinas en el intervalo C_6-C_{24} , que consisten principalmente en hidrocarburos ramificados. Estas mezclas de parafina se separan por rectificación en fracciones C_6-C_{10} , $C_{11}-C_{18}$ y $C_{19}-C_{24}$, adecuadas para producir gasolina, queroseno y diésel. Además, la tecnología inventiva para la producción de compuestos aromáticos a partir de etanol proporciona la obtención de mezclas de hidrocarburos aromáticos en el intervalo C_7-C_{12} . Estas mezclas de hidrocarburos aromáticos se separan por rectificación en fracciones C_7-C_8 y C_9-C_{12} , adecuadas para producir gasolina y queroseno. La mezcla de la fracción de gasolina de parafinas C_6-C_{10} con la fracción de gasolina de hidrocarburos aromáticos C_7-C_8 permite obtener gasolina que cumple con todos los requisitos de la norma EN 228. La mezcla de la fracción de queroseno de parafinas $C_{11}-C_{18}$ con la fracción de queroseno de hidrocarburos aromáticos C_9-C_{12} proporciona la obtención de queroseno que cumple con todos los requisitos de la norma Jet A-1.

Al mismo tiempo, la tecnología inventiva para la producción de éteres a partir de etanol proporciona la obtención de mezclas de éteres en el intervalo C_7-C_{16} . Estas mezclas de éteres

C₇-C₁₆ se separan por rectificación en fracciones C₇-C₁₀ y C₁₁-C₁₆, adecuadas para producir gasolina y diésel. La mezcla de la fracción de gasolina de parafinas C₆-C₁₀ con la fracción de gasolina de éteres C₇-C₁₀ proporciona la obtención de gasolina que cumple con los requisitos de la norma EN 228 y libre de compuestos aromáticos, y con índices de octano RON de al menos 100 y MON de al menos 93. La mezcla de la fracción diésel de parafinas C₁₉-C₂₄ con la fracción diésel de éteres C₁₁-C₁₆ permite obtener diésel que cumple con los requisitos de la norma EN 590 y está completamente libre de hidrocarburos aromáticos.

Las parafinas C₆-C₂₄ obtenidas a partir de alcoholes C₂-C₈ primarios y secundarios en los pasos 1.8, 1.9 y 1.10 del método inventivo para la conversión de etanol en combustible para motores, y las parafinas C₁₀-C₂₄ obtenidas a partir de alcoholes C₅-C₈ terciarios en los pasos 1.5, 1.6 y 1.7 del método inventivo, se suministran al paso 1.13 para la rectificación para obtener gasolina C₆-C₁₀, queroseno C₁₁-C₁₈ y fracción diésel C₁₉-C₂₄ del combustible para motores. Además, los hidrocarburos aromáticos C₇-C₁₂ obtenidos a partir de alcoholes C₂-C₅ primarios y secundarios en los pasos 1.3, 1.9 y 1.11 del método inventivo se suministran al paso 1.13 para la rectificación para producir fracciones de gasolina C₇-C₈ y queroseno C₉-C₁₂ del combustible para motores. Los hidrocarburos aromáticos C₇-C₈ se utilizan para producir gasolina que cumple con todos los requisitos de la norma EN 228. Los hidrocarburos aromáticos C₉-C₁₂ se utilizan para producir queroseno que cumple con todos los requisitos de la norma Jet A-1.

Además, los éteres C₇-C₁₆, obtenidos en los pasos 1.3, 1.4, 1.5 y 1.12 a partir de alcoholes C₂-C₈ primarios y secundarios, y las olefinas C₅-C₈, obtenidas a partir de alcoholes C₅-C₈ terciarios, se suministran al paso 1.13 para rectificación, y se separan en una mezcla de éteres C₇-C₁₀ y una mezcla de éteres C₁₁-C₁₆. Los éteres C₇-C₁₀ se utilizan para producir una gasolina de alta calidad, mientras que los éteres C₁₁-C₁₆ se utilizan para producir un diésel de alta calidad.

El uso de los éteres obtenidos en el proceso inventivo en las composiciones de gasolina permite excluir compuestos aromáticos de las composiciones de gasolina y reducir los efectos nocivos de los productos de combustión de gasolina en el medio ambiente. Hasta el 22 % de los éteres por volumen están permitidos en la gasolina de acuerdo con los estándares actuales. Sin embargo, es necesario cumplir con el límite de contenido de oxígeno, que para varios estándares no puede ser mayor que 2,7 % en peso o 3,2 % en peso.

Las composiciones de gasolina obtenidas por la invención con un contenido de éter de no más del 20 % en volumen permiten lograr calificaciones RON de al menos 100 y MON de

al menos 93, sin violar los requisitos anteriores para el contenido de oxígeno.

Una característica distintiva del método inventivo para obtener combustible de motor a partir de parafinas C₆-C₂₄, sintetizadas a partir de etanol, es que para obtener gasolina que cumpla completamente con los requisitos de la norma EN 228 existente, la fracción de parafina C₆-C₁₀ aislada de una mezcla de parafinas C₆-C₂₄ se mezcla con una fracción de éteres C₇-C₁₀ aislados de una mezcla de éteres C₇-C₁₆, sintetizados a partir de etanol, y/o con una fracción de hidrocarburos aromáticos C₇-C₈, aislados de una mezcla de hidrocarburos aromáticos C₇-C₁₆, que también se sintetizan a partir de etanol. En donde los éteres C₇-C₁₆ requeridos para la mezcla se obtienen por eterificación de alcoholes C₂-C₈ primarios o secundarios con olefinas C₅-C₈ obtenidas a partir de alcoholes C₅-C₈ terciarios.

El proceso de esterificación se lleva a cabo en presencia de catalizador, que es una resina de intercambio iónico en forma de intercambiador catiónico, por ejemplo, Amberlite15, a una temperatura de 70-120 °C y una presión de P = 1,5-2,0 MPa. Para la producción de éteres C₇-C₁₆ se utilizan alcoholes C₂-C₈ primarios o secundarios, obtenidos a partir de alcoholes C₅-C₈ terciarios, y olefinas C₅-C₈, en donde toda la materia prima para la producción de éteres C₇-C₁₆ se obtiene a partir de etanol.

De acuerdo con una modalidad preferida del método inventivo, para obtener combustible de motor a partir de parafinas C₆-C₂₄, sintetizadas a partir de etanol, con el fin de producir combustible diesel que cumpla con todos los requisitos de la norma EN 590 existente, la fracción de parafina C₁₉-C₂₄ aislada de una mezcla de parafinas C₆-C₂₄, se mezcla con la fracción de éteres C₁₁-C₁₆, aislada de una mezcla de éteres C₇-C₁₆, dichos éteres C₇-C₁₆ también se sintetizan a partir de etanol. En donde, los éteres C₇-C₁₆ requeridos para la mezcla se producen por eterificación de alcoholes C₂-C₈ primarios o secundarios por olefinas C₅-C₈, obtenidas a partir de alcoholes C₅-C₈ terciarios.

La esterificación se realiza en presencia de catalizadores, la resina de intercambio iónico en forma de intercambiadores catiónicos, por ejemplo, Amberlite15, a una temperatura de 70-120 °C y una presión de P = 1,5-2,0 MPa. Para la producción de éteres C₇-C₁₆ se utilizan alcoholes C₂-C₈ primarios o secundarios, obtenidos a partir de alcoholes C₅-C₈ terciarios, y olefinas C₅-C₈, en donde toda la materia prima para la producción de éteres C₇-C₁₆ se obtiene a partir de etanol.

De acuerdo con una modalidad preferida del método inventivo, para obtener queroseno que cumpla con todos los requisitos del Jet A-1 estándar existente a partir de parafinas

C₆-C₂₄ (obtenidas en los pasos: 1,3, 1,8, 1,9 y 1,10 a partir de alcoholes primarios y secundarios C₂-C₈), a partir de parafinas C₁₀-C₂₄ (obtenidas en los pasos: 1,4, 1,5, 1,6 y 1,7 a partir de alcoholes terciarios C₅-C₈), y a partir de hidrocarburos aromáticos C₇-C₁₂ (obtenidos en los pasos: 1,3, 1,9 y 1,11 de los alcoholes C₂-C₅ primarios y secundarios), las parafinas C₁₁-C₁₈ requeridas en la composición de queroseno, obtenidas en el paso 1.10 y aisladas de la mezcla de parafinas C₆-C₂₄ en el paso 1.13, las parafinas C₁₁-C₁₈, obtenidas en el paso 1.7 y aisladas de la mezcla de parafinas C₁₀-C₂₄ en el paso 1.13, y los hidrocarburos aromáticos C₉-C₁₂, obtenidos en el paso 1.11 y aislados de la mezcla de hidrocarburos aromáticos C₇-C₁₂, se mezclan de modo que la concentración de compuestos aromáticos C₉-C₁₂ esté en el intervalo de 8-25 % vol, mientras que la composición de queroseno resultante comprende al menos 100 hidrocarburos diferentes, y preferiblemente 150 hidrocarburos diferentes, y tiene un punto de humo de min 30 mm y un punto de congelación de max menos 80°C.

Cabe señalar que el método inventivo para la producción de combustible para motores proporciona el uso no solo de etanol que contiene una cantidad significativa de agua, sino también de etanol que contiene una gran cantidad de aceites de fusel. Además, el método inventivo para la conversión de etanol en combustible para motores puede utilizar dióxido de carbono y metano, obtenidos durante la producción de etanol, como materia prima adicional.

Además, el método inventivo no se limita solo a la industria de producción de combustible para motores. El método inventivo para convertir etanol en aldehídos, cetonas, alcoholes que contienen C₃-C₈: olefinas primarias, secundarias y terciarias, así como olefinas que contienen C₆-C₂₄ y parafinas ramificadas puede estar en demanda en las industrias química y cosmética.

La implementación del método inventivo para producir combustibles para motores se demuestra mediante los siguientes ejemplos.

Ejemplo 1. Conversión de etanol en una mezcla de alcoholes superiores e hidrocarburos, así como en gas de síntesis.

El proceso de conversión de etanol en una mezcla de alcoholes superiores e hidrocarburos, así como en gas de síntesis, se llevó a cabo en una cascada de reactores llenos de catalizadores heterogéneos apropiados. En el primer paso del proceso, se suministró una solución acuosa de etanol en un reactor de flujo continuo de un litro de volumen, donde se cargó el catalizador. El catalizador consiste en los siguientes óxidos metálicos: ZnO 60 a 63 % de masa.; CeO₂ 1 a 6 % masa.; MgO 12 a 18 % de masa.; Al₂O₃ 13-23 % de masa, con las

proporciones calculadas en términos de óxido metálico. Los parámetros tecnológicos del proceso variaron dentro de los siguientes intervalos: temperatura 500 a 515°C, presión 0,9 a 1,1 MPa, concentración de etanol en agua 59 a 63 % en peso, carga 0,45 a 0,77 kg de solución de etanol en agua por 1 litro de catalizador. La masa de reacción gaseosa obtenida como resultado de la interacción de etanol con agua se dirigió al paso 1.2 del proceso, mientras que la masa de reacción líquida se dirigió al paso 1.3 del proceso.

La masa de reacción gaseosa, que es una mezcla de hidrógeno, dióxido de carbono, hidrocarburos saturados C_1 - C_4 e insaturados C_2 - C_4 , se suministró al paso 1.2 del proceso. Esta masa de reacción gaseosa se dirigió a un reactor de flujo continuo de volumen de un litro lleno de un catalizador heterogéneo que contiene zeolita, que comprende al menos 93 % de ZSM-5 modificado por 3,5 a 7,0 % de catalizador de Zn. Los parámetros tecnológicos del proceso variaron dentro de los siguientes límites: temperatura 350 a 450°C, presión 0,5 a 1,0 MPa. En estas condiciones, las olefinas C_2 - C_4 contenidas en la masa de reacción gaseosa se convirtieron en compuestos aromáticos, y la mezcla gaseosa obtenida se dirigió al absorbedor para extraer dióxido de carbono. La mezcla de gases, libre de dióxido de carbono, con un contenido de hidrógeno superior al 95 %, se dirigió al paso 1.3 del proceso.

