

①9 RÉPUBLIQUE FRANÇAISE
INSTITUT NATIONAL
DE LA PROPRIÉTÉ INDUSTRIELLE
PARIS

①1 N° de publication :
(à n'utiliser que pour les
commandes de reproduction)

3 014 897

②1 N° d'enregistrement national : **13 62748**

⑤1 Int Cl⁸ : **C 10 G 67/04 (2013.01), C 10 G 45/06, 21/14, C 10 L 1/08**

⑫

DEMANDE DE BREVET D'INVENTION

A1

②2 Date de dépôt : 17.12.13.

③0 Priorité :

④3 Date de mise à la disposition du public de la demande : 19.06.15 Bulletin 15/25.

⑤6 Liste des documents cités dans le rapport de recherche préliminaire : *Se reporter à la fin du présent fascicule*

⑥0 Références à d'autres documents nationaux apparentés :

Demande(s) d'extension :

⑦1 Demandeur(s) : IFP ENERGIES NOUVELLES — FR.

⑦2 Inventeur(s) : MERDRIGNAC ISABELLE, WEISS WILFRIED et MAJCHER JEROME.

⑦3 Titulaire(s) : IFP ENERGIES NOUVELLES.

⑦4 Mandataire(s) : IFP ENERGIES NOUVELLES.

⑤4 **NOUVEAU PROCÉDE INTEGRE DE TRAITEMENT DE CHARGES PETROLIERES POUR LA PRODUCTION DE FIOULS A BASSE TENEUR EN SOUFRE ET EN SEDIMENTS.**

⑤7 On décrit un procédé de traitement d'une charge hydrocarbonée ayant une teneur en soufre d'au moins 0,5% en poids, une teneur en asphaltènes d'au moins 1% en poids, une température initiale d'ébullition d'au moins 340°C et une température finale d'ébullition d'au moins 480°C, permettant d'obtenir au moins une fraction huile désasphaltée ayant une teneur en soufre inférieure ou égale à 0,5% en poids et une teneur en sédiments inférieure ou égale à 0,1% en poids, comprenant les étapes successives suivantes : a) une étape d'hydrotraitement, b) éventuellement une étape de séparation de l'effluent obtenu à l'issue de l'étape a), c) une étape d'hydroconversion d'au moins une partie de l'effluent issu de l'étape a) ou d'au moins une partie de la fraction lourde issue de l'étape b) et éventuellement d'au moins une partie de la fraction légère issue de l'étape b), d) une étape de séparation de l'effluent issu de l'étape c), e) au moins une étape de désasphaltage sélectif d'au moins une partie de la fraction hydrocarbonée liquide issue de l'étape d), f) une étape de recyclage d'au moins une partie de ladite fraction huile désasphaltée issue de l'étape e) en amont de l'étape a) d'hydrotraitement et/ou à l'entrée de l'étape c) d'hydroconversion.

FR 3 014 897 - A1



DOMAINE DE L'INVENTION

La présente invention concerne le raffinage et la conversion de fractions lourdes d'hydrocarbures contenant, entre autres, des impuretés soufrées. Elle concerne plus particulièrement un procédé de traitement de charges lourdes pétrolières pour la production de fiouls et de bases de fiouls, notamment de fiouls de soute et de bases de fiouls de soute, à basse teneur en soufre.

ARRIERE-PLAN TECHNOLOGIQUE

Tandis que les réglementations sur les teneurs en soufre contenues dans les carburants à usage terrestre, typiquement les essences et les diesels, devenaient très rigoureuses lors des dernières décennies, la réglementation sur la teneur en soufre dans les combustibles marins n'était jusqu'à présent que peu contraignante. En effet, les combustibles à usage marin actuellement sur le marché peuvent contenir jusqu'à 3,5% voire 4,5% en poids de soufre. Il en résulte que les navires sont devenus la principale source d'émission de dioxyde de soufre (SO₂).

Afin de baisser ces émissions, l'Organisation Maritime Internationale (OMI) a soumis des recommandations en termes de spécifications concernant les combustibles marins (Annexe VI de la convention MARPOL). Ces recommandations sont déclinées dans la version 2012 de la norme ISO 8217. Les recommandations portent désormais sur les émissions de SO_x par les combustibles maritimes. La teneur en soufre équivalente recommandée à l'horizon 2020 ou 2025 est inférieure ou égale à 0,5% en poids pour les navires opérant à l'extérieur des « Zones de Contrôle des Émissions de Soufre » (ZCES ou SECA, « Sulphur Emission Control Areas » selon la terminologie anglo-saxonne). A l'intérieur des ZCES, l'OMI prévoit une teneur en soufre équivalente inférieure ou égale à 0,1% en poids à l'horizon 2015.

