



Assinado
Digitalmente

REPÚBLICA FEDERATIVA DO BRASIL
MINISTÉRIO DA INDÚSTRIA, COMÉRCIO EXTERIOR E SERVIÇOS
INSTITUTO NACIONAL DA PROPRIEDADE INDUSTRIAL

CARTA PATENTE Nº PI 0903654-7

O INSTITUTO NACIONAL DA PROPRIEDADE INDUSTRIAL concede a presente PATENTE DE INVENÇÃO, que outorga ao seu titular a propriedade da invenção caracterizada neste título, em todo o território nacional, garantindo os direitos dela decorrentes, previstos na legislação em vigor.

(21) Número do Depósito: PI 0903654-7

(22) Data do Depósito: 19/06/2009

(43) Data da Publicação do Pedido: 06/09/2011

(51) Classificação Internacional: C10G 3/00; C10G 45/08; C10G 45/64; B01J 29/072

(30) Prioridade Unionista: FR 08 03530 de 24/06/2008

(54) Título: PROCESSO DE TRATAMENTO DE UMA CARGA ORIUNDA DE UMA FONTE RENOVÁVEL

(73) Titular: IFP. Endereço: 1 & 4 Avenue de Bois-Préau, 92852 Rueil Malmaison Cedex, FRANÇA(FR)

(72) Inventor: EMMANUELLE GUILLON; CHRISTOPHE BOUCHY; NATHALIE DUPASSIEUX; ANTOINE DAUDIN; THIERRY CHAPUS

Prazo de Validade: 20 (vinte) anos contados a partir de 19/06/2009, observadas as condições legais

Expedida em: 20/03/2018

Assinado digitalmente por:
Júlio César Castelo Branco Reis Moreira
Diretor de Patente



Relatório Descritivo da Patente de Invenção para **"PROCESSO DE TRATAMENTO DE UMA CARGA ORIUNDA DE UMA FONTE RENOVÁVEL"**.

Domínio da Invenção

5 Em um contexto internacional marcado pelo aumento rápido em necessidade de carburantes, em particular de bases gasóleos na comunidade europeia, a busca de novas fontes de energia renováveis que possam ser integradas ao esquema tradicional da refinação e da produção de carburantes constitui uma aposta maior.

10 A esse respeito, a integração no processo de refinação de novos produtos de origem vegetal, oriundos da conversão da biomassa lignocelulósica ou oriundos da produção de óleos vegetais ou de gorduras animais, conheceu nos últimos anos uma renovação de interesse em razão do aumento do custo das matérias fósseis. Da mesma forma, os
15 biocarburantes tradicionais (etanol ou ésteres metílicos de óleos vegetais principalmente) adquiriram um real estatuto de complemento aos carburantes de tipo petrolíferos nos "pool"s carburantes. Além disso, os processos conhecidos até hoje, que utilizam óleos vegetais ou gorduras animais, estão na origem de emissões de CO₂, conhecidos por esses efeitos
20 negativos sobre o meio ambiente. Uma melhor utilização desses biorrecursos, como, por exemplo, sua integração no "pool" carburante apresentaria, portanto, uma vantagem determinada.

A elevada demanda de carburantes gasóleos, acoplada à importância das preocupações ligadas ao meio ambiente, reforça o interesse
25 em utilizar cargas oriundas de fontes renováveis. Dentre essas cargas, podem-se citar, por exemplo, os óleos vegetais, as gorduras animais, brutos ou que sofreram um tratamento prévio, assim como as misturas dessas cargas. Essas cargas contêm estruturas químicas de tipo triglicerídeos ou ésteres graxos, a estrutura e o comprimento da cadeia hidrocarbonada
30 destes sendo compatível com os hidrocarbonetos presentes nos óleos combustíveis.

Uma abordagem possível consiste em converter as cargas de

tipo óleos vegetais por transesterificação. Os triglicerídeos, que constituem essencialmente essas cargas, são então convertidos, em presença de um álcool e de um catalisador, em ésteres correspondentes. Dentre os inconvenientes dessa via, podem-se citar: a) o aumento das emissões de NO_x, em
5 razão da presença de oxigênio nos ésteres; b) a temperatura de ebulição bastante elevada, da ordem de 360°C, o que pode apresentar problema para respeitar as especificações de ponto final.

O pedido de patente nº EP 1.681.337 A descreve a transformação de cargas oriundas de fontes renováveis por descarboxilação, para pro-
10 duzir destilados médios. A vantagem dessa via consiste em limitar o consumo de hidrogênio necessário. O processo compreende uma etapa opcional de pré-tratamento seguida de uma etapa de isomerização que utiliza um catalisador, contendo uma peneira molecular escolhida dentre a SAPO-11, a SAPO-41, a ZSM-22, a ferrierita ou a ZSM-23 e um metal do grupo VIII esco-
15 lhido dentre o paládio, a platina e o níquel, esse processo operando a uma temperatura compreendida entre 200 e 500°C, e a uma pressão compreendida entre 2 e 15 MPa, os catalisadores utilizados sendo catalisadores metálicos. Os rendimentos em bases gasóleos obtidos segundo esse processo não são, todavia, maximizados.

20 A patente US 4.992.605 descreve um processo de produção de bases para o "pool" gasóleo produzidas a partir da transformação direta de óleos vegetais (colza, palma, soja, girassol) ou de biomassa lignocelulósica em hidrocarbonetos saturados após hidrotreatamento ou hidrorrefinação desses produtos em presença de um catalisador à base de cobalto e de molib-
25 dênio a uma temperatura compreendida entre 350 e 450°C e a uma pressão compreendida entre aproximadamente 4,8 MPa e 15,2 MPa. Essas condições permitem obter produtos de elevado índice de cetano. Os aditivos pró-cetano assim obtidos são misturados ao óleo combustível com teores de 5 a 30% em volume. Todavia, esse processo apresenta como inconveniente
30 maior um consumo de hidrogênio elevado devido às reações de metanização ou de deslocamento do gás na água ("water-gas shift reaction"). Além disso, o oxigênio contido nos triglicerídeos é geralmente decomposto por

hidrodesoxigenação em presença de catalisador de hidrotratamento, o que é oneroso em hidrogênio.