En el paso 1.3 del proceso, se aisló acetaldehído de la masa de reacción líquida obtenida en el paso 1.1 del proceso. Después de eso, la masa de reacción líquida restante se separó en fases orgánica y acuosa. La fase acuosa, que contiene etanol sin reaccionar, se devuelve al proceso para producir la solución acuosa de etanol. La fase orgánica, que es una mezcla de cetonas C_3 y C_5 y alcoholes C_3 y C_5 , se dirigió al paso de hidrogenación. Para hacer esto, la mezcla de productos que contienen oxígeno de la conversión de etanol se suministró a un reactor de flujo continuo de 1 litro, equipado con el catalizador que consiste en los óxidos CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1:1. Los parámetros tecnológicos del proceso variaron dentro de los siguientes límites: temperatura 100 a 150°C, presión 0,5 a 0,9 MPa. La mezcla de gases obtenida en el segundo paso de este proceso se suministró al reactor cargado con el catalizador, mezclado con óxidos de CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1:1, junto con la mezcla de los productos líquidos que contienen oxígeno de la conversión de etanol. En estas condiciones, las cetonas C_3 y C_5 contenidas en la mezcla orgánica líquida se convirtieron en los alcoholes C_3 y C_5 correspondientes. Los compuestos insaturados residuales se eliminaron de la mezcla de gases obtenida en presencia del catalizador, compuesto por óxidos CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1:1, mediante hidrogenación. Esta mezcla de gases es una excelente materia prima para la producción de gas de síntesis. La Tabla 1 mues-

tra los resultados de algunos experimentos llevados a cabo de acuerdo con el proceso tecnológico descrito para convertir una mezcla de etanol y agua en una mezcla de alcoholes, hidrocarburos aromáticos y también en gas de síntesis.

- 5 Tabla 1. Resultados de experimentos sobre la conversión de una mezcla de etanol y agua en presencia del catalizador que consiste en los siguientes óxidos metálicos: ZnO 60 a 63 % en masa; CeO₂ 1 a 6 % en masa; MgO 12 a 18 % en masa; Al₂O₃ 23 a 13 % en masa, con las proporciones calculadas en términos de óxido metálico.

Experimento #	Duración del experimento en horas	Concentración de alcohol, % vol.	Temperatura de reacción, °C (Presión, MPa)	Tasa de suministro de solución de etanol ml/min	Carga por 1 litro de catalizador l/hora de solución de etanol
20193005	24	71.0	510 (1+/- 0,1)	32,8	0,788
Suministro	Etanol, kg	Carbono en etanol, kg	Agua, kg		
	26,480	13,816	15.,286		
% de conversión	Etanol, kg (%)	91,125 %			
	24,130 (91,125)	12.590			

Experimento #	Duración del experimento en horas	Concentración de alcohol, % vol.	Temperatura de reacción, °C (Presión, MPa)	Tasa de suministro de solución de etanol ml/min	Carga por 1 litro de catalizador l/hora de solución de etanol
Consumo	Acetaldehído e isopropanol, kg (Carbono en acetaldehído e isopropanol, kg)	C ₁ -C ₄ hidrocarburos, kg (incluyendo carbono, kg)	C ₅ alcoholes, kg (incluido carbono, kg)	Aromático C ₇ -C ₁₁ kg (incluyendo carbono, kg)	Gas de síntesis kg (Carbono en dióxido de carbono, kg)
	10,759 (6,452)	1,089 (0,891)	2.346 (1,663)	0,211 (0,190)	8,920 (3,329)
Rendimiento %, *) notas	51,25	7,08	13,21	1,51	26,44
Experimento #	Duración del experimento en horas	Concentración de alcohol, % vol.	Temperatura de reacción, °C (Presión,	Tasa de suministro de solución de etanol, ml/min	Carga por 1 litro de catalizador l/hora de solución de

Experimento #	Duración del experimento en horas	Concentración de alcohol, % vol.	Temperatura de reacción, °C (Presión, MPa)	Tasa de suministro de solución de etanol ml/min	Carga por 1 litro de catalizador l/hora de solución de etanol
20190206			MPa)		etanol
	24	70,8	515 (1+/- 0,1)	37,4	0,898
Suministro	Etanol, kg	Carbono en etanol, kg	Agua, kg		
	30,106	15,707	17,380		
% de conversión	Etanol, kg (%)	84,18 %			
Consumo	25,344 (84.18)	13,223			
	Acetaldehído e isopropanol, kg (Carbono en acetaldehído e isopropanol,	C ₁ -C ₄ hidrocarburos, kg (incluyendo carbono, kg)	C ₅ alcoholes, kg (incluido carbono, kg)	Aromático C ₇ -C ₁₁ kg (incluyendo carbono, kg)	Gas de síntesis, kg (Carbono

Experimento #	Duración del experimento en horas	Concentración de alcohol, % vol.	Temperatura de reacción, °C (Presión, MPa)	Tasa de suministro de solución de etanol ml/min	Carga por 1 litro de catalizador l/hora de solución de etanol
	kg)				en dióxido de carbono, kg)
Rendimiento %, *) notas	11,056 (6,750)	1,068 (0,878)	2,114 (1,787)	0,222 (0,200)	9,568 (3,587)
	51,05	6,64	13,51	1,51	27,13
20192903	24	65,8	500 (1+/- 0,1)	22,1	0,518
Suministro	Etanol, kg	Carbono en etanol, kg	Agua, kg		
	16,501	8,609	11,419		

Experimento #	Duración del experimento en horas	Concentración de alcohol, % vol.	Temperatura de reacción, °C (Presión, MPa)	Tasa de suministro de solución de etanol ml/min	Carga por 1 litro de catalizador l/hora de solución de etanol
% de conversión	Etanol, kg (%)	99,01 %			
	16,337 (99,01)	8,523			
Consumo	Acetaldehído e isopropanol, kg (Carbono en acetaldehído e isopropanol, kg)	C ₁ -C ₄ hidrocarburos, kg (incluyendo carbono, kg)	C ₅ alcoholes, kg (incluido carbono, kg)	Aromático C ₇ -C ₁₁ kg (incluyendo carbono, kg)	Gas de síntesis, kg (Carbono en dióxido de carbono, kg)
	6,633 (4,013)	0,677 (0,549)	1,480 (1,045)	0,819 (0,737)	5,592 (2,097)
Rendimiento %, *) notas	47,08	6,44	12,26	8,65	24,6

Nota *): el rendimiento de los productos finales se calcula en términos del carbono contenido en el etanol que reacciona con el agua de acuerdo con la conversión.

5 Ejemplo 2. Generación de gas de síntesis en presencia de catalizadores de cobre y níquel.

El gas de síntesis, obtenido sobre la base de la tecnología inventiva, se utiliza en el proceso inventivo de hidroformilación de etileno y propileno.

10 Para la producción de gas de síntesis, se utilizan dióxido de carbono e hidrógeno obtenidos en la conversión de etanol en acetona. El dióxido de carbono se separa por destilación de la masa de reacción líquida en el proceso de destilación del acetaldehído. Además, el dióxido de carbono se extrae de la solución absorbente obtenida durante la purificación del hidrógeno, que se suministra a la etapa de hidrogenación de la acetona y otros compuestos que contienen oxígeno. La mezcla de gases que sale de la etapa de hidrogenación contiene más del 90 % de hidrógeno y es una excelente materia prima para la producción de gas de
15 síntesis mediante la tecnología inventiva. El gas de síntesis así obtenido se utiliza en el proceso de hidroformilación de etileno y propileno.

La producción de gas de síntesis mediante la tecnología inventiva se lleva a cabo mediante dos métodos.

20 En el primer método, se alimentan dióxido de carbono y una mezcla de 90 % de hidrógeno en una proporción molar de $\text{CO}_2:\text{H}_2 = 1:(1,1-1,5)$ en un reactor de flujo lleno con un catalizador granular de 5 a 10 % de Cu soportado sobre Al_2O_3 a una temperatura de 550 a 600 °C y una presión de 3,0 a 5,0 MPa. El monóxido de carbono obtenido en este proceso se enfría y aísla del agua y de una mezcla de parafinas $\text{C}_1\text{-C}_4$. El monóxido de carbono, libre de agua, y la mezcla de parafinas $\text{C}_1\text{-C}_4$ se dirige al reactor de hidroformilación. Simultáneamente
25 con el monóxido de carbono, se alimenta hidrógeno al reactor de hidroformilación en una proporción molar de $\text{CO}:\text{H}_2 = 1:1$.

En el segundo método, se alimentan dióxido de carbono e hidrógeno en una relación molar de $\text{CO}_2:\text{H}_2 = 1:(2-3)$ en un reactor de flujo lleno con un catalizador granular que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1:1:1, a una temperatura de 950
30 a 1000 °C y una presión de 0,1 a 0,5 MPa. La mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno obtenida en este proceso se enfría, se aísla del agua, dióxido de carbono y metano, y luego

se envía al recipiente colector de gas de síntesis para ajustar la composición. Simultáneamente con la mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno, se alimenta hidrógeno al recipiente colector de gas de síntesis para ajustar la proporción molar de $\text{CO}:\text{H}_2 = 1:1$. Desde el recipiente colector de gas de síntesis, la mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno en una proporción molar de $\text{CO}:\text{H}_2 = 1:1$ se envía al reactor de hidroformilación mediante un compresor a una presión de 3,0 a 5,0 MPa.

Ejemplo 3. Obtención de peróxido de di-terc-amilo.

Bajo agitación vigorosa, se agrega alcohol terc-amílico a una solución acuosa de ácido sulfúrico al 70 %, enfriada a una temperatura de 0 a 5 °C, en una proporción molar de $\text{H}_2\text{SO}_4:(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{OH})\text{CH}_2\text{CH}_3 = 1:1$. Después de agregar la cantidad total de alcohol terc-amílico, la masa de reacción resultante se agita a una temperatura de 0 a 5 °C durante 10 a 15 minutos.

Luego, se agrega una solución acuosa de peróxido de hidrógeno al 27 % al sulfato de terc-amilo resultante a una temperatura de 0 a 5 °C, con agitación vigorosa, en una proporción molar de sulfato de terc-amilo a peróxido de hidrógeno: $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{HSO}_4)\text{CH}_2\text{CH}_3:\text{H}_2\text{O}_2 = 1:0,5$. Después de agregar la cantidad total de peróxido de hidrógeno al 27 %, la mezcla de reacción se agita adicionalmente a una temperatura de 5 a 20 °C durante 60 minutos.

Una vez finalizada la agitación, la masa de reacción se divide en dos capas. La capa superior, que contiene el peróxido de di-terc-amilo formado, se separa de la capa ácida acuosa y se lava con agitación con una solución acuosa al 10 % de carbonato de potasio y luego con agua hasta un pH de 7. El peróxido de di-terc-amilo bruto lavado de la reacción ácida y alcalina a neutra se destila al vacío, a una presión de 10 a 15 mm Hg, para recoger la fracción que hierve a 40 a 45 °C. El rendimiento de peróxido de di-terc-amilo después de la destilación no es inferior al 65 %.

Ejemplo 4. Adición radical de etileno a isopropanol.

En un reactor de 2000 ml de volumen, una autoclave de acero de tipo "PARR", se colocaron 470 ml de alcohol isopropílico (369 g, 6,15 mol) y 4 g de peróxido de di-terc-amilo. El reactor se purgó 3 veces con nitrógeno a 5 atm y 2 veces con etileno a 5 atm. Después de la purga, se alimentaron de 12 a 15 litros de etileno en el reactor y la temperatura interna se aumentó a 130 a 135 °C. La absorción de etileno comienza a esta temperatura. Mientras se absorbía etileno, se alimentó una cantidad adicional de etileno a una tasa de 0,1 a 0,2 litros

por minuto para mantener la presión en el sistema a 12 a 14 atm. Se absorbieron alrededor de 30 a 32 litros de etileno durante 4 horas de reacción. Luego, el reactor se enfrió y se agregaron 4 g adicionales de peróxido de di-terc-amilo. La autoclave se recalentó a 130 a 135 °C mientras se mantenía la presión en el sistema a 12 a 14 atm mediante la alimentación de etileno. Durante 4 horas de reacción, se absorbieron de 20 a 22 litros adicionales de etileno. Después de enfriar el reactor, se añadieron de nuevo 4 g de peróxido de di-terc-amilo y se repitió el experimento. Durante todo el experimento se consumieron 84 litros (105 g) de etileno y se obtuvieron 600 ml (480 g) del producto.

La mezcla de alcoholes en la cantidad de 600 ml así obtenida en la reacción de telomerización se sometió a destilación. Después de la destilación a presión atmosférica y una temperatura de 80 a 90 °C, se obtuvieron 250 ml de alcohol isopropílico. La destilación posterior produjo 340 ml de alcoholes terciarios que hierven a 100 a 250 °C y 10 ml de alcoholes terciarios que hierven a una temperatura más alta, que permanecieron en los fondos. El rendimiento de alcoholes terciarios obtenidos a partir del alcohol isopropílico reaccionado, etileno y peróxido de terc-amilo fue superior al 99 %.

El rendimiento de alcoholes C₅-C₇ terciarios fue de alrededor de 80 %, y el rendimiento de alcoholes C₉-C₁₁ terciarios fue de alrededor de 17,1 %. De acuerdo con el análisis de GLC, se obtuvo lo siguiente: alcohol terc-amílico 57,4 %; alcohol terc-heptílico 22,6 %; alcohol terc-nonílico 11,4 %, alcohol terc-undecílico 5,7 % y y alcoholes terc-C₁₁+ 2,9 %. La conversión de alcohol isopropílico alcanzó alrededor del 50 %. Estos experimentos se llevaron a cabo con una "deficiencia" de etileno con el fin de evitar la formación de telómeros más pesados.