Par ailleurs, une autre recommandation très contraignante porte sur la teneur en sédiments après vieillissement qui selon la norme ISO 10307-2 doit être inférieure ou égale à 0,1% en poids.

Les fiouls utilisés dans le transport maritime comprennent généralement des distillats

atmosphériques, des distillats sous-vide, des résidus atmosphériques et des résidus sous-vide issus de distillation directe ou issus de procédé de raffinage, notamment des procédés d'hydrotraitement et de conversion, ces coupes pouvant être utilisées seules ou en mélange.

5

Un objectif de la présente invention est de proposer un procédé de conversion de charges lourdes pétrolières pour la production de bases de fiouls, notamment sous forme d'huile désasphaltée stable, à basse teneur en soufre et en sédiments après vieillissement même à forte conversion. En effet, lors de l'étape de conversion, la forte conversion d'une charge lourde (comprenant par exemple au moins 75% de composés ayant un point d'ébullition supérieure à 540°C) dans des conditions de conversion sévères, s'accompagne d'une formation de sédiments principalement liés à la précipitation des asphaltènes et rendent la fraction lourde non convertie instable et impropre à l'utilisation comme fiouls de soute ou bases de fiouls de soute. La mise en œuvre du procédé selon l'invention avec une étape de désasphaltage sélectif permet la production d'un fioul de soute stable à haute conversion lors de l'étape d'hydroconversion.

Un autre objectif de la présente invention est de produire conjointement, au moyen du même procédé, des distillats atmosphériques (naphta, kérosène, diesel), des distillats sous-vide et/ou des gaz légers (en C1 à C4). La mise en œuvre du procédé selon l'invention, en particulier une étape d'hydroconversion à haute conversion permet d'améliorer fortement les rendements en distillats par rapport à un procédé de production de fioul de soute mettant seulement en œuvre une étape d'hydrotraitement en lit fixe et une étape d'hydroconversion en lit bouillonnant. Les bases de type naphta et diesel peuvent être valorisées en raffinerie pour la production de carburants pour l'automobile et l'aviation, tels que par exemple des supercarburants, des carburants Jet et des gazoles.

Des procédés de raffinage et de conversion de charges lourdes pétrolières comprenant une première étape d'hydrotraitement en lit fixe puis une étape d'hydroconversion en lit bouillonnant ont été décrits dans les documents de brevets CA 1238005, EP 1343857 et EP 0665282.

EP 0665282, qui décrit un procédé d'hydrotraitement d'huiles lourdes, a pour objectif de prolonger la durée de vie des réacteurs. CA 1238005 décrit un procédé de conversion d'une charge hydrocarbonée liquide lourde utilisant plusieurs réacteurs en série, dans lequel le taux de conversion est amélioré grâce à un recyclage
5 particulier de la fraction lourde obtenue. Le procédé divulgué dans EP 1343857 est décrit comme un procédé d'hydrotraitement pouvant mettre en oeuvre une section d'hydrodémétallation, pouvant être précédée d'une zone de garde de type réacteurs permutables, et une section d'hydrodésulfuration.

10 La demanderesse dans ses recherches a mis au point un procédé permettant la production de fiouls et bases de fiouls à partir d'huile désasphaltée obtenue avec un bon rendement et une bonne stabilité, malgré la mise en oeuvre d'une forte conversion, par la mise en oeuvre de manière successive d'une étape
15 d'hydrotraitement en lit fixe, d'une étape d'hydroconversion et d'une étape de désasphaltage de la fraction lourde issue de l'étape d'hydroconversion. Il a été observé que la mise en oeuvre de l'étape de désasphaltage selon l'invention, outre l'élimination des sédiments organiques formés par la précipitation des asphaltènes, permet l'élimination des fines catalyseurs ce qui se traduit par une stabilité améliorée de l'huile désasphaltée et par une teneur en sédiments après vieillissement réduite.

20

DESCRIPTION SOMMAIRE DE L'INVENTION

L'invention concerne un procédé de traitement d'une charge hydrocarbonée ayant une teneur en soufre d'au moins 0,5% en poids, une teneur en asphaltènes d'au moins 1% en poids, une température initiale d'ébullition d'au moins 340°C et une
25 température finale d'ébullition d'au moins 480°C, permettant d'obtenir au moins une fraction huile désasphaltée ayant une teneur en soufre inférieure ou égale à 0,5% en poids et une teneur en sédiments inférieure ou égale à 0,1% en poids, comprenant les étapes successives suivantes :

- a) une étape d'hydrotraitement en lit fixe, dans laquelle la charge hydrocarbonée et
30 de l'hydrogène sont mis en contact sur au moins un catalyseur d'hydrotraitement,
- b) éventuellement une étape de séparation de l'effluent obtenu à l'issue de l'étape a) d'hydrotraitement en au moins une fraction légère et au moins une fraction lourde,