O pedido de patente EP 1 741 768 descreve um processo que compreende um hidrotratamento seguido de uma etapa de hidroisomerização, a fim de melhorar as propriedades a frio das parafinas lineares obtidas. Os catalisadores utilizados na etapa de hidroisomerização são catalisadores bifuncionais que são constituídos de uma fase ativa metálica, compreendendo um metal do grupo VIII escolhido dentre o paládio, a platina e o níquel, dispersado sobre um suporte ácido de tipo peneira molecular escolhido dentre a SAPO-11, a SAPO-41, a ZSM-22, a ferrierita ou a ZSM-23, esse processo operando a uma temperatura compreendida entre 200 e 500°C, e a uma pressão compreendida entre 2 e 15 MPa. Todavia, a utilização desse tipo de sólido acarreta uma perda de rendimento em destilados médio para a produção de diesel.

Uma das vantagens da invenção é fornecer um processo que permita, a partir de cargas oriundas de fontes renováveis, conseguir rendimentos elevados em bases gasóleos, permitindo um consumo reduzido da quantidade de hidrogênio.

Objeto da Invenção

A presente invenção se refere a um processo em contínuo para a conversão em bases gasóleos carburantes, de cargas provenientes de fontes renováveis.

As cargas de partida são oriundas de fontes renováveis, tais como, os óleos e gorduras de origem vegetal ou animal, ou misturas dessas cargas, contendo triglicerídeos e/ou ácidos graxos e/ou ésteres. Dentre os óleos vegetais possíveis, elas podem ser brutas ou refinadas, totalmente ou em parte, e oriundas dos vegetais a seguir: colza, girassol, soja, palma, palmito, oliva, noz de coco, *jatropha*, esta lista não sendo limitativa. Os óleos de algas ou de peixe são também pertinentes. Dentre as gorduras possíveis, podem-se citar todas as gorduras animais, tais como, o toucinho ou as gorduras compostas de resíduos da indústria alimentícia ou oriundos das indústrias da restauração.

As cargas assim definidas contêm estruturas triglicerídeos e/ou ácidos graxos, cujas cadeias graxas contêm um número de átomos de carbono, compreendido entre 8 e 25.

Os hidrocarbonetos produzidos quando da conversão das cargas de partida, de acordo com a invenção, são caracterizados por:

a) um número de átomos de carbono igual àquele das cadeias dos ácidos graxos de partida, se o mecanismo for um mecanismo de hidrogenação do grupo carboxílico em grupo alquila;

b) uma cadeia hidrocarbonada computando um átomo de carbono de menos do que as cadeias dos ácidos graxos de partida, se o mecanismo colocado em jogo for uma descarboxilação/descarbonilação;

c) um grau de ramificação dos hidrocarbonetos ajustado de maneira a conseguir propriedades de manutenção a frio e um índice de cetano compatíveis com as normas em vigor para o óleo combustível.

É conhecido a partir do estado da técnica que as duas vias de transformação a) e b) coexistem geralmente. O processo descrito na presente invenção visa, por conseguinte, maximizar o rendimento em óleo combustível, e busca promover o mecanismo de hidrogenação descrito em a). A escolha dos catalisadores e das condições operacionais visará, portanto, orientar a seletividade em benefício da hidrogenação, buscando limitar ao estritamente necessário o consumo de hidrogênio, e, em particular, aquele que resultaria na ocorrência de reações não desejadas. Por outro lado, o processo descrito na presente invenção visa também substancialmente isomerizar as parafinas do corte gasóleo, limitando seu craqueamento em frações mais leves não desejadas, tais como, por exemplo, o corte nafta.

As bases gasóleos são de excelente qualidade:

. elas apresentam um baixo teor de enxofre, nitrogênio e aromáticos;

. um excelente cetano, em razão da estrutura substancialmente parafínica dos hidrocarbonetos formados;

. boas propriedades de manutenção a frio, em razão do grau de isomerização das parafinas do corte;

uma baixa densidade (geralmente menos de 800 kg/m^3), o que é uma vantagem, à medida que isto facilita a obtenção para o "pool" gasóleo da especificação na matéria que é de, no máximo, 845 kg/m^3 .

Sumário da Invenção

5 A invenção se refere a um processo de tratamento de uma carga oriunda de uma fonte renovável, compreendendo as seguintes etapas:

a) hidrotratamento em presença de um catalisador em leito fixo, esse catalisador compreendendo uma função hidrodesidrogenante e um suporte amorfo, a uma temperatura compreendida entre 200 e 450°C , a uma
10 pressão compreendida entre 1 MPa e 10 MPa , a uma velocidade espacial horária compreendida entre $0,1 \text{ h}^{-1}$ e 10 h^{-1} e, em presença, de uma quantidade total de hidrogênio misturada à carga tal que a proporção hidrogênio/carga esteja compreendida entre 150 e 750 Nm^3 de hidrogênio/ m^3 de carga;

15 b) separação a partir do efluente oriundo da etapa a) do hidrogênio, dos gases e de pelo menos uma base hidrocarbonada;

c) hidroisomerização de pelo menos uma parte dessa base hidrocarbonada oriunda da etapa b) em presença de um catalisador seletivo de hidroisomerização em leito fixo, esse catalisador compreendendo pelo
20 menos um metal do grupo VIII e/ou pelo menos um metal do grupo VIB e pelo menos uma peneira molecular zeolítica 10 MR monodimensional, essa etapa c) sendo realizada a uma temperatura compreendida entre 150 e 500°C , a uma pressão compreendida entre 1 MPa e 10 MPa , a uma velocidade espacial horária compreendida entre $0,1$ e 10 h^{-1} e em presença
25 de hidrogênio/carga esteja compreendida entre 70 e $1000 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ de carga;

d) separação, a partir do efluente oriundo da etapa c) do hidrogênio, dos gases e de pelo menos uma base gasóleo.

Descrição da Invenção

A presente invenção é particularmente dedicada ao preparo de
30 bases gasóleos carburantes correspondentes às novas normas ambientais, a partir de cargas oriundas de fontes renováveis.

Essas cargas são constituídas pelo conjunto dos óleos vegetais

e das gorduras animais, contendo essencialmente triglicerídeos e ácidos graxos ou ésteres, com cadeias graxas hidrocarbonadas que têm um número de átomos de carbono compreendidos entre 6 e 25. Esses óleos podem ser os óleos de palma, de palmiste, de copra, de rícino e de algodão, os óleos de amendoim, de linho, de cânhamo, de *jatropha*, todos os óleos oriundos, por exemplo, de girassol ou de colza por modificação genética ou hibridação, assim como os óleos de algas. Os óleos de fritura, os óleos animais variados, como os óleos de peixe, o porco, a banha podem ser utilizadas.

As densidades a 15°C desses óleos estão compreendidas entre 850 e 970 kg/m³ e suas viscosidades cinemáticas a 40°C estão compreendidas entre 20 e 400 mm²/s, mais geralmente entre 30 e 50 mm²/s.