Ejemplo 5. Adición radical de etileno al alcohol etílico.

Se colocaron 408 ml (322 g, 7,0 mol) de alcohol etílico y 45 ml (37 g, 0,21 mol) de peróxido de di-terc-amilo en un reactor de 2000 ml de volumen, una autoclave de acero de tipo "PARR". El reactor se purgó 3 veces con nitrógeno a 5 atm y 2 veces con etileno a 5 atm. Luego, se alimentaron 12 litros (0,5 mol) de etileno en el reactor y la temperatura interna se aumentó a 130 a 135 °C. A esta temperatura comienza la absorción de etileno. Mientras se absorbía etileno a 130 a 135 °C, se alimentó una cantidad adicional de etileno a una velocidad de 0,1 a 0,3 litros por minuto para mantener la presión en el sistema a 12 a 14 atm. Durante 8 horas de la reacción, se absorbieron alrededor de 95 litros (119 g, 4,25 mol) de etileno. Luego, el reactor se enfrió, la mezcla de reacción se descargó y se transfirió a destilación. El experimento anterior se repitió dos veces. En total, se consumieron 1224 ml (966 g, 21 mol)

de alcohol etílico y 135 ml (111 g, 0,64 mol) de peróxido de di-terc-amilo para realizar la reacción de telomerización, mientras que se absorbieron 285 litros (356 g, 12,71 mol) de etileno.

En total, se obtuvieron 1793 ml (1433 g) de mezcla de alcohol.

5 Se destiló la mezcla de alcoholes en la cantidad de 1793 ml obtenida como resultado de la reacción de telomerización. La destilación a presión atmosférica y una temperatura de 80 °C produjo 776 ml (612 g, 13,3 mol) de alcohol etílico. La destilación adicional a presión atmosférica y una temperatura de 98 °C produjo 450 ml (364 g, 4,95 mol) de alcohol sec-butílico. La destilación adicional a presión atmosférica produjo adicionalmente 528 ml (425 g) de alcoholes C₅-C₈ terciarios que hierven entre 102 y 180 °C, y 30 ml (25 g) de alcoholes
10 terciarios que hierven a temperaturas más altas, que permanecieron en los fondos.

El rendimiento de alcohol butílico secundario y alcoholes terciarios obtenidos a partir del alcohol etílico, etileno y peróxido de di-terc-amilo reaccionados fue superior al 99 %. El rendimiento de alcohol butílico secundario fue de 44,3 %. El rendimiento de alcoholes C₅-C₈ terciarios fue de 51,8 %, y el rendimiento de alcoholes C₁₀-C₁₂ terciarios fue de alrededor de
15 3,0 %. La tasa de conversión de alcohol etílico fue de alrededor de 37 %.

Ejemplo 6. Hidroformilación de etileno en presencia de un catalizador de rodio.

El proceso de hidroformilación de etileno se lleva a cabo en un medio de reacción heterogéneo utilizando un catalizador de rodio soluble en agua.

20 Durante la hidroformilación de etileno en presencia de un catalizador de rodio, la concentración de metal con respecto a la fase acuosa es de 30 a 50 ppm. La sal sódica del ácido trifenilfosfina-3-sulfónico se utiliza como ligando en una proporción de 30:1 con respecto al rodio metálico.

El proceso de obtención de aldehído propiónico se lleva a cabo a una temperatura de 45 a 90°C y una presión de 1,0 a 2,5 MPa. La proporción de los gases fuente: C₂H₄:CO:H₂ =
25 (0,9-1):1:1 se mantiene mediante medidores de flujo. La masa de reacción resultante se dirige a un separador altamente eficiente donde se separa en tres fases: una fase gaseosa que contiene etileno sin reaccionar, monóxido de carbono e hidrógeno, una fase orgánica líquida que contiene principalmente propanal y una fase acuosa líquida que contiene un catalizador de rodio soluble en agua. La fase gaseosa y la fase acuosa líquida se devuelven al reactor de
30 hidroformilación mediante dispositivos de medición.

Se cargó una solución acuosa del catalizador en un reactor de 2000 ml de volumen con un dispositivo de agitación altamente eficiente. El catalizador se activó de la siguiente manera. Se suministró gas de síntesis en la proporción $\text{CO}:\text{H}_2 = 1:1$ en el reactor mientras se agitaba la solución de catalizador hasta que se alcanzó una presión de 1,0 MPa, después de lo cual se encendió el calentamiento y se aumentó la temperatura a 60 a 70 °C. La solución de catalizador se agitó durante una hora a esta temperatura. Al finalizar la activación del catalizador, se activó un modo automático del control del límite de temperatura y presión de reacción en el panel de instrumentos, lo que termina el suministro de los gases de reacción al reactor. Para evitar el calentamiento de la mezcla de reacción a una temperatura crítica para el funcionamiento del catalizador, el reactor está equipado con un refrigerador que permite la eliminación del exceso de calor. El agua se utiliza como refrigerante. Las tasas de suministro de gas para etileno, monóxido de carbono e hidrógeno se establecieron en los medidores de flujo instalados en las líneas de suministro de gas en el reactor, y después de eso se encendió el suministro de gas al reactor. Después de alcanzar el volumen requerido de masa de reacción líquida en el reactor, la bomba se encendió para proporcionar un bombeo continuo del exceso de masa de reacción al separador. El separador separó las fases líquida y de vapor, así como separó la fase líquida en una fase orgánica que contenía aldehído propiónico y una fase acuosa que contenía catalizador disuelto.

La temperatura óptima para el proceso de hidroformilación es de 45 a 90 °C a una presión de 1,0 a 2,5 MPa. Con una disminución de la temperatura por debajo de 45 °C, se observó una disminución significativa en el rendimiento del aldehído objetivo en todos los experimentos. Con un aumento de la temperatura por encima de 90 °C, también se observó una disminución en la conversión, sin embargo, fue menos significativa. Los experimentos se llevaron a cabo en el rango de presiones de 1,0-2,5 MPa. Cabe señalar que todos los experimentos se realizaron utilizando una y la misma muestra de catalizador desarrollada por el inventor. Durante el estudio, el catalizador se separó repetidamente de los productos de reacción y se devolvió al proceso. Su vida útil total superó las 9000 horas. El catalizador demostró una alta selectividad en los experimentos de hidroformilación de etileno. La conversión de los gases de reacción en los parámetros tecnológicos óptimos superó el 99,0 %, la selectividad para el aldehído fue superior al 99,5 %.

Ejemplo 7. Condensación aldólica de propanal y obtención de alcoholes propilo y 2-metilpentilo.

El propanal obtenido en la hidroformilación de etileno mediante gas de síntesis en presencia de un catalizador de rodio se suministró a una temperatura de 100 a 150 °C y una presión de 0,5 a 1,0 MPa en un reactor de flujo de un litro cargado con un catalizador granular que contenía al menos 93 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5 a 7,0 % de Zn. Estas condiciones proporcionan la condensación aldólica del propanal y la obtención de los productos 2-metil pentenal y C₆₊ de la condensación del propanal. La masa de reacción obtenida en el proceso de condensación aldólica se suministró para la hidrogenación en un reactor de flujo, donde se cargó el catalizador que contenía óxidos de NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1. Simultáneamente con la masa de reacción del proceso de condensación aldólica, también se suministra hidrógeno a dicho reactor, equipado con un catalizador que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una relación molar de 1:1:1, a una temperatura de 90 a 130 °C y una presión de 4,0 a 5,0 MPa.

A modo de hidrogenación, el 2-metil pentenal, así como el propanal sin reaccionar y los productos de condensación C₆₊ resultantes se convierten en 2-metilpentanol, alcohol propílico y alcoholes C₆₊, respectivamente.

La tasa de conversión de propanal en 2-metil pentenal en el proceso de condensación aldólica fue de al menos 50 %. El rendimiento total de los alcoholes correspondientes, propilo, 2-metil pentilo y alcoholes C₆₊, en la hidrogenación de una mezcla de propanal, 2-metil pentenal y productos C₆₊ de condensación de propanal, superó el 99 %.

Ejemplo 8. Hidroformilación de etileno utilizando un catalizador de cobalto.

La hidroformilación de etileno se realiza en un medio de reacción heterogéneo en presencia de un catalizador de cobalto soluble en agua.

Durante la hidroformilación de etileno en presencia de un catalizador de cobalto, la concentración de metal en relación con la fase acuosa es de 0,1 % a 0,15 %. La sal trisódica del ácido trifenilfosfina-3,3',3''-trisulfónico se usa en la relación en peso de 10:1 a cobalto metálico como ligando.

El proceso de obtención de aldehído propiónico se realiza a una temperatura de 120 a 140 °C y una presión de 3,0 a 5,0 MPa. La proporción de los gases fuente: C₂H₄:CO:H₂ = (0,9-1):1:1 se mantiene mediante medidores de flujo. La masa de reacción resultante se dirige a un separador altamente eficiente para la separación en tres fases: una fase gaseosa que contiene etileno sin reaccionar, monóxido de carbono e hidrógeno, una fase orgánica líquida

que contiene productos resultantes de conversiones químicas; propanal, 2-metil pentenal, 2-metil pentanal y productos C₆₊ de condensación de propanal, y una fase acuosa líquida que contiene un catalizador de cobalto soluble en agua. La fase acuosa líquida se devuelve al reactor de hidroformilación mediante una bomba dosificadora. La fase gaseosa se dirige a la

5 etapa de producción de gas de síntesis.

La fase orgánica líquida del separador se dirige a la columna de rectificación para el aislamiento de los productos de reacción: propanal, 2-metil pentenal, 2-metil pentanal y productos C₆₊ de condensación de propanal, así como agua disuelta en esta fase orgánica.

Los productos orgánicos aislados en la columna de rectificación se enviaron a hidrogenación para obtener los alcoholes correspondientes. El agua aislada en la columna de rectificación, disuelta en materia orgánica, se acumula en el fondo de la columna y se bombea periódicamente al reactor de hidroformilación mediante una bomba.

10

Se colocó una solución acuosa del catalizador en un reactor de 2000 ml con un dispositivo de agitación altamente eficiente. A continuación, se activó el catalizador. La activación se realizó de la siguiente manera. Se suministró gas de síntesis al reactor en la proporción CO:H₂ = 1:1, mientras se agitaba la solución de catalizador, hasta que se alcanzó una presión de 2,0 MPa. A continuación, se encendió la calefacción y se aumentó la temperatura de 120 a 130 °C. La solución de catalizador se agitó a esta temperatura durante dos horas. Al finalizar la activación del catalizador, se activó un modo automático de control del límite de temperatura y presión de reacción en el panel de instrumentos, lo que termina el suministro de los gases de reacción al reactor. Para evitar el calentamiento de la mezcla de reacción a la temperatura crítica de funcionamiento del catalizador, el reactor está equipado con un refrigerador para eliminar el exceso de calor. El agua se utiliza como refrigerante. Las tasas de suministro de gas para etileno, monóxido de carbono e hidrógeno se establecieron en los medidores de flujo instalados en las líneas de suministro de gas en el reactor, y luego se encendió el suministro de gas al reactor. Después de alcanzar el volumen requerido de masa de reacción líquida en el reactor, la bomba se encendió para proporcionar un bombeo continuo del exceso de masa de reacción al separador. El separador separó las fases vapor y líquida, y también separó la fase líquida en una fase orgánica que contenía propanal; 2-metil pentenal; 2-metil pentanal y productos C₆₊ de condensación de propanal, y en agua, en la que se disuelve el catalizador.

15

20

25

30

La temperatura óptima para el proceso de hidroformilación es de 120 a 130 °C. Una disminución en la temperatura por debajo de 120 °C da como resultado una disminución significativa en el rendimiento de los productos objetivo en todos los experimentos. Un aumento

de la temperatura por encima de 130 °C también da como resultado una disminución de la tasa de conversión, aunque menos significativa. Los experimentos se llevaron a cabo en el intervalo de presión de 3,0 a 5,0 MPa. Cabe señalar que todos los experimentos se llevaron a cabo en una misma muestra del catalizador de la invención. Durante el estudio, el catalizador se aisló repetidamente de los productos de reacción y se devolvió al proceso. Su vida útil total superó las 1200 horas. El catalizador demostró una alta selectividad en los experimentos de hidroformilación de etileno. La conversión de los gases de reacción a parámetros tecnológicos óptimos fue superior al 98,0 %, la selectividad para el propanal alcanzó el 99,0 % y la selectividad para la totalidad de los productos de la condensación aldólica de propanal, es decir, 2-metil pentenal, 2-metil pentanal y los productos de la condensación de propanal C₆₊ alcanzaron el 50 %.

Ejemplo 9. Obtención de alcoholes propilo, 2-metilpentilo y C₆₊.