- c) une étape d'hydroconversion d'au moins une partie de l'effluent issu de l'étape a) ou d'au moins une partie de la fraction lourde issue de l'étape b) et éventuellement d'au moins une partie de la fraction légère issue de l'étape b) dans au moins un réacteur contenant au moins un catalyseur supporté en lit bouillonnant,
- 5 d) une étape de séparation de l'effluent issu de l'étape c) pour obtenir au moins une fraction gazeuse et une fraction hydrocarbonée liquide,
- e) au moins une étape de désasphaltage sélectif permettant de séparer au moins une fraction asphalte et au moins une fraction huile désasphaltée, l'étape de désasphaltage étant au moins réalisée par mise en contact d'au moins une partie de
- 10 la fraction hydrocarbonée liquide issue de l'étape d) avec un mélange d'au moins un solvant polaire et d'au moins un solvant apolaire dans les conditions subcritiques pour le mélange de solvants utilisé.
- f) une étape de recyclage d'au moins une partie de ladite fraction huile désasphaltée issue de l'étape e) en amont de l'étape a) d'hydrotraitement et/ou à l'entrée de l'étape
- 15 c) d'hydroconversion.

Avantageusement, l'étape e) de désasphaltage comprend au moins deux étapes de désasphaltage en série permettant de séparer au moins une fraction asphalte, au moins une fraction huile désasphaltée dite DAO lourde et au moins une fraction huile

20 désasphaltée légère dite DAO légère, au moins une desdites étapes de désasphaltage étant réalisée par mise en contact d'au moins une partie de la fraction hydrocarbonée liquide issue de l'étape d) avec un mélange d'au moins un solvant polaire et d'au moins un solvant apolaire dans les conditions subcritiques pour le mélange de solvants utilisé.

25

Avantageusement, on recycle au moins une partie de la fraction huile désasphaltée dite DAO lourde issue de l'étape e) en amont de l'étape a) d'hydrotraitement et/ou à l'entrée de l'étape c) d'hydroconversion.

30 Avantageusement, l'étape e) est mise en oeuvre à température d'extraction comprise entre 50 et 350°C, et une pression comprise entre 0,1 et 6 MPa.

Avantageusement, l'étape d'hydrotraitement en lit fixe est effectuée à une température comprise entre 300°C et 500°C, sous une pression absolue comprise

entre 2 MPa et 35 MPa, avec une vitesse spatiale de la charge hydrocarbonée comprise dans une gamme allant de $0,1 \text{ h}^{-1}$ à 5 h^{-1} , et la quantité d'hydrogène est comprise entre $100 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ et $5000 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$.

- 5 Avantageusement, le solvant polaire utilisé à l'étape e) est choisi parmi les solvants aromatiques purs ou naphthéno-aromatiques, les solvants polaires comportant des hétéro-éléments, ou leur mélange ou des coupes riches en aromatiques telles des coupes issues du FCC (Fluid Catalytic Cracking), des coupes dérivées du charbon, de la biomasse ou de mélange biomasse/charbon.
- 10 Avantageusement, le solvant apolaire utilisé à l'étape e) comprend un solvant composé d'hydrocarbure saturé comprenant un nombre de carbone supérieur ou égal à 2, de préférence compris entre 2 et 9.
- 15 Avantageusement, l'étape d'hydroconversion c) est effectuée sous une pression absolue comprise entre 2,5 MPa et 35 MPa, à une température comprise entre 330°C et 550°C , avec une vitesse spatiale comprise dans une gamme allant de $0,1 \text{ h}^{-1}$ à 5 h^{-1} , et la quantité d'hydrogène est de $50 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ à $5000 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$.
- 20 L'invention concerne aussi une huile désasphaltée susceptible d'être obtenue selon le procédé selon l'invention et utilisable comme base de fioul.

DESCRIPTION DETAILLEE DE L'INVENTION

- 25 La charge hydrocarbonée traitée dans le procédé selon l'invention peut être qualifiée de charge lourde. Elle a une température initiale d'ébullition d'au moins 340°C et une température finale d'ébullition d'au moins 480°C . De préférence, sa température initiale d'ébullition est d'au moins 350°C , préférentiellement d'au moins 375°C , et sa température finale d'ébullition est d'au moins 500°C , préférentiellement d'au moins 520°C , plus préférentiellement d'au moins 550°C , et encore plus préférentiellement
- 30 d'au moins 600°C .

La charge hydrocarbonée peut être choisie parmi les résidus atmosphériques, les résidus sous-vide issus de distillation directe, des pétroles bruts, des pétroles bruts

étés, des résines de désasphaltage, les asphaltes ou brais de désasphaltage, les résidus issus des procédés de conversion, des extraits aromatiques issus des chaînes de production de bases pour lubrifiants, des sables bitumineux ou leurs dérivés, des schistes bitumineux ou leurs dérivés, des huiles de roche mère ou leurs dérivés, pris seuls ou en mélange. Dans la présente invention, les charges que l'on traite sont de préférence des résidus atmosphériques ou des résidus sous-vide, ou des mélanges de ces résidus.