Essas cargas são exemplos ou têm teores de enxofre, em nitrogênio e em aromáticos baixos: teores de enxofre e em nitrogênio tipicamente inferiores a 500 ppm, e teores de aromáticos inferiores a 5% em peso.

De maneira vantajosa, a carga pode sofrer previamente à etapa a) do processo, de acordo com a invenção, uma etapa de pré-tratamento ou pré-refinação, de forma a eliminar, por um tratamento apropriado, contaminadores, tais como, metais, como os compostos alcalinos, por exemplo, sobre resinas trocadoras de íons, os alcalino-terrosos e o fósforo. Tratamentos apropriados podem, por exemplo, ser tratamentos térmicos e/ou químicos bem-conhecidos do técnico.

De maneira preferida, o pré-tratamento opcional consiste em uma pré-hidrogenação suave dessa carga, de forma a evitar as reações secundárias das duplas ligações. A pré-hidrogenação suave opera vantajosamente a uma temperatura compreendida entre 50 e 400°C e a uma pressão de hidrogênio compreendida entre 0,1 e 10 MPa, e de maneira preferida, a uma temperatura compreendida entre 150 e 200°C. O catalisador de pré-hidrogenação compreende vantajosamente metais do grupo VIII e/ou VIB e de maneira preferida o catalisador de pré-hidrogenação é um catalisador à base de paládio, de platina de níquel, de níquel e de molibdênio ou à base de cobalto e de molibdênio, suportado por um suporte de alumina e/ou sílica.

Os metais de catalisadores utilizados na etapa de pré-tratamento

opcional do processo, de acordo com a invenção, são metais sulfurados ou fases metálicas e, de preferência, fases metálicas.

De maneira preferida, as cargas pré-refinadas são utilizadas no processo, de acordo com a invenção.

5 Etapa a): hidrotratamento da carga oriunda de uma fonte renovável.

Na etapa a) do processo, de acordo com a invenção, a carga, eventualmente pré-tratada, é colocada em contato com um catalisador heterogêneo a uma temperatura compreendida entre 200 e 450°C, preferencialmente entre 220 e 350°C, de maneira preferida entre 220 e 320°C, e de maneira ainda mais preferida entre 220 e 310°C. A pressão está compreendida entre 1 MPa e 10 MPa, de maneira preferida entre 1 MPa e 6 MPa, e de maneira ainda mais preferida, entre 1 MPa e 4 MPa. A velocidade espacial horária está compreendida entre 0,1 h⁻¹ e 10 h⁻¹. A carga é colocada em contato com o catalisador em presença de hidrogênio. A quantidade total de hidrogênio misturada à carga é tal que a proporção hidrogênio/carga está compreendida entre 150 e 750 Nm³ de hidrogênio/m³ de carga, de maneira muito preferida, compreendida entre 150 e 700 Nm³ de hidrogênio/m³ de carga, de maneira ainda mais preferida compreendida entre 150 e 650 Nm³ de hidrogênio/m³ de carga e de maneira ainda mais preferida, entre 150 e 600, isto corresponde, portanto, a uma quantidade de hidrogênio acrescentada à carga presente em pelo menos geralmente 0,5% em peso de hidrogênio em relação à carga.

Na etapa a) do processo, de acordo com a invenção, utiliza-se pelo menos uma camada fixa de catalisador de hidrotratamento, compreendendo uma função hidrodesidrogenante e um suporte. Será, de preferência, utilizado, de preferência, um catalisador, cujo suporte é, por exemplo, escolhido no grupo formado pela alumina, pela sílica, pelas sílicas-aluminas, pela magnésia, pelas argilas e pelas misturas de pelo menos dois desses minerais. Esse suporte pode também conter outros compostos e, por exemplo, óxidos escolhidos no grupo formado pelo óxido de boro, pelo zircônio, pelo óxido de titânio, pelo anidrido fosfórico. Utiliza-se, de maneira preferida, um suporte de alumina e de maneira muito preferida de alumina η , δ ou γ .

Essa função hydrogenante do catalisador utilizado na etapa a) do processo, de acordo com a invenção, é vantajosamente assegurada por pelo menos um metal do grupo VIII e/ou do grupo VI B.

Esse catalisador pode vantajosamente ser um catalisador que
5 compreende metais do grupo VIII, tais como, por exemplo, o níquel e/ou o cobalto o mais frequentemente em associação com pelo menos um metal do grupo VIB, por exemplo, o molibdênio e/ou o tungstênio. Pode-se, por exemplo, empregar um catalisador que compreende de 0,5 a 10% em peso de
óxido de níquel (NiO) e, de preferência, de 1 a 5% em peso de óxido de ní-
10 quel e de 1 a 30% em peso de óxido de molibdênio (MoO₃), de preferência, de 5 a 25% em peso de óxido de molibdênio sobre um suporte mineral amorfo, as percentagens sendo expressas em% em peso em relação à massa total do catalisador.

O teor total de óxidos de metais dos grupos VIB e VIII no catali-
15 sador utilizado na etapa a) está vantajosamente compreendido entre 5 e 40% em peso e de maneira preferida compreendido entre 6 e 30% em peso em relação à massa total do catalisador.

A relação ponderal expressa em óxido metálico entre metal (ou metais) do grupo VIB sobre metal (ou metais) do grupo VIII está vantajosa-
20 mente compreendida entre 20 e 1 e de maneira preferida entre 10 e 2.

Esse catalisador utilizado na etapa a) do processo, de acordo com a invenção, deve ser vantajosamente caracterizado por um elevado poder hydrogenante, de forma a orientar o máximo possível a seletividade da reação para uma hidrogenação, conservando o número de átomos de carbono das cadeias graxas, isto a fim de maximizar o rendimento em hidrocar-
25 bonetos que entram no domínio de destilação dos óleos combustíveis. É por isso que, de maneira preferida, se opera a uma temperatura relativamente baixa. Maximizar a função hydrogenante permite também limitar as reações de polimerização e/ou condensação levando à formação de coque que de-
30 gradaria a estabilidade dos desempenhos catalíticos. De forma preferida, utiliza-se um catalisador de tipo Ni ou NiMo.

Esse catalisador utilizado na etapa a) de hidrotratamento do pro-

cesso, de acordo com a invenção, pode também vantajosamente conter um elemento, tal como o fósforo e/ou boro. Esse elemento pode ser introduzido na matriz ou, de preferência, ser depositado sobre o suporte. Pode-se também depositar silício sobre suporte, sozinho ou com o fósforo e/ou o boro e/ou flúor.

O teor de peso de óxido desse elemento é de modo habitual vantajosamente inferior a 20% e, de maneira preferida, inferior a 10% e ele é de modo habitual vantajosamente de pelo menos 0,001%.