El propanal, 2-metil pentenal, 2-metil pentanal y los productos de la condensación de propanal C₆₊, obtenidos en la hidroformilación de etileno mediante gas de síntesis en presencia de un catalizador de cobalto, se suministraron a una temperatura de 150 a 200 °C y una presión de 4,0 a 5,0 MPa en un flujo continuo, un reactor de un litro donde se carga un catalizador granular que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1. Simultáneamente con el propanal, el 2-metil pentenal, el 2-metil pentanal y los productos C₆₊ de la condensación del propanal, también se suministra hidrógeno al reactor. A través de la hidrogenación, el propanal, el 2-metil pentenal, el 2-metil pentanal y los productos de condensación de propanal C₆₊ se convierten en alcoholes propilo, 2-metilpentilo y C₆₊, respectivamente. El rendimiento total de los alcoholes correspondientes: propanol, 2-metil-pentanol y alcoholes C₆₊ en el proceso de hidrogenación de una mezcla de productos de condensación de propanal, 2-metil pentenal, 2-metil pentanal y C₆₊ propanal superó el 99 %.

Ejemplo 10. Hidroformilación de propileno en presencia de un catalizador de cobalto.

El proceso de hidroformilación de propileno se realiza en un medio de reacción heterogéneo utilizando un catalizador de cobalto soluble en agua. Durante la hidroformilación de propileno en presencia de un catalizador de cobalto, la concentración de metal en relación con la fase acuosa es de 0,25 % en masa a 0,5 % en masa. La sal sódica del ácido trifenilfosfina-3-sulfónico se usa como ligando en una relación en peso de 7:1 con respecto al cobalto metálico. Para aumentar la tasa de la hidroformilación de propileno, así como para aumentar el rendimiento de isobutanol, se agrega etanol al catalizador de cobalto soluble en agua en la proporción de volumen de H₂O:C₂H₅OH = (0,75-0,65):(0,25-0,35).

El proceso de obtención de aldehídos butíricos se lleva a cabo a una temperatura de 135°C a 140°C y una presión de 3,0 a 5,0 MPa. La proporción de los gases fuente: $C_3H_6:CO:H_2 = (0,9:1):1:1$ se mantiene mediante medidores de flujo. La masa de reacción resultante se dirige a un separador altamente eficiente donde se separa en tres fases: fase de vapor, fase orgánica líquida y fase acuosa líquida. La fase de vapor que contiene el propileno sin reaccionar, el monóxido de carbono y el hidrógeno se envía a la etapa de producción del gas de síntesis.

La fase orgánica líquida obtenida en la conversión química, que contiene butanal, isobutanal, 2-etilhexenal, 2-etilhexanal y los productos C_{8+} de la condensación de butanal, se transfiere del separador a la columna de rectificación. La columna de rectificación se utiliza para separar los siguientes productos de reacción: butanal, isobutanal, 2-etil hexenal, 2-etil hexenal, productos C_{8+} de condensación de butanal y agua disuelta en esta fase orgánica.

La fase acuosa líquida que contiene el catalizador de cobalto soluble en agua se devuelve al reactor de hidroformilación mediante una bomba dosificadora.

Los productos orgánicos aislados por rectificación fueron enviados a hidrogenación para obtener los alcoholes correspondientes. Aislada por el agua de la columna de destilación, disuelta en materia orgánica, acumulada en el fondo de la columna y suministrada periódicamente por la bomba al reactor de hidroformilación.

Los experimentos se llevaron a cabo de la siguiente manera. Se cargó una solución acuosa del catalizador en un reactor de 2000 ml con un dispositivo de agitación altamente eficiente integrado. Luego se activó el catalizador, se realizó de la siguiente manera. Se suministró gas de síntesis en la proporción $CO:H_2 = 1:1$ en el reactor mientras se agitaba la solución de catalizador hasta que se alcanzó una presión de 2,0 MPa, después de lo cual se encendió el calentamiento y se aumentó la temperatura a 140 °C. La solución de catalizador se agitó durante dos horas a esta temperatura. Al finalizar la activación del catalizador, se activó un modo automático de control de la temperatura de reacción y el límite de presión en el panel de instrumentos, lo que terminó el suministro de los gases de reacción al reactor. Para evitar el calentamiento de la mezcla de reacción a la temperatura crítica de funcionamiento del catalizador, el reactor está equipado con un refrigerador para eliminar el exceso de calor. El agua se utiliza como refrigerante. Las tasas de suministro de gas para propileno, monóxido de carbono e hidrógeno se establecieron en los medidores de flujo instalados en las líneas de suministro de gas al reactor y se encendió el suministro de gas. Después de

alcanzar el volumen requerido de masa de reacción líquida en el reactor, la bomba se encendió para proporcionar un bombeo continuo del exceso de masa de reacción al separador. El separador separó las fases vapor y líquida, así como separó la fase líquida en una fase orgánica que contenía butanal, isobutanal, 2-etilhexenal, 2-etilhexanal y los productos C_{8+} de la condensación de 2-etilhexenal, y en una fase acuosa que contenía catalizador disuelto. Cabe señalar que la proporción de butanal e isobutanal formada en la masa de reacción durante todo el experimento estuvo dentro de la proporción $(n-C_4H_8O):(iso-C_4H_8O) = (2-3):1$.

La temperatura óptima para el proceso de hidroformilación es de 138 a 140 °C. Los experimentos se realizaron en el intervalo de presión de 3,0 a 5,0 MPa. Cabe señalar que todos los experimentos se realizaron utilizando una misma muestra del catalizador desarrollado. En el curso de los estudios realizados por el inventor, el catalizador se separó repetidamente de los productos de reacción y regresó al proceso. Su vida útil total superó las 240 horas. El catalizador demostró una alta selectividad en los experimentos sobre la hidroformilación de propileno. La conversión de los gases de reacción en los parámetros tecnológicos óptimos fue superior al 98,0 %, la selectividad para los aldehídos butíricos alcanzó el 99,0 %. Además, la selectividad para la totalidad de los productos de la condensación aldólica de n-butanal: 2-etil hexenal, 2-etil hexenal y los productos C_{8+} de la condensación de 2-etil hexenal superaron el 60 %.

Ejemplo 11. Obtención de alcoholes butílico, isobutílico y 2-etilhexílico.

Se aislaron butanal, isobutanal, 2-etilhexenal y 2-etilhexanal, obtenidos en la hidroformilación de propileno mediante gas de síntesis en presencia de un catalizador de cobalto, de la mezcla de reacción mediante rectificación. La mezcla de productos que contienen oxígeno así obtenida se suministró a una temperatura de 90 a 130 °C y una presión de 4,0 a 5,0 MPa a un reactor de flujo de un litro donde se cargó un catalizador granular, que contenía óxidos de NiO, CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1:1:1. También se alimentó hidrógeno al reactor simultáneamente con butanal, isobutanal, 2-etilhexenal y 2-etilhexanal. En el curso de la hidrogenación, butanal, isobutanal, 2-etil hexenal y 2-etil hexenal se convierten en alcoholes butílicos, isobutílicos y 2-etil hexílicos, respectivamente. El rendimiento total de los alcoholes correspondientes, es decir, alcohol butílico, isobutílico y 2-etilhexílico, excedió el 99 %.

Ejemplo 12. Obtención de queroseno a partir de alcohol propílico.

El alcohol propílico se deshidrata en contacto con el catalizador gamma Al_2O_3 a una temperatura de 350 a 400 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa. El propileno obtenido (C_3H_6) se

- separa del agua y se dirige a una temperatura de 250-350 °C y una presión de 3,0-5,0 MPa a un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador granular, que contiene al menos 93 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5 a 7,0 % de Zn, o un catalizador granular que contiene al menos 95 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5 a 5,0 % de Zn y 0,1 a 1,5 % de Ce. Estas
- 5 condiciones proporcionan la oligomerización de propileno para proporcionar olefinas C₆-C₂₄. El propileno sin reaccionar se separa por destilación de la masa de reacción del proceso de oligomerización y se devuelve al proceso. La masa de reacción, libre de la fuente de propileno, se dirige para la hidrogenación a un reactor de flujo continuo equipado con el catalizador granular que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1. Simul-
- 10 táneamente con los productos de oligomerización, se suministra hidrógeno a 120-150 °C y una presión de 4,0–5,0 MPa a la hidrogenación. El proceso de hidrogenación proporciona la conversión de los compuestos insaturados C₆-C₂₄ obtenidos en la etapa de oligomerización en parafinas C₆-C₂₄. La masa de reacción obtenida en la etapa de hidrogenación se rectifica para su separación en queroseno, así como en fracciones de gasolina y diésel.
- 15 La Tabla 2 muestra las principales propiedades de la fracción de queroseno libre de compuestos aromáticos.

Tabla 2. Características del combustible para aviones del Ejemplo 12.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resul- tado para Jet del Ejemplo 12
Número de ácido	ASTM D 3242	mg Koh/g	Máx. 0,015	0,003
Densidad a 15 °C	ASTM D 4052	kg/m ³	775 - 840	762,5

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para Jet del Ejemplo 12
Contenido monoaromático	ASTM D 6379	% vol	Min 8 Máx 25	< 0,1
Olefinas	ASTM D 1319	% vol		0,3
Destilación IBP	ASTM D 86	°C		161,7
Temperatura @ 10 % rec.	ASTM D 86	°C	Máximo 205	177,0
Temperatura @ 50 % rec.	ASTM D 86	°C		183,8
Temperatura @ 90 % rec.	ASTM D 86	°C		234,2
Destilación FBP	ASTM D 86	°C	Máximo 300	250,9
Residuo	ASTM D 86	% vol	Máximo 1,5	1,2
Pérdida	ASTM D 86	% vol	Máximo 1,5	0,2

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para Jet del Ejemplo 12
Contenido de azufre	ASTM D 5453	mg/kg	Máximo 0,3	< 0,1
Punto de inflamación Abel	IP 170	°C	Mín 38	50,0
Punto de congelación	ASTM D 2386	°C	Máx menos 47	< menos 81
Goma, existente	ASTM D 381	mg/100 ml	Máximo 7	< 1
Punto de humo	ASTM D 1322	mm	Mín 25	33
Reacción de agua	ASTM D 1094			1b
Índice de separación de agua (MSEP)	ASTM D 3948		Mín 85	98
Laboratorio de contaminantes particulados Prueba	ASTM D 5452	mg/l	Máximo 10	0,43

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para Jet del Ejemplo 12
Corrosión de la banda de cobre	ASTM D 130	2h/100°C	clase 1	1A
Color (Saybolt)	ASTM D 156		Mín 25	30
Conductividad (sin agente anti-estático)	ASTM D 2624	pS/m	Máximo 600	< 1
JFTOT	ASTM D 3241	2,5h 260°C, mmHg	Máximo 25	< 1
JFTOT	ASTM D 3241	Calificación	Máximo 85	23
JFTOT	ASTM D 3241	ml		465
JFTOT	ASTM D 3241	°C	Mín 325	325
BOCLE	ASTM D 5001	WSD mm	Máximo 0,85	0,84

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para Jet del Ejemplo 12
Energía específica	ASTM D 3338	MJ/kg	Min 42,8	44,06
Viscosidad a-20 °C	ASTM D 445	mm ² /s	Máximo 8,0	4,895

El estudio realizado por el inventor mediante cromatografía-espectroscopía de masas demuestra que la composición de queroseno, obtenida únicamente a partir de propileno, contiene más de 160 isómeros C₈-C₁₆ diferentes, donde el 4,7 % en peso de estos son hidrocarburos lineales.

Ejemplo 13. Obtención de queroseno a partir de alcohol isobutílico.

El alcohol isobutílico obtenido mediante hidroformilación de propileno y posterior hidrogenación del isobutiraldehído resultante se deshidrata en contacto con el catalizador gamma Al₂O₃ a una temperatura de 350 a 400 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa. El isobutileno (C₄H₈) obtenido se separa del agua y se suministra a una temperatura de 250 a 350 °C y una presión de 3,0 a 5,0 MPa en un reactor de flujo continuo, equipado con catalizador granulado que contiene al menos 95 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5-5,0 % de Zn y 0,1-1,5 % de Ce. Estas condiciones proporcionan la oligomerización de isobutileno para proporcionar olefinas C₈-C₂₀. El isobutileno sin reaccionar se destila de la masa de reacción obtenida por oligomerización y se devuelve al proceso. La masa de reacción, libre de la fuente de isobutileno, se suministra para la hidrogenación al reactor de flujo continuo, equipado con un catalizador que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar 1:1:1. Simultáneamente con las olefinas obtenidas por oligomerización, se suministra hidrógeno al reactor de hidrogenación a una temperatura de 120 a 150 °C y una presión de 4,0 a 5,0 MPa. Por medio de la hidrogenación, los compuestos insaturados C₈-C₂₀ obtenidos en la etapa de oligomerización

se convierten en parafinas C_8 - C_{20} . La masa de reacción obtenida en la etapa de hidrogenación se dirige a la rectificación para su separación en queroseno, así como en fracciones de gasolina y diésel.

Ejemplo 14. Obtención de queroseno a partir de alcohol terc-amílico.