La charge hydrocarbonée traitée dans le procédé selon l'invention est soufrée. Sa teneur en soufre est d'au moins 0,5% en poids, préférentiellement d'au moins 1% en poids, plus préférentiellement d'au moins 2% en poids, encore plus préférentiellement d'au moins 3% en poids. La teneur en métaux de la charge est avantageusement supérieure à 110 ppm de métaux (Ni+V), et de préférence supérieure à 150 ppm.

15

En outre, la charge hydrocarbonée traitée dans le procédé selon l'invention contient des asphaltènes. Sa teneur en asphaltènes est d'au moins 1% en poids. Par «asphaltène», on entend dans la présente description des composés hydrocarbonés lourds insolubles dans le n-heptane (on parle également d'asphaltènes C7) mais solubles dans le toluène. La quantification des asphaltènes fait généralement appel à des analyses normalisées telles que définies par exemple dans les normes AFNOR T 60-115 (France) ou ASTM893-69 (Etats-Unis).

Ces charges peuvent avantageusement être utilisées telles quelles. Alternativement, la charge hydrocarbonée peut être diluée par une co-charge. Cette co-charge peut être une fraction hydrocarbonée ou un mélange de fractions hydrocarbonées plus légères, pouvant être de préférence choisies parmi les produits issus d'un procédé de craquage catalytique en lit fluide (FCC ou « Fluid Catalytic Cracking » selon la terminologie anglo-saxonne), une huile de coupe légère (LCO ou « light cycle oil » selon la terminologie anglo-saxonne), une huile de coupe lourde (HCO ou « heavy cycle oil » selon la terminologie anglo-saxonne), une huile décantée, un résidu de FCC, une fraction gazole, notamment une fraction obtenue par distillation atmosphérique ou sous-vide, comme par exemple le gazole sous-vide, ou encore pouvant venir d'un autre procédé de raffinage. La co-charge peut aussi

avantageusement être une ou plusieurs coupes issues du procédé de liquéfaction du charbon ou de la biomasse, des extraits aromatiques, ou toutes autres coupes hydrocarbonées ou encore des charges non pétrolières comme de l'huile de pyrolyse. La charge hydrocarbonée lourde selon l'invention peut représenter au moins 50%,
5 préférentiellement 70%, plus préférentiellement au moins 80%, et encore plus préférentiellement au moins 90% en poids de la charge hydrocarbonée totale traitée par le procédé selon l'invention.

Etape a) d'hydrotraitement

10 Ladite charge hydrocarbonée est soumise selon le procédé de la présente invention à une étape a) d'hydrotraitement en lit fixe dans laquelle la charge et de l'hydrogène sont mis en contact sur un catalyseur d'hydrotraitement.

Selon une variante, la charge hydrocarbonée est envoyée dans l'étape a)
15 d'hydrotraitement en mélange avec au moins une partie de la fraction huile desasphaltée issue de l'étape e).

Selon une variante, la charge hydrocarbonée est envoyée dans l'étape a)
20 d'hydrotraitement en mélange avec au moins une partie de la fraction huile desasphaltée dite DAO lourde issue de l'étape e).

On entend par hydrotraitement, couramment appelé HDT, les traitements catalytiques avec apport d'hydrogène permettant de raffiner, c'est-à-dire de réduire sensiblement la teneur en métaux, soufre et autres impuretés, les charges
25 hydrocarbonées, tout en améliorant le rapport hydrogène sur carbone de la charge et en transformant la charge plus ou moins partiellement en coupes plus légères. L'hydrotraitement comprend notamment des réactions d'hydrodésulfuration (couramment appelé HDS), des réactions d'hydrodésazotation (couramment appelé HDN) et des réactions d'hydrodémétallation (couramment appelé HDM),
30 accompagnées de réactions d'hydrogénation, d'hydrodéoxygénation, d'hydrodéaromatisation, d'hydroisomérisation, d'hydrodéalkylation, d'hydrocraquage, d'hydrodésasphaltage et de la réduction du carbone Conradson.