Os metais dos catalisadores utilizados na etapa a) de hidrotratamento do processo, de acordo com a invenção, são metais sulfurados ou fases metálicas.

Um catalisador metálico preferido utilizado na etapa a) de hidrotratamento do processo, de acordo com a invenção, comporta um teor de níquel compreendido entre 20% e 80% em peso e de maneira preferida compreendido entre 55 e 65% em peso. O suporte desse catalisador é vantajosamente escolhido no grupo formado pela alumina, pelo óxido de magnésio e pela sílica e de maneira preferida o suporte é composto de alumina.

Não se sairia do âmbito da presente invenção, utilizando-se na etapa a) do processo, de acordo com a invenção, de maneira simultânea ou de maneira sucessiva, com um único catalisador ou vários catalisadores diferentes. Essa etapa pode ser realizada industrialmente em um ou vários reatores com uma ou várias camadas catalíticas e, de preferência, à corrente descendente de líquido.

A exotermia das reações, quando do hidrotratamento, é limitada por quaisquer métodos conhecidos do técnico: reciclagem dos produtos líquidos, têmpera pelo hidrogênio de reciclagem etc...

Etapa b): separação do efluente hidrotratado oriundo da etapa a)

Na etapa b) do processo, de acordo com a invenção, o efluente hidrotratado é submetido pelo menos em parte, e, de preferência, na totalidade, a uma ou várias separações. A finalidade dessa etapa é de separar os gases do líquido, e notadamente recuperar os gases ricos em hidrogênio, podendo conter também gases, tais como, CO e CO₂ e pelo menos uma ba-

se hidrocarbonada líquida com teor de enxofre inferior a 10 ppm em peso. A água eventualmente formada, quando da etapa a), é separada pelo menos em parte do produto hidrocarbonado. A etapa b) de separação pode, portanto, ser seguida de uma etapa de eliminação da água.

- 5 A etapa opcional de retirada de água tem por finalidade eliminar, pelo menos em parte, a água produzida, quando das reações de hidrotratamento. Entende-se por eliminação da água, a eliminação da água produzida pelas reações de hidrodesoxigenação (HDO). A eliminação mais ou menos completa da água pode ser função da tolerância à água do catalisador de hidroisomerização utilizado na etapa posterior do processo, de acordo com a invenção. A eliminação da água pode ser feita por todos os métodos e técnicas conhecidos do técnico, por exemplo, por secagem, passagem sobre um dessecante, "flash", decantação.

Etapa c): hidroisomerização do efluente hidrotratado oriundo da etapa b)

- 15 Uma parte pelo menos e, de preferência, a totalidade da base hidrocarbonada líquida obtida no final da etapa b) é hidroisomerizada em presença de um catalisador de hidroisomerização seletiva. Os catalisadores de hidroisomerização utilizados na etapa c) do processo, de acordo com a invenção, são vantajosamente de tipo bifuncional, isto é, eles possuem uma
- 20 função hidro/desidrogenante e uma função hidroisomerização.

- De acordo com a etapa c) do processo, de acordo com a invenção, o catalisador de hidroisomerização compreende pelo menos um metal do grupo VIII e/ou pelo menos um metal do grupo VIB como função hidrodesidrogenante e pelo menos uma peneira molecular como função hidroisomerização.
- 25

- De acordo com a invenção, o catalisador de hidroisomerização compreende seja pelo menos um metal nobre do grupo VIII, de preferência escolhido dentre a platina ou o paládio, ativo sob sua forma reduzida, seja pelo menos um metal do grupo VIB, de preferência escolhido dentre o molibdênio ou o tungstênio, em combinação com pelo menos um metal não nobre do grupo VIII, de preferência escolhido dentre o níquel e o cobalto, utilizados, de preferência, sob sua forma sulfurada.
- 30

No caso de o catalisador de hidroisomerização compreender pelo menos um metal nobre do grupo VIII, o teor total em metal nobre do catalisador de hidroisomerização utilizado na etapa c) do processo, de acordo com a invenção, está vantajosamente compreendido entre 0,01 e 5% em peso em relação ao catalisador finito, de maneira preferida entre 0,1 e 4% em peso e de maneira muito preferida entre 0,2 e 2% em peso.

No caso em que o catalisador de hidroisomerização compreende pelo menos um metal do grupo VIB em combinação com pelo menos um metal não nobre do grupo VIII, o teor de metal do grupo VIB do catalisador de hidroisomerização utilizado na etapa c) do processo, de acordo com a invenção, está vantajosamente compreendido, em equivalente óxido, entre 5 e 40% em peso em relação ao catalisador finito, de maneira preferida entre 10 e 35% em peso e de maneira muito preferida entre 15 e 30% em peso e o teor de metal do grupo VIII desse catalisador está vantajosamente compreendido, em equivalente óxido, entre 0,5 e 10% em peso em relação ao catalisador finito, de maneira preferida entre 1 e 8% em peso e de maneira muito preferida entre 1,5 e 6% em peso.

A função hidro/desidrogenante metálica pode vantajosamente ser introduzida sobre esse catalisador por qualquer método conhecido do técnico, como, por exemplo, a comalaxagem, a impregnação a seco, a impregnação por troca.

De acordo com a etapa c) de hidroisomerização do processo, de acordo com a invenção, o catalisador de hidroisomerização compreende pelo menos uma peneira molecular zeolítica 10 MR monodimensional como função hidroisomerização.

As peneiras moleculares zeolíticas são definidas na classificação "*Atlas of Zeolite Structure Types*", W.M Méier, D.H. Olson and Ch. Baerlocher, 5th revised edition, 2001, Elsevier ao qual se refere também o presente pedido. As zeólitas são aí classificadas, segundo o tamanho de suas aberturas de poros ou canais.