- 5 El alcohol terc-amílico (2-metil-2-butanol) se deshidrata en contacto con el catalizador gamma Al_2O_3 a una temperatura de 100-150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa. Los pentenos (C_5H_{10}) obtenidos se separan del agua y se suministran a una temperatura de 100-150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa a un reactor de flujo continuo, equipado con una resina de intercambio iónico en forma de un intercambiador catiónico Amberlite 15, como catalizador.
- 10 Estas condiciones proporcionan la oligomerización de pentenos para proporcionar olefinas C_{10} - C_{20} . Los pentenos sin reaccionar se destilan de la masa de reacción obtenida por oligomerización y se devuelven al proceso. La masa de reacción, libre de los pentenos fuente, se suministra para la hidrogenación en un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador compuesto por óxidos de NiO, CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar 1:1:1. Simultáneamente
- 15 con los productos de oligomerización, se suministra hidrógeno a una temperatura de 120 a 150 °C y una presión de 4,0 a 5,0 MPa al reactor de hidrogenación. Los compuestos insaturados C_{10} - C_{20} obtenidos en la etapa de oligomerización se hidrogenan en parafinas C_{10} - C_{20} . El rendimiento de parafinas C_{10} - C_{20} en términos de pentenos oligomerizados es superior al 98 %.
- 20 La masa de reacción obtenida en la etapa de hidrogenación se separa luego por rectificación en queroseno, así como en fracciones de gasolina y diésel, libres de compuestos aromáticos. La isoestructura de las parafinas C_{10} - C_{20} proporciona la producción de queroseno y diésel que demuestran propiedades únicas, así como gasolina con un número de octano RON de al menos 95 y un número de octano MON de al menos 91. Los resultados de los estudios mediante el uso de cromatografía-espectroscopía de masas demuestran que el queroseno
- 25 obtenido a partir de alcohol terc-amílico contiene 45 isómeros C_{10} - C_{15} diferentes y está libre de hidrocarburos lineales. El queroseno, obtenido a partir de alcohol terc-amílico, no se congela a menos 85 °C y tiene un punto de humo de 33 milímetros.

Ejemplo 15. Obtención de queroseno a partir de 2-metil-1-pentanol.

- 30 El alcohol 2-metilpentil se deshidrata en contacto con el catalizador gamma Al_2O_3 a una temperatura de 350 a 450 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa. Los hexenos (C_6H_{12}) obtenidos por deshidratación de alcohol se separan del agua y se suministran a una temperatura de 250 a 350 °C y una presión de 3,0 a 5,0 MPa en un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador que contiene al menos 95 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5 –5,0 % de Zn

y 0,1-1,5 % de Ce. La oligomerización de los hexenos fuente que producen olefinas $C_{12}-C_{24}$ se realiza en presencia de dicho catalizador en los parámetros de proceso especificados. Los hexenos sin reaccionar se separan por destilación de la mezcla de reacción y se devuelven al proceso. La masa de reacción, libre de los hexenos fuente, se dirige para la hidrogenación a un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1:1:1. Simultáneamente con las olefinas $C_{12}-C_{24}$, se suministra hidrógeno a una temperatura de 120 a 150 °C y una presión de 4,0 a 5,0 MPa al reactor de hidrogenación. Las olefinas $C_{12}-C_{24}$ obtenidas en la etapa de oligomerización se convierten en parafinas $C_{12}-C_{24}$. El rendimiento de parafinas $C_{12}-C_{24}$ en términos de hexenos oligomerizados es superior al 98 %. La masa de reacción obtenida en la etapa de hidrogenación se dirige a la rectificación, donde se separa en fracciones de queroseno y diesel.

Ejemplo 16. Obtención de queroseno a partir de alcohol tertexílico.

El alcohol tertexílico (3-metil-3-pentanol) se deshidrata en contacto con el catalizador gamma Al_2O_3 a una temperatura de 100-150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa. Los hexenos (C_6H_{12}) formados se separan del agua y se suministran a una temperatura de 100-150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa a un reactor de flujo continuo, equipado con una resina de intercambio iónico en forma de un intercambiador catiónico Amberlite 15, como catalizador. La oligomerización de los hexenos fuente que producen olefinas $C_{12}-C_{18}$ se lleva a cabo en presencia de la resina de intercambio iónico en forma de un intercambiador catiónico Amberlite 15 como catalizador en los parámetros de proceso especificados. Los hexenos sin reaccionar se destilan de la masa de reacción obtenida por oligomerización y se devuelven al proceso. La masa de reacción, libre de los hexenos fuente, se suministra para la hidrogenación a un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1:1:1. Simultáneamente con las olefinas $C_{12}-C_{18}$, se suministra hidrógeno al reactor de hidrogenación a una temperatura de 120 a 150 °C y una presión de 4,0 a 5,0 MPa. Las olefinas $C_{12}-C_{18}$ obtenidas en la etapa de oligomerización se hidrogenan en parafinas $C_{12}-C_{18}$. La mezcla de parafinas $C_{12}-C_{18}$ así obtenida es una fracción de queroseno, libre de compuestos aromáticos. El rendimiento de parafinas $C_{12}-C_{18}$, en términos de hexenos oligomerizados, excede el 98 %. Los resultados de los estudios, realizados mediante cromatografía-espectroscopía de masas, demuestran que el queroseno, obtenido a partir de alcohol terc-hexílico, contiene 48 isómeros $C_{12}-C_{18}$ diferentes y está libre de hidrocarburos lineales.

Ejemplo 17. Obtención de queroseno a partir de 3-etil-3-pentanol.

El 3-etil-3-pentanol se deshidrata en contacto con el catalizador gamma Al_2O_3 a una temperatura de 100-150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa. Los heptenos (C_7H_{14}) obtenidos se separan del agua y se suministran a una temperatura de 100-150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa a un reactor de flujo continuo, equipado con una resina de intercambio iónico en forma de un intercambiador catiónico Amberlite 15, como catalizador. La oligomerización de los heptenos fuente se lleva a cabo en presencia de la resina de intercambio iónico en forma de un catalizador de intercambiador catiónico Amberlite 15 con los parámetros de proceso especificados, para producir olefinas $\text{C}_{14}\text{-C}_{21}$. Los heptenos sin reaccionar se destilan de la masa de reacción obtenida por oligomerización y se devuelven al proceso. La masa de reacción, libre de los heptenos fuente, se suministra para la hidrogenación en un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1:1:1. Simultáneamente con las olefinas $\text{C}_{14}\text{-C}_{21}$, se suministra hidrógeno al reactor de hidrogenación a una temperatura de 120 a 150 °C y una presión de 4,0 a 5,0 MPa. Las olefinas $\text{C}_{14}\text{-C}_{21}$ obtenidas en la etapa de oligomerización se hidrogenan en parafinas $\text{C}_{14}\text{-C}_{21}$. La masa de reacción obtenida en la etapa de hidrogenación se dirige a la rectificación, y se separa en fracciones de queroseno y diesel, libres de compuestos aromáticos. El rendimiento de parafinas $\text{C}_{12}\text{-C}_{18}$, en términos de hexenos oligomerizados, excede el 98 %. Los resultados de los estudios, realizados mediante cromatografía-espectroscopía de masas, demuestran que el queroseno, obtenido a partir de alcohol terc-hexílico, contiene 48 isómeros $\text{C}_{12}\text{-C}_{18}$ diferentes y está libre de hidrocarburos lineales.

Ejemplo 18. Obtención de queroseno a partir de alcohol terc-heptílico.

Se deshidrata 2-metil-hexanol-2 (dimetil butil carbinol) en contacto con el catalizador gamma Al_2O_3 a una temperatura de 100-150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa. Los heptenos obtenidos (C_7H_{14}) se separan del agua y se suministran a una temperatura de 100-150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa a un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador, una resina de intercambio iónico en forma de un intercambiador catiónico Amberlite 15. Estas condiciones proporcionan la oligomerización de heptenos que producen olefinas $\text{C}_{14}\text{-C}_{21}$. Los heptenos sin reaccionar se destilan de la masa de reacción obtenida en el proceso de oligomerización y se devuelven al proceso. La masa de reacción, libre de los heptenos fuente, se suministra para la hidrogenación a un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1:1:1. Simultáneamente con los productos de oligomerización, es decir, las olefinas $\text{C}_{14}\text{-C}_{21}$, se suministra hidrógeno a una temperatura de 120 a 150 °C y una presión de 4,0 a 5,0 MPa al reactor de hidrogenación. Las olefinas $\text{C}_{14}\text{-C}_{21}$ obtenidas en la etapa de oligomerización se convierten en parafinas

C₁₄-C₂₁. La masa de reacción obtenida en la etapa de hidrogenación se dirige a la rectificación, y se separa en fracciones de queroseno y diesel, libres de compuestos aromáticos. El rendimiento de parafinas C₁₄-C₂₁, en términos de heptenos oligomerizados, supera el 95 %. Los resultados de los estudios, realizados mediante cromatografía-espectroscopía de masas, demuestran que el queroseno, obtenido a partir de alcohol tertéptílico, contiene 28 isómeros C₁₄-C₁₈ diferentes y está libre de hidrocarburos lineales.

Ejemplo 19. Obtención de queroseno a partir de alcohol 2-etil-hexílico.

El alcohol 2-etil-hexílico (2-etil-hexanol-1) se deshidrata en contacto con el catalizador gamma Al₂O₃ a una temperatura de 350 a 400 °C y una presión de 0,5 a 2,0 MPa para producir octenos. Los octenos (C₈H₁₆) se separan del agua y se suministran a una temperatura de 150 a 200 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa en un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador granular que contiene al menos el 95 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5-5,0 % de Zn y 0,1-1,5 % de Ce. Estas condiciones proporcionan la oligomerización de octenos para proporcionar olefinas C₁₆-C₂₄. Los octenos sin reaccionar se separan por destilación de la masa de reacción obtenida por oligomerización y se devuelven al proceso. La masa de reacción, libre de los octenos fuente, se suministra para la hidrogenación a un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1. Simultáneamente con las olefinas C₁₆-C₂₄, se suministra hidrógeno al reactor de hidrogenación a una temperatura de 250 a 350 °C y una presión de 4,0 a 5,0 MPa. Las olefinas C₁₆-C₂₄ obtenidas en la etapa de oligomerización se hidrogenan en parafinas C₁₆-C₂₄. El rendimiento de parafinas C₁₆-C₂₄, en términos de octenos oligomerizados, supera el 95 %. Luego, la masa de reacción obtenida en la etapa de hidrogenación se separa por rectificación en fracciones de queroseno y diésel. El contenido de compuestos aromáticos en estas fracciones no excede el 5,0 % de masa.

Ejemplo 20. Obtención de queroseno a partir de una mezcla de alcoholes terc-amilo y terc-hexilo.

Una mezcla de alcoholes terc-amilo y terc-hexilo en una proporción molar de 1:1 se deshidrata en contacto con el catalizador gamma Al₂O₃ a una temperatura de 100-150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa. La mezcla resultante de olefinas (C₅H₁₀ + C₆H₁₂) se separa del agua y se suministra a una temperatura de 100 a 150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa en un reactor de flujo continuo, equipado con la resina de intercambio iónico en forma de un intercambiador catiónico Amberlite 15, como catalizador. Estas condiciones proporcionan la oligomerización de pentenos y hexenos para proporcionar olefinas C₁₀-C₂₄. Los pentenos y

hexenos sin reaccionar se separan por destilación de la masa de reacción obtenida por oligomerización y se devuelven al proceso. La masa de reacción, libre de los pentenos y hexenos fuente, se suministra para la hidrogenación a un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1.

- 5 Simultáneamente con los productos de oligomerización, se suministra hidrógeno a una temperatura de 120 a 150 °C y una presión de 4,0 a 5,0 MPa al reactor de hidrogenación. Los compuestos insaturados C₁₀-C₂₄ obtenidos en la etapa de oligomerización se hidrogenan en parafinas C₁₀-C₂₄. Después de eso, la masa de reacción obtenida en la etapa de hidrogenación se separa por rectificación en queroseno, así como la fracción de gasolina y diésel, libre de
- 10 compuestos aromáticos.

- El rendimiento de parafinas C₁₀-C₂₄, en términos de pentenos y hexenos oligomerizados, excede el 99 %. Los resultados de los estudios, realizados mediante cromatografía-espectroscopía de masas, demuestran que el queroseno, obtenido a partir de alcoholes terc-amilo y terc-hexilo, contiene 78 isómeros C₁₀-C₂₀ diferentes y está libre de hidrocarburos li-
- 15 neales.

Ejemplo 21. Obtención de queroseno a partir de una mezcla de alcoholes terc-amilo, terc-hexilo y terc-heptilo.