Selon une variante préférée, l'étape a) d'hydrotraitement comprend une première étape (a1) d'hydrodémétallation (HDM) réalisée dans une ou plusieurs zones d'hydrodémétallation en lits fixes et une deuxième étape (a2) subséquente d'hydrodésulfuration (HDS) réalisée dans une ou plusieurs zones d'hydrodésulfuration en lits fixes. Au cours de ladite première étape (a1) d'hydrodémétallation, la charge et de l'hydrogène sont mis en contact sur un catalyseur d'hydrodémétallation, dans des conditions d'hydrodémétallation, puis au cours de ladite deuxième étape (a2) d'hydrodésulfuration, l'effluent de la première étape (a1) d'hydrodémétallation est mis en contact avec un catalyseur d'hydrodésulfuration, dans des conditions d'hydrodésulfuration. Ce procédé, connu sous le nom de HYVAHL-F™, est par exemple décrit dans le brevet US 5417846. L'homme du métier comprend aisément que, dans l'étape d'hydrodémétallation, on effectue des réactions d'hydrodémétallation mais parallèlement aussi une partie des autres réactions d'hydrotraitement et notamment d'hydrodésulfuration. De même, dans l'étape d'hydrodésulfuration, on effectue des réactions d'hydrodésulfuration mais parallèlement aussi une partie des autres réactions d'hydrotraitement et notamment d'hydrodémétallation.

L'étape a) d'hydrotraitement selon l'invention est mise en oeuvre dans des conditions d'hydrotraitement. Elle peut avantageusement être mise en oeuvre à une température comprise entre 300°C et 500°C, de préférence entre 350°C et 420°C et sous une pression absolue comprise entre 2 MPa et 35 MPa, de préférence entre 11 MPa et 20 MPa. La température est habituellement ajustée en fonction du niveau souhaité d'hydrotraitement et de la durée du traitement visée. Le plus souvent, la vitesse spatiale de la charge hydrocarbonée, couramment appelée VVH, qui se définit comme étant le débit volumétrique de la charge divisé par le volume total de catalyseur, peut être comprise dans une gamme allant de 0,1 h⁻¹ à 5 h⁻¹, préférentiellement de 0,1 h⁻¹ à 2 h⁻¹, plus préférentiellement de 0,1 h⁻¹ à 0,45 h⁻¹, de manière encore plus préférentielle de 0,1 h⁻¹ à 0,2 h⁻¹. La quantité d'hydrogène mélangée à la charge peut être comprise entre 100 et 5000 normaux mètres cube (Nm³) par mètre cube (m³) de charge liquide, préférentiellement entre 200 Nm³/m³ et 2000 Nm³/m³, et plus préférentiellement entre 300 Nm³/m³ et 1500 Nm³/m³. L'étape a) d'hydrotraitement peut être effectuée industriellement dans un ou plusieurs réacteurs à courant descendant de liquide. L'étape a) d'hydrotraitement, notamment

la section d'hydrodémétallation (HDM) comprend avantageusement des réacteurs
permutables qui permettent entre autre d'allonger la durée de cycle du procédé en
remplaçant périodiquement le catalyseur présent dans les réacteurs permutables.
Selon une variante du procédé, l'étape a) d'hydrotraitement comprend au moins un
5 réacteur en lit mobile, généralement situé dans la section d'hydrodémétallation
(HDM).

Les catalyseurs d'hydrotraitement utilisés sont de préférence des catalyseurs connus.
Il peut s'agir de catalyseurs granulaires comprenant, sur un support, au moins un
10 métal ou composé de métal ayant une fonction hydrodéshydrogénante. Ces
catalyseurs peuvent avantageusement être des catalyseurs comprenant au moins un
métal du groupe VIII, choisi généralement dans le groupe constitué par le nickel et le
cobalt, et/ou au moins un métal du groupe VIB, de préférence du molybdène et/ou du
tungstène. On peut employer par exemple un catalyseur comprenant de 0,5% à 10%
15 en poids de nickel, de préférence de 1% à 5% en poids de nickel (exprimé en oxyde
de nickel NiO), et de 1% à 30% en poids de molybdène, de préférence de 5% à 20%
en poids de molybdène (exprimé en oxyde de molybdène MoO₃) sur un support
minéral. Ce support peut par exemple être choisi dans le groupe constitué par
l'alumine, la silice, les silices-alumines, la magnésie, les argiles et les mélanges d'au
20 moins deux de ces minéraux. Avantageusement, ce support peut renfermer d'autres
composés dopants, notamment des oxydes choisis dans le groupe constitué par
l'oxyde de bore, la zircone, la cérine, l'oxyde de titane, l'anhydride phosphorique et
un mélange de ces oxydes. On utilise le plus souvent un support d'alumine et très
souvent un support d'alumine dopée avec du phosphore et éventuellement du bore.
25 Lorsque l'anhydride phosphorique P₂O₅ est présent, sa concentration est inférieure à
10% en poids. Lorsque le trioxyde de bore B₂O₅ est présent, sa concentration est
inférieure à 10% en poids. L'alumine utilisée peut être une alumine γ (gamma) ou η
(éta). Ce catalyseur est le plus souvent sous forme d'extrudés. La teneur totale en
oxydes de métaux des groupes VIB et VIII peut être de 5% à 40% en poids et en
30 général de 7% à 30% en poids et le rapport pondéral exprimé en oxyde métallique
entre métal (ou métaux) du groupe VIB sur métal (ou métaux) du groupe VIII est en
général compris entre 20 et 1, et le plus souvent entre 10 et 2.