As peneiras moleculares zeolíticas 10 MR monodimensionais apresentam poros ou canais, cuja abertura é definida por um anel com 10

átomos de oxigênio (abertura com 10 MR). Os canais da peneira molecular zeolítica que têm uma abertura com 10 MR são vantajosamente canais monodimensionais não interconectados que desembocam diretamente sobre o exterior dessa zeólita. As peneiras moleculares zeolíticas 10 MR monodimensionais presentes nesse catalisador de hidroisomerização compreendem 5 vantajosamente silício e pelo menos um elemento T escolhido no grupo formado pelo alumínio, pelo ferro, pelo gálio, pelo fósforo e pelo boro, de preferência pelo alumínio. As relações Si/Al das zeólitas descritas acima são vantajosamente aquelas obtidas na síntese ou obtidas após tratamentos de desaluminação pós-síntese bem-conhecidos do técnico, tais como, e a título 10 não exaustivo, os tratamentos hidrotérmicos seguidos ou não de ataques ácidos ou ainda os ataques ácidos diretos por soluções de ácidos minerais ou orgânicos. Elas estão, de preferência, praticamente no total, sob a forma ácida, isto é, a relação atômica entre o cátion de compensação monovalente 15 (por exemplo, o sódio) e o elemento T inserido na rede cristalina do sólido é vantajosamente inferior a 0,1, de preferência inferior a 0,05 e de maneira muito preferida inferior a 0,01. Assim, as zeólitas que entram na composição desse catalisador seletivo de hidroisomerização são vantajosamente calcinadas e trocadas por pelo menos um tratamento por uma solução de pelo 20 menos um sal de amônio, de maneira a se obter a forma amônio das zeólitas que, uma vez calcinadas, levam à forma ácida dessas zeólitas.

Essa peneira molecular zeolítica 10 MR monodimensional desse catalisador de hidroisomerização é vantajosamente escolhida dentre as peneiras moleculares zeolíticas de tipo estrutural TON, tal como a NU-10, EU- 25 O, escolhidas dentre a EU-1 e a ZSM-50, consideradas sozinhas ou em mistura, ou as peneiras moleculares zeolíticas ZSM-48, ZBM-30, IZM-1, COK-7, EU-2 e EU-11, consideradas sozinhas ou em mistura.

De acordo com a etapa c) de hidroisomerização do processo, de acordo com a invenção, essa peneira molecular zeolítica 10 MR monodimensional é escolhida dentre as peneiras moleculares zeolíticas ZSM-48, 30 ZBM-30, IZM-1 e COK-7, consideradas sozinhas ou em mistura. De maneira preferida, essa peneira molecular zeolítica 10 MR monodimensional é esco-

lhida dentre as peneiras moleculares zeolíticas ZSM-48 e ZBM-30, consideradas sozinhas ou em mistura.

De maneira muito preferida, essa peneira molecular zeolítica 10 MR monodimensional é a ZBM-30 e de maneira ainda mais preferida, essa
5 peneira molecular zeolítica 10 MR monodimensional é a ZBM-30 sintetizada com o estruturante orgânico trietileno tetramina.

A zeólita ZBM-30 é descrita na patente EP-A-46504, e a zeólita COK-7 é descrita nos pedidos de patente EP 1 702 888 A1 ou FR 2 882 744 A1.

10 A zeólita IZM-1 é descrita no pedido de patente FR-A-2 911 866.

As zeólitas de tipo estrutural TON são descritas na obra *Atlas of Zeolithe Structure Types*, W.M. Méier, D.H. Olson and Ch. Baerlocher, 5th Revised edition, 2001, Elsevier.

A zeólita de tipo estrutural TON é descrita na obra *Atlas of Zeolithe Structure Types*, acima citado e pelo fato de se referir a zeólita NU-10,
15 nas patentes EP-65400 e EP-77624.

O teor de peneira molecular zeolítica 10 MR monodimensional está vantajosamente compreendido entre 5 e 95% em peso, de preferência entre 10 e 90% em peso, de maneira mais preferida entre 15 e 85% em peso
20 e de maneira muito preferida entre 20 e 80% em peso em relação ao catalisador finito.

De preferência, esse catalisador de hidroisomerização compreende também um ligante constituído de uma matriz mineral porosa. Esse ligante pode vantajosamente ser utilizado durante a etapa de enformação
25 desse catalisador de hidroisomerização.

De preferência, a enformação é realizada com um ligante constituído de uma matriz que contém a alumina, sob todas as suas formas conhecidas do técnico, e de maneira muito preferida com uma matriz que contém a alumina gama.

30 Os catalisadores de hidroisomerização obtidos são enformados sob a forma de grãos de diferentes formas e dimensões. Eles são utilizados em geral sob a forma de extrudados cilíndricos ou polilobados, tais como,

bilobados, trilobados, polilobados de forma reta ou torcida, mas podem eventualmente ser fabricados e empregados sob a forma de pós amontoados, de tabletes, de anéis, de esferas, de rodas. Outras técnicas além da extrusão, tais como, a pastilhagem, ou a drageificação podem
5 vantajosamente ser aplicadas.

No caso em que o catalisador de hidroisomerização contém pelo menos um metal nobre, o metal nobre contido nesse catalisador de hidroisomerização deve vantajosamente ser reduzido. Um dos métodos preferidos para levar a redução do metal é o tratamento sob hidrogênio a
10 uma temperatura compreendida entre 150 e 650°C, e uma pressão total compreendida entre 0,1 e 2,5 MP (1 e 250 bar). Por exemplo, uma redução consiste em um patamar a 150°C de duas horas, depois uma elevação em temperatura até 450°C à velocidade de 1°C/min, depois uma faixa de duas horas a 450°C; durante toda essa etapa de redução, a vazão de hidrogênio
15 é de 1000 normais m³ hidrogênio/m³ catalisador e a pressão total mantida constante em 0,1 MPa (1 bar). Qualquer método de redução *ex-situ* pode vantajosamente ser considerado.

De acordo com a etapa c) do processo, de acordo com a invenção, na zona de hidroisomerização, a carga é colocada em contato, em
20 presença de hidrogênio com esse catalisador de hidroisomerização, a temperaturas e a pressões operacionais, permitindo vantajosamente realizar uma hidroisomerização da carga não conversível. Isto significa que a hidroisomerização é feita com uma conversão da fração 150°C+ em fração 150°C- inferior a 20% em peso, de maneira preferida inferior a 10% em peso
25 e de maneira muito preferida inferior a 5% em peso.

Assim, a etapa d) de hidroisomerização do processo, de acordo com a invenção, opera a uma temperatura compreendida entre 150 e 500°C, de preferência entre 150 e 450°C, e, de maneira muito preferida, entre 200 e 450°C, a uma pressão compreendida entre 1 MPa e 10 MPa, de preferência
30 entre 2 MPa e 10 MPa e de maneira muito preferida, entre 1 MPa e 9 MPa, a uma velocidade volumétrica horária vantajosamente compreendida entre 0,1 h⁻¹ e 10 h⁻¹, de preferência entre 0,2 e 7 h⁻¹ e, de maneira muito preferida,

entre 0,5 e 5 h⁻¹, a uma vazão de hidrogênio tal que a relação volumétrica hidrogênio/hidrocarbonetos está vantajosamente compreendida entre 70 e 1000 Nm³/m³ de carga, entre 100 e 1000 normais m³ de hidrogênio por m³ de carga e, de maneira preferida, entre 150 e 1000 normais m³ de hidrogênio por m³ de carga.