- Una mezcla de alcoholes terc-amilo, terc-hexilo y terc-heptilo en una proporción molar de 1:1:1 se deshidrata en contacto con el catalizador gamma Al₂O₃ a una temperatura de 100-
- 20 150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa. La mezcla resultante de olefinas (C₅H₁₀ + C₆H₁₂ + C₇H₁₄) se separa del agua y se suministra a una temperatura de 100 a 150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa en un reactor de flujo continuo, equipado con la resina de intercambio en forma de un intercambiador catiónico Amberlite 15, como catalizador. Estas condiciones proporcionan la oligomerización de pentenos, hexenos y heptenos para producir olefinas C₁₀-C₂₄.
- 25 Los pentenos, hexenos y heptenos sin reaccionar se separan por destilación de la masa de reacción obtenida por oligomerización y se devuelven al proceso. La masa de reacción, libre de la fuente de pentenos, hexenos y heptenos, se dirige para la hidrogenación a un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador que consiste en NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1. Simultáneamente con los productos de oligomerización, se suministra
- 30 hidrógeno a una temperatura de 120 a 150 °C y una presión de 4,0 a 5,0 MPa al reactor de hidrogenación. Los compuestos insaturados C₁₀-C₂₄ obtenidos en la etapa de oligomerización se hidrogenan en parafinas C₁₀-C₂₄. Después de eso, la masa de reacción obtenida en la etapa de hidrogenación se separa por rectificación en queroseno C₁₁-C₁₈ y fracciones diesel

C₁₉-C₂₄, libres de compuestos aromáticos. El rendimiento de parafinas C₁₀-C₂₄, en términos de olefinas C₅-C₇ oligomerizadas, excede el 99 %. Los resultados de los estudios, realizados mediante cromatografía-espectroscopía de masas, demuestran que el queroseno, obtenido a partir de alcoholes terc-amilo, terc-hexilo y terc-heptilo, contiene 101 isómeros C₁₀-C₂₀ diferentes y está libre de hidrocarburos lineales.

Ejemplo 22. Obtención de queroseno a partir de una mezcla de alcoholes propílico y 2-metilpentil.

Una mezcla de alcoholes propílico y 2-metilpentil en una proporción molar (1,0-1,5):1 se deshidrata en contacto con el catalizador gamma Al₂O₃ a una temperatura de 350 a 450 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa. La mezcla resultante de olefinas (C₃H₆ + C₆H₁₂) se separa del agua y se suministra a una temperatura de 250 a 350 °C y una presión de 3,0 a 5,0 MPa en un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador granular que contiene al menos 95 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5 –5,0 % de Zn y 0,1-1,5 % de Ce. Estas condiciones proporcionan la oligomerización de propileno y hexenos para proporcionar olefinas C₆-C₂₄. El propileno y los hexenos sin reaccionar se separan por destilación de la masa de reacción obtenida por oligomerización y se devuelven al proceso. La masa de reacción, libre de la fuente de propileno y hexenos, se suministra para la hidrogenación a un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador que consiste en NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1. Simultáneamente con los productos de oligomerización, se suministra hidrógeno a una temperatura de 120-150 °C y una presión de 4,0–5,0 MPa al reactor de hidrogenación. Los compuestos insaturados C₆-C₂₄ obtenidos en la etapa de oligomerización se hidrogenan en parafinas C₆-C₂₄. La masa de reacción obtenida en la etapa de hidrogenación se separa luego por rectificación en queroseno C₁₁-C₁₈, así como en fracciones de gasolina C₆-C₁₀ y diesel C₁₉-C₂₄, con un contenido de compuestos aromáticos de no más de 5,0 % de masa.

Ejemplo 23. Obtención de queroseno a partir de una mezcla de alcoholes propilo, isobutilo, 2-metil pentilo y 2-etil hexilo.

Una mezcla de alcoholes propilo, isobutilo, 2-metil pentilo y 2-etil hexilo en una proporción molar de (1,0-1,5):1:1:(1,0-1,5) se deshidrata en contacto con el catalizador gamma Al₂O₃ a una temperatura de 350 a 450 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa. La mezcla resultante de olefinas (C₃H₆ + C₄H₈ + C₆H₁₂ + C₈H₁₆) se separa del agua y se dirige a una temperatura de 250 a 350 °C y una presión de 3,0 a 5,0 MPa a un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador granular que contiene al menos el 95 % de zeolita ZSM-5 modificada por 3,5-5,0 % de Zn y 0,1-1,5 % de Ce. Estas condiciones proporcionan la oligomerización de propileno,

isobutileno, isohexenos e isooctenos para proporcionar olefinas C₆-C₂₄. El propileno y el isobutileno sin reaccionar se eliminan por destilación de la masa de reacción obtenida por oligomerización y se devuelven al proceso. La masa de reacción, libre de la fuente de propileno e isobutileno, se suministra para la hidrogenación a un reactor de flujo continuo, equipado con el catalizador que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr₂O₃ en una proporción molar de 1:1:1. Simultáneamente con los productos de oligomerización, se suministra hidrógeno a una temperatura de 120 a 200 °C y una presión de 4,0 a 5,0 MPa al reactor de hidrogenación. Los compuestos insaturados C₆-C₂₄ obtenidos en la etapa de oligomerización se hidrogenan en parafinas C₆-C₂₄. Dichas parafinas C₆-C₂₄ se separan por rectificación en queroseno C₁₁-C₁₈, gasolina C₆-C₁₀ y fracciones diesel C₁₉-C₂₄. Las Tablas 3, 4 y 5 demuestran las propiedades de las fracciones de hidrocarburos obtenidas mediante el proceso inventivo, y que tienen un contenido de compuesto aromático de no más de 5 % en masa. El rendimiento de las parafinas C₆-C₂₄, en términos de olefinas C₃-C₈ oligomerizadas, excede el 99 %.

Los resultados de los estudios, realizados mediante el uso de cromatografía-espectroscopía de masas, demuestran que el queroseno, obtenido a partir de alcoholes propilo, isobutilo, 2-metil pentilo y 2-etil hexilo, contiene 134 isómeros C₈-C₁₈ diferentes, en donde el 4,2 % de la masa de estos son hidrocarburos lineales.

Tabla 3. Propiedades de la gasolina del Ejemplo 23.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para la gasolina del Ejemplo 23
Número de octano de investigación RON	EN ISO 5164		Min 95	96,5
Número de octano del motor LUN	EN ISO 5163		Min 85	92,3
Destilación:				
Punto de ebullición inicial IBP	EN ISO 3405	°C	Min 30	30,6
% vol recuperado a 70C	EN ISO 3405	% vol	20 - 52	22,6
% vol recuperado a 100C	EN ISO 3405	% vol	46 - 72	46,8
% vol recuperado a 150C	EN ISO 3405	% vol	Min 75	85,7

Tabla 3. Propiedades de la gasolina del Ejemplo 23.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para la gasolina del Ejemplo 23
Punto de ebullición final FBP	EN ISO 3405	°C	Máximo 210	180,8
Residuo	EN ISO 3405	% vol	Máximo 2,0	1,2
Presión de vapor saturado	EN 13016	kPa	Min 45 Máx 100	56,7
Densidad a 15 °C	EN ISO 3675	kg/m ³	720 - 775	731,6
Olefinas	EN ISO 22854	% vol	Máximo 18,0	< 0,3
Benceno	EN ISO 22854	% vol	Máximo 1,0	< 0,1
Hidrocarburo aromático	EN ISO 22854	% vol	Máximo 35	< 0,5
Oxígeno	EN ISO 22854	% masa	Máximo 3,7	< 0,1
Corrosión de la banda de cobre	EN ISO 2160	calificación	clase 1	1A
Azufre	EN ISO 20846	mg/kg	Máximo 10,0	< 0,1
Goma, existente sin lavar	EN ISO 6246	mg/100 ml	Máximo 5	1,5
Goma, disolvente existente lavado	EN ISO 6246	mg/100 ml	Máximo 5	< 1,0

Tabla 4. Propiedades del jet del Ejemplo 23.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para Jet del Ejemplo 23
Número de ácido	ASTM 3242	D mg Koh/g	Máx. 0,015	0,004
Densidad a 15 °C	ASTM 4052	D kg/m ³	775 - 840	780,6
Contenido monoaromático	ASTM	D % vol	Min 8 Máx	< 1,0

Tabla 4. Propiedades del jet del Ejemplo 23.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para Jet del Ejemplo 23
Contenido poli aromático Olefinas	6379		25	
	EN 12916	% P/P		< 0,1
	ASTM D 1319	% vol		1,0
Destilación IBP	ASTM D 86	°C		168,5
Temperatura @ 10 % rec.	ASTM D 86	°C	Máximo 205	179,6
Temperatura @ 20 % rec.	ASTM D 86	°C		192,4
Temperatura @ 50 % rec.	ASTM D 86	°C		203,9
Temperatura @ 90 % rec.	ASTM D 86	°C		234,4
Destilación FBP	ASTM D 86	°C	Máximo 300	241,4
Residuo	ASTM D 86	% vol	Máximo 1,5	1,1
Pérdida	ASTM D 86	% vol	Máximo 1,5	0,6
Contenido de azufre	ASTM D 5453	mg/kg	Máximo 0,3	< 0,1
Punto de inflamación Abel	IP 170	°C	Min 38	53,5
Punto de congelación	ASTM D 2386	°C	Máximo menos 47	< menos 85
Goma, existente	ASTM D 381	mg/100 ml	Máximo 7	< 0,1
Punto de humo	ASTM D 1322	mm	Min 25	32,0
Reacción de agua	ASTM D 1094			1b
Índice de separación de agua (MSEP)	ASTM D 3948		Min 85	92

Tabla 4. Propiedades del jet del Ejemplo 23.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para Jet del Ejemplo 23
Laboratorio de contaminantes particulados Prueba	ASTM D 5452	mg/l	Máximo 10	0,72
Corrosión de la banda de cobre	ASTM D 130	2h/100°C	clase 1	1A
Color (Saybolt)	ASTM D 156		Min 25	30
Conductividad (sin agente anti-estático)	ASTM D 2624	pS/m	Máximo 600	<1
JFTOT 260°C, 2,5h	ASTM D 3241	mmHg	Máximo 25	<1
JFTOT	ASTM D 3241	Calificación	Máximo 85	41
JFTOT	ASTM D 3241	ml		460
JFTOT	ASTM D 3241	°C	Min 325	325
BOCLE	ASTM D 5001	WSD mm	Máximo 0,85	0,67
Energía específica	ASTM D 3338	MJ/kg	Min 42,8	43,86
Viscosidad@-20 °C	ASTM D 445	mm ² /s	Máximo 8,0	5,631

- Tabla 5. Propiedades del diésel del Ejemplo 23.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	- Resultado para diésel del Ejemplo 23
Número de cetano	EN ISO 4264		Min 51	59,2
Índice de cetano (calculado)	ISO 6245		Min 46	64,6

- Tabla 5. Propiedades del diésel del Ejemplo 23.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	- Resultado para diésel del Ejemplo 23
Densidad a 15 °C	ISO 12185	kg/m3	800 - 845	814,1
Contenido monoaromático	SS-EN 12916	% vol	Máximo 8,0	4,7
Contenido poli aromático	SS-EN 12916	% vol	Máximo 8,0	< 0,02
Composición fraccionaria:	ISO 3405			
recuperado a 180 °C,	ISO 3405	% vol	Máximo 10	< 0,1
recuperado a 250 °C,	ISO 3405	% vol	Máximo 65	19,7
recuperado a 340 °C,	ISO 3405	% vol	Min 95	> 98,0
95% vol. recuperado a temperatura	ISO 3405	°C	Máximo 360	291,6
Contenido de azufre	ISO 20846	mg/kg	Máximo 10	3
Punto de inflamación	EN ISO 2719	°C	Min 55	88,0
Contenido de ceniza	ISO 6245	% masa	Máximo 0,010	0,001
Contenido de agua	EN ISO 12937	% masa	Máximo 0,020	0,0028
Partículas	EN 12662	mg/kg	Máximo 24	6,5
Corrosión de la banda de cobre	ASTM D	calificación	clase 1	1A
Punto de taponamiento de filtración en frío	EN 116	°C	Máx menos 44	menos 48
Punto de nube	EN 23015	°C	Máx menos 34	< menos 52
Viscosidad@ 40°C,	ISO 3104	mm2/c	1,500 - 4,000	3,000

- **Tabla 5. Propiedades del diésel del Ejemplo 23.**

Propiedad	Método	Unidad	Límite	- Resultado para diésel del Ejemplo 23
Estabilidad a la oxidación 20 h	ISO 12205	g/m3	Máximo 25	2
Cicatriz de desgaste HFRR (lubricidad)	ISO 12156	µm	Máximo 460	443

Ejemplo 24. Obtención de tertamil etil éter a partir de alcoholes tert-amílicos y etílicos.