Dans le cas d'une étape d'hydrotraitement incluant une étape d'hydrodémétallation (HDM) puis une étape d'hydrodésulfuration (HDS), on utilise de préférence des catalyseurs spécifiques adaptés à chaque étape.

- 5 Des catalyseurs utilisables dans l'étape d'hydrodémétallation sont par exemple indiqués dans les documents de brevets EP 0113297, EP 0113284, US 5221656, US 5827421, US 7119045, US 5622616 et US 5089463. On utilise de préférence des catalyseurs d'hydrodémétallation dans les réacteurs permutables.
- 10 Des catalyseurs utilisables dans l'étape d'hydrodésulfuration sont par exemple indiqués dans les documents de brevets EP 0113297, EP 0113284, US 6589908, US 4818743 ou US 6332976.

15 On peut également utiliser un catalyseur mixte, actif en hydrodémétallation et en hydrodésulfuration, à la fois pour la section hydrodémétallation et pour la section hydrodésulfuration tel que décrit dans le document de brevet FR 2940143.

20 Préalablement à l'injection de la charge, les catalyseurs utilisés dans le procédé selon la présente invention sont de préférence soumis à un traitement de sulfuration in-situ ou ex-situ.

Etape b) de séparation

25 L'effluent obtenu à l'issue de l'étape a) d'hydrotraitement en lit fixe subit avantageusement au moins une étape de séparation, éventuellement complétée par d'autres étapes de séparation supplémentaires, permettant de séparer au moins une fraction légère et au moins une fraction lourde.

30 Par « fraction légère », on entend une fraction dans laquelle au moins 80% des composés ont un point d'ébullition inférieur à 350°C. Par « fraction lourde », on entend une fraction dans laquelle au moins 80% des composés ont un point d'ébullition supérieur ou égal à 350°C.

Au moins une partie de la fraction lourde est avantageusement envoyée dans l'étape d'hydroconversion c).

5 De préférence, la fraction légère obtenue lors de l'étape b) de séparation comprend une phase gazeuse et au moins une fraction légère d'hydrocarbures de type naphta, kérosène et/ou gazole, dont au moins une partie est de préférence utilisée comme fluxant d'un fioul.

10 La fraction lourde comprend de préférence une fraction distillat sous-vide et une fraction résidu sous-vide et/ou une fraction résidu atmosphérique.

15 L'étape b) de séparation peut être mise en œuvre par toute méthode connue de l'homme du métier. Cette méthode peut être choisie parmi une séparation haute ou basse pression, une distillation haute ou basse pression, un stripage haute ou basse pression, une extraction liquide/liquide, et les combinaisons de ces différentes méthodes pouvant opérer à différentes pressions et températures.

20 Selon un premier mode de réalisation de la présente invention, l'effluent issu de l'étape a) d'hydrotraitement subit une étape b) de séparation avec décompression. Selon ce mode de réalisation, la séparation est de préférence effectuée dans une section de fractionnement qui peut d'abord comprendre un séparateur haute pression haute température (HPHT), et éventuellement un séparateur haute pression basse température (HPBT), suivi ensuite éventuellement de séparateurs basse pression et/ou d'une section de distillation atmosphérique et/ou d'une section de
25 distillation sous-vide. L'effluent de l'étape a) peut être envoyé dans une section de fractionnement, généralement dans un séparateur haute pression haute température (HPHT), ayant un point de coupe entre 200°C et 400°C permettant d'obtenir une fraction légère et une fraction lourde. De manière générale, la séparation n'est pas
30 faite selon un point de coupe précis, elle s'apparente plutôt à une séparation de type flash. De préférence, ladite fraction lourde peut ensuite être détendue dans un séparateur basse pression haute température (BPHT) permettant d'obtenir une fraction gaz et une fraction liquide.

La fraction lourde peut ensuite être directement envoyée dans l'étape c) d'hydroconversion.

5 La fraction légère issue du séparateur haute pression haute température (HPHT) peut ensuite être partiellement condensée dans un séparateur haute pression basse température (HPBT) ce qui permet l'obtention d'une fraction gaz et une fraction liquide. La fraction liquide issue du séparateur haute pression basse température (HPBT) peut ensuite être détendue dans un séparateur basse pression basse température (BPBT) permettant l'obtention d'une fraction gaz et une fraction liquide.