De maneira preferida, a etapa de hidroisomerização eventual opera à co-corrente.

Etapa d) separação, a partir do efluente oriundo da etapa c) do hidrogênio, gases e de pelo menos uma base gasóleo

De acordo com o processo, conforme a invenção, na etapa d) do processo, segundo a invenção, o efluente hidroisomerizado é submetido pelo menos em parte, e, de preferência, na totalidade, em uma ou várias separações. A finalidade dessa etapa é de separar os gases do líquido, e, notadamente, recuperar os gases ricos em hidrogênio que podem conter também os leves, tais como, o corte C₁-C₄ e pelo menos um corte gasóleo e um corte nafta. A valorização do corte nafta não é o objeto da presente invenção, mas esse corte pode vantajosamente ser enviado em uma unidade de vapocraqueamento ou de reformação catalítica.

Tratamento e Reciclagem dos Gases

O gás contendo o hidrogênio que foi separado nas etapas b) e d) é, se necessário, pelo menos em parte tratado para reduzir seu teor de leves (C₁-C₄).

A possibilidade existe de adicionar ao gás de reciclagem da etapa b) e/ou da etapa d) uma certa quantidade de composto sulfurado (tal como o DMDS, de dimetila dissulfeto) que, por decomposição térmica, produz hidrogênio sulfurado H₂S. Esse dispositivo permite manter, se necessário, o catalisador de hidrotratamento e/ou o catalisador de hidroisomerização no estado sulfurado. De forma vantajosa, a quantidade de composto sulfurado introduzida é tal que o teor de H₂S no gás de reciclagem é pelo menos de 15 ppm em vol, de preferência de pelo menos 0,1% em vol, até mesmo de pelo menos 0,2% em vol.

Pode-se vantajosamente introduzir o hidrogênio de reciclagem

com a carga que entra na etapa a) e/ou na etapa c) e/ou sob a forma de hidrogênio de têmpera entre as camadas de catalisadores de hidrotratamento e/ou de hidroisomerização.

Produtos Obtidos

5 O produto fornecido, segundo esse processo, é dotado de excelentes características, que fazem dele uma base gasóleo de excelente qualidade:

- seu teor de enxofre é inferior a 10 ppm em peso;
- seu teor de aromáticos totais é inferior a 5% em peso, e o teor de poliaromáticos inferior a 2% em peso;
- o índice de cetano é excelente, superior a 55;
- a densidade é inferior a 840 kg/m^3 , e mais frequentemente inferior a 820 kg/m^3 ;
- sua viscosidade cinemática a 40°C é de 2 a $8 \text{ mm}^2/\text{s}$;
- suas propriedades de manutenção a frio são compatíveis com as normas em vigor, com uma temperatura limite de filtrabilidade inferior a -15°C e um ponto de perturbação inferior a -5°C .

A invenção se refere também a uma instalação utilizável para aplicar o processo, de acordo com a invenção.

20 A partir da figura 1, a carga oriunda de fontes renováveis é admitida via a linha (1) na zona de hidrotratamento (3) que opera em presença de hidrogênio, o hidrogênio sendo levado pela tubulação (2). Na zona de hidrotratamento (3), a carga é colocada em contato com um catalisador de hidrotratamento descrito acima. O efluente hidrotratado é em seguida introduzido

25 em uma zona (4) de separação, de maneira a separar os gases dos líquidos. Os gases ricos em hidrogênio são recuperados e evacuados no conduto (5) e a fração hidrocarbonada líquida é recuperada e enviada em uma etapa posterior de hidroisomerização (7) que utiliza o catalisador seletivo de hidroisomerização de tipo zeolítico pelo conduto (5). Segundo a figura 1, a fração

30 base gasóleo líquido é introduzida, assim um fluxo de hidrogênio pelo conduto (6), na zona de hidroisomerização (7) contendo o catalisador seletivo de hidroisomerização descrito acima. O efluente assim hidroisomerizado é, em

seguida, enviado via a tubulação (8) na zona (9) de separação, de maneira a separar os gases de pelo menos um corte gasóleo recuperado via o conduto (10) e valorizável no "pool" gasóleo.

Exemplo 1

5 Etapa a): hidrotratamento

Em um reator regulado em temperatura, de maneira a assegurar um funcionamento isotérmico e com um leito fixo carregado de 190 ml de catalisador de hidrotratamento à base de níquel e de molibdênio, apresentando um teor de óxido de níquel igual a 3% em peso, e um teor de 10 óxido de molibdênio igual a 16% em peso e um teor de P_2O_5 igual a 6%, o catalisador sendo previamente sulfurado, são introduzidos 170 g/h de óleo de colza pré-refinado de densidade 920 kg/m^3 apresentando um teor de enxofre inferior a 10 ppm, de índice de cetano de 35, de temperatura limite de filtrabilidade de $+20^\circ\text{C}$ e cuja composição é detalhada abaixo:

Glicerídeos de ácido graxo	Natureza de cadeia graxa	% em massa
Palmitico	C16:0	4
Palmitoléico	C16:1	<0,5
Estearico	C18:0	2
Oleico	C18:1	61
Linoleico	C18:2	20
Linolênico	C18:3	9
Araquídico	C20:0	<0,5
Gadoleico	C20:1	1
Behênico	C22:0	<0,5
Erúcico	C22:1	<1

15 700 Nm^3 de hidrogênio/ m^3 de carga são introduzidos no reator mantido a uma temperatura de 300°C e a uma pressão de 5 MPa.

Etapa b): separação do efluente oriundo da etapa a)

A totalidade do efluente hidrotratado da etapa a) é separada, de maneira a recuperar os gases ricos em hidrogênio e uma base gasóleo 20 líquido.

Etapa c): hidroisomerização do efluente hidrotratado oriundo da etapa b)

sobre um catalisador, de acordo com a invenção

1) Preparo do Catalisador de Hidroisomerização C1

O catalisador de hidroisomerização é um catalisador contendo um metal nobre e uma zeólita 10 MR monodimensional ZBM-30. Esse catalisador é obtido, segundo o modo operacional descrito a seguir. A zeólita ZBM-30 é sintetizada segundo a patente BASF EP-A-46504 com o estruturante orgânico trietileno tetramina. A zeólita ZBM-30 bruta de síntese é submetida a uma calcinação a 550°C sob fluxo de ar seco durante 12 horas. A zeólita H-ZBM-30 (forma ácida) assim obtida possui uma relação Si/Al de 45. A zeólita é misturada com um gel de alumina de tipo SB3 fornecido pela sociedade Condéa-Sasol. A pasta misturada é, então, extrudada através de uma matriz de diâmetro de 1,4 mm. Os extrudados assim obtidos são calcinados a 500°C durante 2 horas sob ar. O teor ponderal H-ZBM-30 é de 20% em peso. Em seguida, os extrudados de suporte são submetidos a uma etapa de impregnação a seco por uma solução aquosa do sal de platina $\text{Pt}(\text{NH}_3)_4^{2+}$, 2OH^- , deixados para maturar em maturador de água durante 24 horas à temperatura ambiente, depois calcinados durante duas horas sob ar seco em camada atravessada a 500°C (rampa de elevação em temperatura de 5°C/min). O teor ponderal em platina do catalisador acabado, após calcinação é de 0,48%.