El alcohol terc-amílico (2-metil-2-butanol) producido sobre la base de la tecnología inventiva se deshidrata en contacto con el catalizador gamma Al_2O_3 a una temperatura de 100-150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa. Los pentenos obtenidos (C_5H_{10}) se separan del agua, se mezclan con alcohol etílico ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$) en una proporción molar de 1:(1,1-1,5) y se suministran a una temperatura de 50 a 100 °C y una presión de 0,5-1,0 MPa a un reactor de flujo continuo, equipado con la resina de intercambio en forma de un intercambiador catiónico Amberlite 15, como catalizador. La carga en el catalizador es de 0,5 a 1,0 litros de una solución de pentenos en alcohol etílico por 1,0 litro de catalizador, el tiempo de contacto de una solución de pentenos en alcohol etílico con la resina de intercambio iónico en forma de un intercambiador catiónico Amberlite 15, como catalizador es de 30 a 60 minutos. La masa de reacción obtenida en la etapa de eterificación se dirige a la rectificación, donde el alcohol etílico se separa del éter etil terc-amílico. La tasa de conversión de pentenos en etil terc-amil éter excede el 99 %. El alcohol etílico sin reaccionar se devuelve al proceso a la etapa de mezcla con pentenos. Se utiliza terc-amil etil éter para obtener una gasolina estándar libre de aromáticos.

Ejemplo 25. Obtención de una gasolina estándar que contenga éteres.

Para obtener una gasolina estándar libre de compuestos aromáticos, se utilizó la fracción de gasolina de parafinas, producida sobre la base de la tecnología inventiva, y éter etílico de tertamilo, producido mediante el método del ejemplo anterior. La fracción de gasolina de las parafinas, que contiene hidrocarburos $\text{C}_3\text{-C}_{10}$, se mezcla con éter etílico de tertamilo en

5 cualquier relación de volumen que no viole los límites de contenido de oxígeno en la gasolina
prescritos por las normas pertinentes. Se prefieren concentraciones de 15 %-22 % en volumen
de tercamil etil éter en la mezcla final con parafinas C₃-C₁₀ para las gasolinas producidas por
la tecnología inventiva. La Tabla 6 muestra las principales propiedades de la gasolina que
10 está libre de compuestos aromáticos. La gasolina preparada a partir de la fracción de gasolina
de parafinas y éter etílico de tertamilo, producida sobre la base de la tecnología inventiva, se
caracteriza por altos índices de octano. Un contenido de 20,0 % en volumen de tertamil etil
éter y 80,0 % en volumen de la fracción de gasolina, como se muestra en el Ejemplo 23,
proporciona el índice de octano RON = 100,9 MON = 93,8. El contenido de oxígeno de dicha
gasolina es inferior al 3,0 % en peso.

Tabla 6. Propiedades de la gasolina del Ejemplo 25.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para la gasolina del Ejemplo 25
Número de octano de investigación RON	EN ISO 5164		Min 95	100,9
Número de octano del motor LUN	EN ISO 5163		Min 85	93,8
Destilación:				
Punto de ebullición inicial IBP	EN ISO 3405	°C	Min 30	32,4
% vol recuperado a 70C	EN ISO 3405	% vol	10 - 50	25,4
% vol recuperado a 100C	EN ISO 3405	% vol	35 - 71	37,8
% vol recuperado a 150C	EN ISO 3405	% vol	Min 60	83,3
Punto de ebullición final FBP	EN ISO 3405	°C	Máximo 210	177,5
Residuo	EN ISO 3405	% vol	Máximo 2,0	1,1
Presión de vapor saturado	EN 13016	kPa	Min 45 Máx 100	59,0
Densidad a 15 °C	EN ISO 3675	kg/m3	720 - 775	737,3
Olefinas	EN ISO 22854	% vol	Máximo 18,0	< 0,1

Tabla 6. Propiedades de la gasolina del Ejemplo 25.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para la gasolina del Ejemplo 25
Benceno	EN ISO 22854	% vol	Máximo 1,0	< 0,1
Hidrocarburo aromático	EN ISO 22854	% vol	Máximo 35	< 0,5
Oxígeno	EN ISO 22854	% masa	Máximo 3,7	2,99
Corrosión de la banda de cobre	EN ISO 2160	calificación	clase 1	1A
Azufre	EN ISO 20846	mg/kg	Máximo 10,0	< 0,1
Goma, existente sin lavar	EN ISO 6246	mg/100 ml	Máximo 5	0,6
Goma, disolvente existente lavado	EN ISO 6246	mg/100 ml	Máximo 5	< 0,5

Ejemplo 26. Obtención de éteres a partir de alcoholes terciarios C₅-C₆ y etanol.

Se envió una mezcla de alcoholes terciarios C₅-C₈, obtenidos por telomerización, a rectificación para aislamiento de alcoholes terciarios C₅-C₆. Los alcoholes terciarios C₅-C₆ se

5 deshidrataron para proporcionar las correspondientes olefinas C₅-C₆. Las olefinas C₅-C₆ obtenidas se enfriaron y se suministraron a una temperatura de 50 a 100 °C y una presión de 0,5-1,0 MPa en un reactor de flujo continuo, equipado con la resina de intercambio en forma de un intercambiador catiónico Amberlite 15, como catalizador. Junto con las olefinas C₅-C₆, se suministró alcohol etílico al reactor en una proporción molar (C₅H₁₀ + C₆H₁₂):C₂H₅OH = 1:(1,0-

10 1,1). El tiempo de contacto de la solución de olefina C₅-C₆ en alcohol etílico con la resina de intercambio iónico en forma de un intercambiador catiónico Amberlite 15, como catalizador, es de 30 a 60 minutos. La masa de reacción obtenida en la etapa de eterificación se envía a rectificación para la separación del alcohol etílico sin reaccionar de los éteres de tertamil etilo y tertexiletilo. La tasa de conversión de olefinas C₅-C₆ en etil tertamil y etil tertexil éteres ex-

15 cede el 99 %. El alcohol etílico sin reaccionar en la reacción de eterificación se devuelve al proceso a la etapa de mezcla con olefinas C₅-C₆. Los éteres de etil tertamilo y etil tertexilo se utilizan para producir gasolina con un índice de octano de al menos 100.

Ejemplo 27. Obtener gasolina con índice de octano de al menos 100 y contenido de oxígeno de no más de 2,7 % en masa.

Para producir gasolina con un índice de octano de al menos 100 y un contenido de oxígeno no superior al 2,7 % en masa, es necesario utilizar una fracción de gasolina C₃-C₁₀ de parafinas, obtenida mediante la tecnología inventiva, así como tertamil etil y tertexil etil éteres, obtenidos como se describe en el Ejemplo anterior. Además, para producir gasolina con un índice de octano de al menos 100 y un contenido de oxígeno de no más de 2,7 % en peso, es necesario usar compuestos aromáticos C₇-C₉ obtenidos mediante la tecnología inventiva. La fracción de gasolina de parafinas, que contiene hidrocarburos C₃-C₁₀, se mezcla con tertamil etil y tertexil etil éteres en cualquier relación de volumen, que no viola los límites de contenido de oxígeno en la gasolina estipulados por la norma EN228 pertinente. Las concentraciones volumétricas preferidas para las gasolinas con un índice de octano de al menos 100 son 15 %-25 % de tertamil etil y tertexil etil éteres en la composición final con parafinas C₃-C₁₀ y aromáticos C₇-C₉.

La Tabla 7 muestra las principales propiedades de la gasolina con un índice de octano de al menos 100 y un contenido de oxígeno de no más de 2,7 % en masa.

Tabla 7. Propiedades de la gasolina del Ejemplo 27.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para la gasolina del Ejemplo 27
Número de octano de investigación RON	EN ISO 5164		Min 95	100,1
Número de octano del motor LUN	EN ISO 5163		Min 85	93,6
Destilación:				
Punto de ebullición inicial IBP	EN ISO 3405	°C	Min 30	36,4
% vol recuperado a 70C	EN ISO 3405	% vol	10 - 50	17,9
% vol recuperado a 100C	EN ISO 3405	% vol	35 - 71	42,7
% vol recuperado a 150C	EN ISO 3405	% vol	Min 60	84,1
Punto de ebullición final FBP	EN ISO 3405	°C	Máximo 210	178,4

Tabla 7. Propiedades de la gasolina del Ejemplo 27.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para la gasolina del Ejemplo 27
Residuo	EN ISO 3405	% vol	Máximo 2,0	1,2
Presión de vapor saturado	EN 13016	kPa	45 - 100	58,0
Densidad a 15 °C	EN ISO 3675	kg/m ³	720 - 775	757,6
Olefinas	EN ISO 22854	% vol	Máximo 18,0	< 0,1
Benceno	EN ISO 22854	% vol	Máximo 1,0	< 0,1
Hidrocarburo aromático	EN ISO 22854	% vol	Máximo 35	7,5
Oxígeno	EN ISO 22854	% masa	Máximo 2,7	2,65
Corrosión de la banda de cobre	EN ISO 2160	calificación	clase 1	1A
Azufre	EN ISO 20846	mg/kg		< 0,1
Goma, existente sin lavar	EN ISO 6246	mg/100 ml	Máximo 5	0,6
Goma, disolvente existente lavado	EN ISO 6246	mg/100 ml	Máximo 5	< 0,5

Ejemplo 28 Obtención de éteres a partir de alcoholes C₇-C₈ terciarios y alcoholes n-butílicos

Se envió a rectificación una mezcla de alcoholes terciarios C₅-C₈, obtenidos por telomerización, para aislar alcoholes terciarios C₇-C₈. Los alcoholes terciarios se deshidrataron para proporcionar las correspondientes olefinas C₇-C₈. Las olefinas C₇-C₈ así obtenidas se enfriaron y se suministraron a una temperatura de 50 a 100 °C y una presión de 0,5-1,0 MPa en un reactor de flujo continuo, donde se cargó la resina de intercambio iónico en forma de un intercambiador catiónico Amberlite 15, como catalizador. Junto con las olefinas C₇-C₈, se suministró alcohol n-butílico, obtenido mediante la tecnología inventiva, al reactor en una proporción molar (C₇H₁₄ + C₈H₁₆):C₄H₉OH = 1:(1,0-1,1). El tiempo de contacto de la solución de

olefina C₇-C₈ en alcohol n-butílico con la resina de intercambio iónico en forma de un intercambiador catiónico Amberlite 15, como catalizador, es de 30 a 60 minutos. La masa de reacción obtenida en el proceso de eterificación se dirigió a la rectificación, donde el alcohol n-butílico se separó de los éteres terc-heptil butílico y terc-octil butílico. La tasa de conversión de olefinas C₇-C₈ en terc-heptil butil y terc-octil butil éteres excede el 99 %. El alcohol butílico sin reaccionar en la reacción de eterificación se separa por rectificación en la columna de rectificación y se devuelve al proceso a la etapa de mezcla con olefinas C₇-C₈. Los éteres de terc-heptil butilo y terc-octil butilo se utilizan para producir diésel, que contiene hidrocarburos oxigenados.

Ejemplo 29. Producir un combustible diesel estándar que contenga hidrocarburos oxigenados.

Para producir un combustible diésel estándar que comprenda hidrocarburos que contengan oxígeno, es necesario utilizar una fracción diésel de parafinas C₁₉-C₂₄, producida por la tecnología inventiva. Además, se utilizarán terc-heptil butil y terc-octil butil éteres como hidrocarburos que contienen oxígeno de este combustible diesel. El método para producir terc-heptil butil y terc-octil butil éteres se describe en el ejemplo anterior. La fracción diésel de parafinas, que contiene hidrocarburos C₁₉-C₂₄, se mezcló con terc-heptil butil y terc-octil butil éteres en cualquier proporción que no viole los requisitos de las normas pertinentes para los combustibles diésel. La concentración preferida para los combustibles diésel, producidos por la tecnología inventiva, es de 5 % a 15 % en volumen del total de terc-heptil butil y terc-octil butil éteres en la mezcla final con parafinas C₁₉-C₂₄. La Tabla 8 muestra las propiedades principales del combustible diesel que contiene una mezcla de terc-heptil butil y terc-octil butil éteres en la cantidad de 10 % en volumen de la mezcla final con parafinas C₁₉-C₂₄.

Tabla 8. Propiedades del combustible diésel del Ejemplo 29.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para el combustible diésel del Ejemplo 29
Número de cetano	EN ISO 4264		Min 51	54,6

Tabla 8. Propiedades del combustible diésel del Ejemplo 29.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para el combustible diésel del Ejemplo 29
Índice de cetano (calculado)	ISO 6245		Min 46	61,7
Densidad a 15 °C	ISO 12185	kg/m3	800 - 845	817,0
Contenido monoaromático	SS-EN 12916	% vol	Máximo 8,0	3,5
Contenido poli aromático	SS-EN 12916	% vol	Máximo 8,0	< 0,01
Composición fraccionaria: recuperado a 180 °C, recuperado a 250 °C,	ISO 3405			
	ISO 3405	% vol	Máximo 10	< 0,1
	ISO 3405	% vol	Máximo 65	29,9
recuperado a 340 °C,	ISO 3405	% vol	Min 95	> 98
95 % vol. recuperado a una temperatura	ISO 3405	°C	Máximo 360	314,3
Contenido de azufre	ISO 20846	mg/kg	Máximo 10	< 2
Punto de inflamación	EN ISO 2719	°C	Min 55	88,5
Contenido de ceniza	ISO 6245	% masa	Máximo 0,01	< 0,001
Contenido de agua	EN ISO 12937	% masa	Máximo 0,020	0,0102
Materia particulada	EN 12662	mg/kg	Máximo 24	0,76
Corrosión de la banda de cobre	ASTM D	calificación	clase 1	1A
Punto de taponamiento de filtración en frío	EN 23015	°C	Máx menos 32	menos 33
Punto de nube	EN 116	°C	Máx menos 22	menos 31
Viscosidad@ 40°C,	ISO 3104	mm2/c	1.500 - 4.000	2,852

Tabla 8. Propiedades del combustible diésel del Ejemplo 29.