10

Les fractions liquides issues des séparateurs basse pression haute température (BPHT) et basse pression basse température (BPBT) peuvent être fractionnées par distillation atmosphérique en au moins une fraction distillat atmosphérique, contenant de préférence au moins une fraction légère d'hydrocarbures de type naphta,
15 kérosène et/ou gazole, et une fraction résidu atmosphérique. Au moins une partie de la fraction résidu atmosphérique peut également être fractionnée par distillation sous -vide en une fraction distillat sous-vide, contenant de préférence du gazole sous-vide, et une fraction résidu sous-vide. Au moins une partie de la fraction distillat sous-vide est de préférence envoyée dans l'étape c) d'hydroconversion. Une autre partie du
20 distillat sous-vide peut être utilisée comme fluxant d'un fioul.

De préférence, au moins une fraction légère d'hydrocarbures de type naphta, kérosène et/ou gazole ou gazole sous-vide est utilisée comme fluxant d'un fioul.

25 Une autre partie du distillat sous-vide peut être valorisée en étant soumis à une étape d'hydrocraquage et/ou de craquage catalytique en lit fluidisé. Dans le cas où une partie du distillat sous-vide est soumis à un craquage catalytique les produits de conversion de type LCO (Light Cycle Oil selon la terminologie anglo-saxonne) et HCO (Heavy Cycle Oil selon la terminologie anglo-saxonne) peuvent être utilisés comme
30 fluxant d'un fioul.

Une autre partie du résidu atmosphérique peut être également soumis à un procédé de conversion tel que le craquage catalytique.

Une partie du résidu sous-vide peut également être recyclée dans l'étape a) d'hydrotraitement.

5 Selon un deuxième mode de réalisation, une partie de l'effluent issu de l'étape a) d'hydrotraitement subit une étape b) de séparation sans décompression. Selon ce mode de réalisation, l'effluent de l'étape a) d'hydrotraitement est envoyé dans une section de séparation, généralement dans un séparateur haute pression haute température (HPHT), ayant un point de coupe entre 200°C et 400°C permettant d'obtenir au moins une fraction légère et au moins une fraction lourde. De manière
10 générale, la séparation n'est de préférence pas faite selon un point de coupe précis, elle s'apparente plutôt à une séparation de type flash.

La fraction lourde peut ensuite être directement envoyée dans l'étape c) d'hydroconversion.

15

La fraction légère issue du séparateur haute pression haute température (HPHT) peut subir d'autres étapes de séparation. Avantagusement, elle peut être soumise à une distillation atmosphérique permettant d'obtenir une fraction gazeuse, au moins une fraction légère d'hydrocarbures liquides de type naphta, kérosène et/ou gazole
20 et une fraction distillat sous-vide. De préférence, au moins une partie de la fraction légère d'hydrocarbures liquides de type naphta, kérosène et/ou gazole est utilisée comme fluxant d'un fioul. Au moins une partie de la fraction distillat sous-vide est de préférence envoyée dans l'étape c) d'hydroconversion.

25 Une autre partie du distillat sous-vide peut être valorisée en étant soumis à une étape d'hydrocraquage et/ou de craquage catalytique en lit fluidisé. Dans le cas où une partie du distillat sous-vide est soumis à un craquage catalytique les produits de conversion de type LCO (Light Cycle Oil selon la terminologie anglo-saxone) et HCO (Heavy Cycle Oil selon la terminologie anglo-saxone) peuvent être utilisés comme
30 fluxant d'un fioul.

De manière encore plus avantageuse, la fraction légère issue du séparateur haute pression haute température (HPHT) peut être refroidie, puis introduite dans un séparateur haute pression basse température (HPBT) dans lequel est séparée une

fraction gaz contenant de l'hydrogène et une fraction liquide contenant des distillats. Cette fraction liquide contenant des distillats peut être envoyée à l'étape d'hydroconversion c), via une pompe. De manière alternative, cette fraction liquide contenant des distillats peut être envoyée vers l'étape de séparation finale d) qui
5 traite également l'effluent issu de l'étape d'hydroconversion c).

La séparation sans décompression permet une meilleure intégration thermique, et se traduit par une économie d'énergie et d'équipement. En outre, ce mode de
10 réalisation présente des avantages technico-économiques étant donné qu'il n'est pas nécessaire d'augmenter la pression des flux après séparation avant l'étape d'hydroconversion ultérieure. Le fractionnement intermédiaire sans décompression étant plus simple que le fractionnement avec décompression, le coût d'investissements est donc avantageusement réduit.