2) Hidroisomerização do Efluente Hidrotratado

O efluente é hidroisomerizado com hidrogênio perdido sobre o catalisador C1 em um reator de hidroisomerização, nas condições operacionais abaixo:

- VVH (volume de carga/volume de catalisador/hora) = 1h^{-1}
- pressão total de trabalho: 5 MPa (50 bar)
- relação hidrogênio/carga: 700 normais litros/litro

A temperatura é ajustada, de maneira a ter uma conversão da fração 150°C^+ em fração 150°C^- inferior a 5% em peso, quando da hidroisomerização. Antes do teste, o catalisador sofre uma etapa de redução nas seguintes condições operacionais:

- vazão de hidrogênio: 1600 normais litros por hora e por litro de

catalisador

- elevação de temperatura ambiente 120°C: 10°C/min
- faixa de uma hora a 120°C
- elevação de 120°C a 450°C a 5°C/min
- faixa de duas horas a 450°C
- pressão: 0,1 MPa (1 bar).

O efluente hidroisomerizado é, em seguida, caracterizado. Os rendimentos e as propriedades carburantes são reportados na Tabela 1.

Características do Produto	
Corte 150°C ⁻ (% em peso)	3
Corte 150°C ⁺ (Diesel, % em peso)	97
Qualidade do produto do corte	150°C ⁺
Índice de cetano (ASTMD613)	64
Temperatura limite de filtrabilidade (°C)	-27
Teor em enxofre (ppm em peso)	0

- O processo, de acordo com a invenção, permite, portanto, a obtenção de base gasóleo de excelente qualidade correspondente às especificações em vigor.

Exemplo Comparativo

- Uma carga idêntica àquela do exemplo 1 é utilizada em um processo que comporta uma etapa de hidrotratamento a) que opera nas mesmas condições operacionais e sobre o mesmo catalisador que na etapa a) do exemplo 1, uma etapa de separação b) do efluente hidrotratado oriundo da etapa a) de maneira a recuperar os gases ricos em hidrogênio e uma base gasóleo líquido, depois uma etapa de hidroisomerização, operando nas mesmas condições operacionais que na etapa c) do exemplo 1, mas sobre um catalisador de hidroisomerização diferente.

- O catalisador de hidroisomerização é um catalisador que contém um metal nobre e uma zeólita 10 MR monodimensional ZSM 22. Esse catalisador é obtido segundo o modo operacional descrito a seguir. A zeólita ZSM 22 é sintetizada segundo o método apresentado por Ernst et coll. (*Applied Catalysis*, 1989, 48, 137): 72 gramas de solo de sílica (Ludox AS40,

Dupont) são diluídos em 124 ml de água; uma outra solução contendo 3,45 gramas de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, 18 H_2O , 7,75 gramas de KPH e 16,7 gramas de diamino-hexano em 177 ml de água é acrescentada à primeira solução e agitada. O gel obtido é, em seguida, colocado em autoclaves em aço inoxidável a 50°C. Após dois dias de síntese, as autoclaves são abertas e a zeólita sintetizada é lavada com água e filtrada. A relação atômica Si/Al da estrutura cristalizada é de 30. O sólido é em seguida tratado termicamente sob fluxo de nitrogênio (10 ml N_2 /minuto/grama de sólido durante 5 horas a 400°C, depois durante 16 horas a 550°C sob fluxo de oxigênio (10 ml de O_2 /minuto/grama de sólido). A fim de trocar os cátions alcalinos com os íons de amônio, o sólido é em seguida colocado sob refluxo durante 4 horas em uma solução aquosa de cloreto de amônio (100 ml de solução/grama de sólido; concentração em cloreto de amônio de 0,5 M). A amostra é então lavada com água destilada para eliminar o cloreto alcalino (teste ao nitrato de prata negativo), depois é secada durante uma noite em estufa a 60°C. A zeólita é, em seguida, misturada com um gel de alumina de tipo SB3 fornecido pela sociedade Condéa-Sasol. A pasta misturada é, então, extrudada através de uma matriz de diâmetro de 1,4 mm. Os extrudados assim obtidos são calcinados a 500°C, durante 2 horas sob ar. O teor de H-ZSM 22 é de 14% em peso. Em seguida, os extrudados de suporte são submetidos a uma etapa de impregnação a seco por uma solução aquosa do sal de platina $\text{Pt}(\text{NH}_3)_4^{2+}$, 2OH^- , deixados para maturar em maturador com água durante 24 horas à temperatura ambiente, depois calcinados durante duas horas sob ar seco em camada atravessada a 500°C (rampa de elevação em temperatura de 5°C/min). O teor ponderal em platina do catalisador acabado após calcinação é de 0,35%.

A etapa de redução do catalisador é a mesma que aquela do catalisador de hidroisomerização C1, da mesma forma que as condições operacionais do teste de hidroisomerização. A temperatura é ajustada de maneira a ter qualidades de produto comparáveis às aquelas obtidas com o catalisador C1.

O efluente isomerizado é em seguida caracterizado. Os

rendimentos e as propriedades carburantes são reportados na tabela 2.