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para el combustible diésel del Ejemplo 29
Estabilidad a la oxidación 20 h	ISO 12205	g/m3	Máximo 25	18
Cicatriz de desgaste HFRR (lubricidad)	ISO 12156	μm	Máximo 460	396

Ejemplo 30. Producción de éteres a partir de alcoholes terciarios C₇-C₈ y alcohol 2-etilhexílico.

Una mezcla de alcoholes terciarios C₅-C₈, obtenidos por telomerización, se envió a rectificación para aislar los alcoholes terciarios C₇-C₈. Los alcoholes aislados se deshidrataron luego para obtener las correspondientes olefinas C₇-C₈. Las olefinas C₇-C₈ obtenidas se enfriaron y suministraron a una temperatura de 50 a 100 °C y una presión de 0,5 a 1,0 MPa a un reactor de flujo continuo, donde se cargó el catalizador, que es una resina de intercambio iónico, en este caso el intercambiador catiónico Amberlite 15. Junto con las olefinas C₇-C₈, se suministró alcohol 2-etilhexílico, obtenido mediante la tecnología inventiva, al reactor en una proporción molar (C₇H₁₄ + C₈H₁₆):C₈H₁₇OH = 1:(1,1-1,5). El tiempo de contacto de la solución de olefinas C₇-C₈ en alcohol 2-etilhexílico con el catalizador, que es una resina de intercambio iónico, en este caso el intercambiador catiónico, es de 45 a 60 minutos. La masa de reacción obtenida en la etapa de eterificación se dirigió a la rectificación, donde el alcohol 2-etilhexílico se separó de los éteres terc-heptil 2-etilhexílico y terc-octil 2-etilhexílico obtenidos. La tasa de conversión de olefinas C₇-C₈ en terc-heptil 2-etil hexil y terc-octil 2-etil hexil éteres excede el 90 %. Se aisló una mezcla de alcohol 2-etilhexílico y olefinas C₇-C₈ sin reaccionar en la columna de rectificación y se devolvió al proceso a la etapa de eterificación. Los éteres de terc-heptil 2-etil hexilo y terc-octil 2-etil hexilo se utilizan para producir combustible diesel, que comprende en la composición hidrocarburos que contienen oxígeno en una cantidad de no menos de 20 % vol.

Ejemplo 31. Producción de combustible diésel, que comprende en la composición hidrocarburos que contienen oxígeno en la cantidad de no menos del 20 % vol.

Para producir combustible diésel que comprenda en la composición hidrocarburos que contengan oxígeno en una cantidad no inferior al 20 % vol., es necesario utilizar la fracción de parafina C₁₉-C₂₄ obtenida mediante la tecnología inventiva. Además, para producir dicho combustible diésel, es necesario usar terc-heptil butil y terc-octil butil éteres, así como terc-heptil 2-etil hexil y terc-octil 2-etil hexil éteres. Los métodos para producir dichos éteres se describen en los Ejemplos 28 y 30.

La fracción de parafina, que contenía hidrocarburos C₁₉-C₂₄, se mezcló con terc-heptil butil y terc-octil butil éteres, así como terc-heptil 2-etil hexil y terc-octil 2-etil hexil éteres. La mezcla se realizó de una manera que proporciona el cumplimiento de las propiedades de las mezclas de hidrocarburos resultantes con los requisitos de las normas actuales para el combustible para motores diésel. La concentración preferida para los combustibles diésel producidos por la tecnología inventiva y que comprenden dichos éteres es de 10 % a 20 % en volumen del total de todos los éteres en la mezcla final con parafinas C₁₉-C₂₄. La Tabla 9 muestra las principales propiedades del combustible diesel, que contiene no menos del 20 % en volumen de hidrocarburos que contienen oxígeno.

Tabla 9. Propiedades del combustible diésel del Ejemplo 31

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para el combustible diésel del Ejemplo 31
Número de cetano	EN ISO 5165		Min 51	59,8
Índice de cetano (calculado)	EN ISO 4264		Min 46	66,2
Densidad a 15 °C	EN ISO 12185	kg/m ³	820 - 845	820,8
Contenido monoaromático	SS-EN 12916	% vol	Máximo 8,0	< 0,1
Micro residuo de carbono (10 %)	ISO 10370	% masa	Máximo 0,30	< 0,02
Composición fraccionaria: recuperado a 250 °C,	EN ISO 3405			
	EN ISO 3405	% vol	Máximo 65	

Tabla 9. Propiedades del combustible diésel del Ejemplo 31

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para el combustible diésel del Ejemplo 31
				33,3
recuperado a 350 °C,	EN ISO 3405	% vol	Min 85	> 98,5
95 % vol. recuperado a una temperatura	EN ISO 3405	°C	Máximo 360	314,8
Contenido de azufre	EN ISO 20846	mg/kg	Máximo 10	< 2
Punto de inflamación	EN ISO 2719	°C	Min 55	88,0
Contenido de ceniza	EN ISO 6245	% masa	Máximo 0,010	< 0,001
Contenido de agua	EN ISO 12937	% masa	Máximo 0,020	11
Materia particulada	EN 12662	mg/kg	Máximo 24	16
Corrosión de la banda de cobre	EN ISO 2160	calificación	clase 1	1A
Punto de taponamiento de filtración en frío	EN 23015	°C	Máx menos 38	menos 40
Punto de nube	EN 116	°C	Máx menos 28	menos 39
Viscosidad@ 40°C,	EN ISO 3104	mm ² /c	1,500 - 4,000	2,988
Estabilidad a la oxidación 20 h	EN ISO 12205	g/m ³	Máximo 25	22
Cicatriz de desgaste HFRR (lubricidad)	ISO 12156	µm	Máximo 460	419

Ejemplo 32. Obtención de un queroseno 100 % biológico a partir de etanol, en pleno cumplimiento de todos los requisitos de la norma vigente Jet A1.

Una mezcla de alcoholes terc-amilo, terc-hexilo, terc-heptilo y terc-octilo en una rela-

ción molar de 1:1:1:1 se deshidrata en contacto con el catalizador gamma Al_2O_3 a una temperatura de 100 a 150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa. La mezcla resultante de olefinas ($\text{C}_5\text{H}_{10} + \text{C}_6\text{H}_{12} + \text{C}_7\text{H}_{14} + \text{C}_8\text{H}_{16}$) se separa del agua y se suministra a una temperatura de 100 a 150 °C y una presión de 1,0 a 2,0 MPa a un reactor de flujo continuo, donde se carga el catalizador, que es una resina de intercambio iónico, en este caso el intercambiador catiónico Amberlite 15. En estas condiciones, los pentenos, hexenos, heptenos y octenos se oligomerizan produciendo olefinas $\text{C}_{10}\text{-C}_{24}$. Los pentenos, hexenos, heptenos y octenos sin reaccionar se destilan de la masa de reacción obtenida por oligomerización y se devuelven al proceso. La masa de reacción, libre de la fuente de pentenos, hexenos, heptenos y octenos, se dirige para la hidrogenación a un reactor de flujo continuo, donde se carga el catalizador que consiste en los óxidos NiO, CuO y Cr_2O_3 en una proporción molar de 1:1:1. Junto con los productos de oligomerización, se suministra hidrógeno al reactor de hidrogenación a una temperatura de 120 a 150 °C y una presión de 4,0 a 5,0 MPa. En el curso de la hidrogenación, los compuestos insaturados $\text{C}_{10}\text{-C}_{24}$ obtenidos en la etapa de oligomerización se convierten en parafinas $\text{C}_{10}\text{-C}_{24}$. La masa de reacción obtenida en la etapa de hidrogenación se dirige a la rectificación, donde se separa en fracciones de queroseno y diesel, libres de compuestos aromáticos.

Los hidrocarburos insaturados $\text{C}_2\text{-C}_5$ obtenidos en la etapa de deshidratación de los correspondientes alcoholes $\text{C}_2\text{-C}_5$ se suministran al reactor de aromatización. La aromatización de los hidrocarburos insaturados se lleva a cabo a una temperatura de 350 a 450 °C y una presión de 0,5 a 2,0 MPa en un reactor de operación continua en presencia del catalizador heterogéneo de la invención que contiene zeolita, que comprende al menos 93 % de ZSM-5 modificado por 3,5 a 7,0 % de Zn. En el curso de la aromatización, los hidrocarburos insaturados $\text{C}_2\text{-C}_5$ se convierten en compuestos aromáticos $\text{C}_7\text{-C}_{12}$. La masa de reacción obtenida en la etapa de aromatización se aísla de los productos gaseosos, que son una mezcla de hidrógeno y parafinas $\text{C}_1\text{-C}_4$, y se dirige a la rectificación, donde se separa en dos fracciones: Hidrocarburos aromáticos $\text{C}_7\text{-C}_8$ e hidrocarburos aromáticos $\text{C}_9\text{-C}_{12}$. Los hidrocarburos aromáticos $\text{C}_7\text{-C}_8$ se utilizan para producir gasolina, mientras que los hidrocarburos aromáticos $\text{C}_9\text{-C}_{12}$ se utilizan para producir queroseno. La fracción de parafinas de queroseno $\text{C}_{11}\text{-C}_{18}$ aislada de parafinas $\text{C}_{10}\text{-C}_{24}$ se mezcla con los compuestos aromáticos de tal manera que la concentración de los hidrocarburos aromáticos en la composición final de queroseno está en el intervalo de 8 % vol. a 25 % vol. La Tabla 10 muestra las principales propiedades del queroseno 100 % biológico producido a partir de etanol, que cumple plenamente con todos los requisitos del estándar actual Jet A1.

Tabla 10. Propiedades de Jet del Ejemplo 32

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para Jet del Ejemplo 32
Número de ácido	ASTM D 3242	mg Koh/g	Máx. 0,015	0,007
Densidad a 15 °C	ASTM D 4052	kg/m3	775 - 840	789,5
Contenido monoaromático	ASTM D 1319	% volumen	Min 8 Máx 25	9,8
Contenido de poli aromáticos	EN12916	% P/P		< 0,1
Olefinas	ASTM D 1319	% vol		1,8
Destilación IBP	ASTM D 86	°C		169,9
Temperatura @ 10 % rec.	ASTM D 86	°C	Máximo 205	183,1
Temperatura @ 20 % rec.	ASTM D 86	°C		187,2
Temperatura @ 50 % rec.	ASTM D 86	°C		201,4
Temperatura @ 90 % rec.	ASTM D 86	°C		223,0
Destilación FBP	ASTM D 86	°C	Máximo 300	235,3
Residuo	ASTM D 86	% vol	Máximo 1,5	1,5
Pérdida	ASTM D 86	% vol	Máximo 1,5	0,2
Contenido de azufre	ASTM D 5453	mg/kg	Máximo 0,3	< 0,1
Punto de inflamación Abel	ASTM D 56	°C	Min 38	51,0
Punto de congelación	ASTM D 2386	°C	Máx menos 47	< menos 85
Goma, existente	ASTM D 381	mg/100 ml	Máximo 7	< 1
Punto de humo	ASTM D 1322	mm	Min 25	35
Reacción de agua	ASTM D 1094			1b
Índice de separación de agua (MSEP)	ASTM D 3948		Min 85	97
Laboratorio de contaminantes particulados Prueba	ASTM D 5452	mg/l	Máximo 10	0,36
Corrosión de la banda de cobre	ASTM D 130	2h/100°C	clase 1	

Tabla 10. Propiedades de Jet del Ejemplo 32

Propiedad	Método	Unidad	Límite	Resultado para Jet del Ejemplo 32
				1A
Color (Saybolt)	ASTM D 156		Min 25	30
Conductividad (sin agente anti-estático)	ASTM D 2624	pS/m	Máximo 600	<1
JFTOT 2,5h 260°C	ASTM D 3241	mm Hg	Máximo 25	<1
Calificación JFTOT	ASTM D 3241	nm	Máximo 85	9
JFTOT	ASTM D 3241	ml		447
JFTOT	ASTM D 3241	°C	Min 325	325
BOCLE	ASTM D 5001	WSD mm	Máximo 0,85	0,69
Energía específica	ASTM D 3338	MJ/kg	Min 42,8	43,75
Viscosidad@-20 °C	ASTM D 445	mm ² /s	Máximo 8,0	4,893