Tabela 2

Características do Produto	
Corte 150°C ⁻ (% em peso)	9
Corte 150°C ⁺ (Diesel, % em peso)	91
Qualidade do produto de corte	150°C+
Índice de cetano (ASTMD613)	62
Temperatura limite de filtrabilidade (°C)	-25
Teor em enxofre (ppm em peso)	0

- Em relação ao catalisador de hidroisomerização C1, constata-se que a utilização do catalisador de hidroisomerização à base de ZSM 22 leva a uma perda em produtos leves mais importante para qualidade de produto comparáveis.
- 5

REIVINDICAÇÕES

1. Processo de tratamento de uma carga oriunda de uma fonte renovável, caracterizado pelo fato de que compreende as seguintes etapas:

5 a) hidrotratamento em presença de um catalisador em leito fixo, esse catalisador compreendendo uma função hidrodesidrogenante e um suporte amorfo, a uma temperatura compreendida entre 200 e 450°C, a uma pressão compreendida entre 1 MPa e 10 MPa, a uma velocidade espacial horária compreendida entre 0,1 h⁻¹ e 10 h⁻¹ e em presença de uma quantidade total de hidrogênio misturada à carga, tal que a razão
10 hidrogênio/carga esteja compreendida entre 150 e 750 Nm³ de hidrogênio/m³ de carga;

b) separação, a partir do efluente oriundo da etapa a), do hidrogênio, gases e de pelo menos uma base hidrocarbonada;

c) hidroisomerização de toda base hidrocarbonada oriunda da
15 etapa b) em presença de um catalisador seletivo de hidroisomerização em leito fixo, esse catalisador compreendendo pelo menos um metal do grupo VIII e/ou pelo menos um metal do grupo VIB e pelo menos uma peneira molecular zeolítica 10 MR monodimensional escolhida dentre as peneiras moleculares zeolíticas ZSM-48 e ZBM-30, sozinhas ou em misturas, essa
20 etapa c) sendo realizada a uma temperatura compreendida entre 150 e 500°C, a uma pressão compreendida entre 1 MPa e 10 MPa, a uma velocidade espacial horária compreendida entre 0,1 e 10 h⁻¹ e em presença de uma quantidade total de hidrogênio misturada à carga tal que a relação hidrogênio/carga esteja compreendida entre 70 e 1000 Nm³/m³ de carga;

25 d) separação, a partir do efluente oriundo da etapa c), do hidrogênio, dos gases e de pelo menos uma base gasóleo.

2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a etapa a) opera em presença de uma quantidade total de hidrogênio misturada à carga tal que a relação hidrogênio/carga esteja
30 compreendida entre 150 e 700 Nm³ de hidrogênio/m³ de carga.

3. Processo, de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato de que a etapa a) opera em presença de uma quantidade total de

hidrogênio misturada à carga tal que a relação hidrogênio/carga esteja compreendida entre 150 e 650 Nm³ de hidrogênio/m³ de carga.

4. Processo, de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato de que a etapa a) opera em presença de uma quantidade total de
5 hidrogênio misturada à carga tal que a relação hidrogênio/carga esteja compreendida entre 150 e 600 Nm³ de hidrogênio/m³ de carga.

5. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 4, caracterizado pelo fato de que o teor total de óxidos de metais dos grupos VIB e VIII no catalisador utilizado na etapa a) está compreendido
10 entre 5 e 40% em peso em relação à massa total do catalisador.

6. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a peneira molecular zeolítica 10 MR monodimensional é a ZBM-30.

7. Processo, de acordo com a reivindicação 6, caracterizado
15 pelo fato de que a peneira molecular zeolítica 10 MR monodimensional é a ZBM-30 sintetizada com o estruturador orgânico trietileno tetramina.

8. Processo, de acordo com a reivindicação 6, caracterizado pelo fato de que esse catalisador de hidroisomerização compreende seja pelo menos um metal nobre do grupo VIII, seja pelo menos um metal do
20 grupo VIB, em combinação com pelo menos um metal não nobre do grupo VIII.

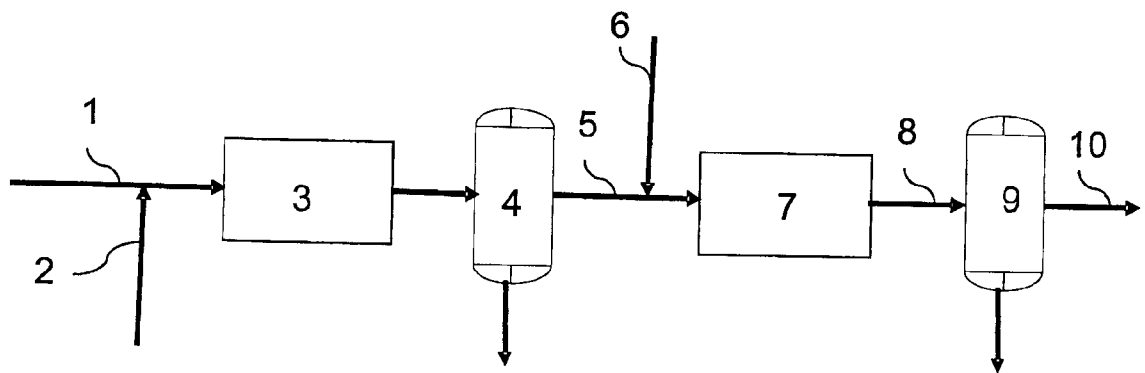
9. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 8, caracterizado pelo fato de que o teor de metal nobre do catalisador de hidroisomerização utilizado na etapa c) do processo, de acordo com a
25 invenção, está compreendido entre 0,01 e 5% em peso em relação ao catalisador acabado.

10. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 9, caracterizado pelo fato de que o teor de metal do grupo VIB do catalisador de hidroisomerização utilizado na etapa c) do processo, de
30 acordo com a invenção, está compreendido, em equivalente óxido, entre 5 e 40% em peso em relação ao catalisador acabado, e o teor de metal do grupo VIII desse catalisador está compreendido, em equivalente óxido, entre 0,5 e

10% em peso em relação.

11. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 10, caracterizado pelo fato de que as cargas são constituídas pelo conjunto dos óleos vegetais e das gorduras animais, contendo
5 essencialmente triglicerídeos e ácidos graxos ou ésteres, com cadeias graxas hidrocarbonadas que têm um número de átomos de carbono compreendido entre 6 e 25, esses óleos podendo ser os óleos de palma, de palmiste, de copra, de rícino e de algodão, os óleos de amendoim, de linho, de cânhamo, de *jatropha*, todos os óleos oriundos do girassol ou de colza
10 por modificação genética ou hibridação, assim como os óleos de frituras ou os óleos animais.

Fig.1



RESUMO

Patente de Invenção: **"PROCESSO DE TRATAMENTO DE UMA CARGA ORIUNDA DE UMA FONTE RENOVÁVEL"**.

5 A invenção refere-se a um processo de tratamento de cargas oriundas de fontes renováveis, a fim de produzir bases gasóleos carburantes de excelente qualidade. As cargas utilizadas podem ser, por exemplo, óleos vegetais brutos ou que sofreram previamente uma etapa de pré-refinação, gorduras animais, ou misturas dessas cargas. A invenção se refere a um processo, que permite, a partir dessas cargas, obter rendimentos elevados
10 em bases gasóleos.