15 Les fractions gazeuses issues de l'étape de séparation subissent de préférence un traitement de purification pour récupérer l'hydrogène et le recycler vers les réacteurs d'hydrotraitement et/ou d'hydroconversion. La présence de l'étape de séparation intermédiaire, entre l'étape a) d'hydrotraitement et l'étape c) d'hydroconversion, permet de façon avantageuse de disposer de deux circuits d'hydrogène
20 indépendants, l'un relié à l'hydrotraitement, l'autre à l'hydroconversion, et qui, selon le besoin, peuvent être reliés l'un à l'autre. L'appoint d'hydrogène peut se faire au niveau de la section d'hydrotraitement, ou au niveau de la section d'hydroconversion, ou au niveau des deux. L'hydrogène de recyclage peut alimenter la section d'hydrotraitement ou la section d'hydroconversion ou les deux. Un compresseur peut
25 éventuellement être en commun aux deux circuits d'hydrogène. Le fait de pouvoir relier les deux circuits d'hydrogène permet d'optimiser la gestion d'hydrogène et de limiter les investissements en termes de compresseurs et/ou unités de purification des effluents gazeux. Les différents modes de réalisation de la gestion d'hydrogène utilisable dans la présente invention sont décrits dans la demande de brevet FR
30 2957607.

La fraction légère obtenue à l'issue de l'étape b) de séparation, qui comprend des hydrocarbures de type naphta, kérosène et/ou diesel ou autres, notamment GPL et

gazole sous-vide, peut être valorisée selon les méthodes sont bien connues de l'homme du métier.

5 Au moins une partie de la fraction légère issue de l'étape b) est avantageusement envoyée dans l'étape d'hydroconversion c).

10 La fraction lourde comprenant de préférence au moins une partie de la fraction distillat sous-vide, au moins une partie de la fraction résidu sous-vide et/ou de la fraction résidu atmosphérique est avantageusement envoyée dans l'étape d'hydroconversion c).

Etape c) d'hydroconversion

15 Au moins une partie de l'effluent issu de l'étape a) ou au moins une partie de la fraction lourde issue de l'étape b) lorsque ladite étape est mise en oeuvre et éventuellement au moins une partie de la fraction légère issue de l'étape b) de séparation est envoyée selon le procédé de la présente invention à une étape c) d'hydroconversion qui est réalisée dans au moins un réacteur contenant au moins un catalyseur supporté en lit bouillonnant. De préférence la totalité de l'effluent issu de l'étape a) est envoyée à l'étape c) d'hydroconversion. Ledit réacteur peut fonctionner
20 à courant ascendant de liquide et de gaz. L'objectif principal de l'hydroconversion est de convertir ladite fraction lourde en coupes plus légères tout en la raffinant partiellement.

25 Selon une variante, l'effluent issu de l'étape a) ou au moins une partie de la fraction lourde issue de l'étape b) lorsque ladite étape est mise en oeuvre et éventuellement au moins une partie de la fraction légère issue de l'étape b) de séparation est envoyé dans l'étape d'hydroconversion c) en mélange avec au moins une partie de la fraction huile desasphaltée issue de l'étape e).

30 Selon une variante, l'effluent issu de l'étape a) ou au moins une partie de la fraction lourde issue de l'étape b) lorsque ladite étape est mise en oeuvre et éventuellement au moins une partie de la fraction légère issue de l'étape b) de séparation est

envoyé dans l'étape d'hydroconversion c) en mélange avec au moins une partie de la fraction huile desasphaltée dite DAO lourde issue de l'étape e).

- 5 L'hydrogène nécessaire à la réaction d'hydroconversion peut être injecté en entrée de la section d'hydroconversion c) en lit bouillonnant. Il peut s'agir d'hydrogène de recyclage et/ou d'hydrogène d'appoint. Dans le cas où la section d'hydroconversion dispose de plusieurs réacteurs en lit bouillonnant, de l'hydrogène peut être injecté en entrée de chaque réacteur.
- 10 La technologie en lit bouillonnant est bien connue de l'homme du métier. Seules les principales conditions opératoires seront décrites ici.

15 Les catalyseurs restent à l'intérieur des réacteurs et ne sont pas évacués avec les produits, sauf lors des phases d'appoint et de soutirage de catalyseurs nécessaires pour maintenir l'activité catalytique. Les niveaux de température peuvent être élevés afin d'obtenir des conversions élevées tout en minimisant les quantités de catalyseurs mis en oeuvre.

20 Les conditions de l'étape c) d'hydroconversion en lit bouillonnant peuvent être des conditions classiques d'hydroconversion en lit bouillonnant d'une fraction hydrocarbonée lourde. On peut opérer sous une pression absolue comprise entre 2,5 MPa et 35 MPa, préférentiellement entre 5 MPa et 25 MPa, plus préférentiellement entre 6 MPa et 20 MPa, encore plus préférentiellement entre 11 MPa et 20 MPa, de manière encore plus préférentielle entre 13 MPa et 18 MPa, à une température

25 comprise entre 330°C et 550°C, préférentiellement entre 350°C et 500°C, plus préférentiellement entre 390°C et 490°C. La vitesse spatiale (VVH) et la pression partielle d'hydrogène sont des paramètres que l'on fixe en fonction des caractéristiques du produit à traiter et de la conversion souhaitée. La VVH (définie comme étant le débit volumétrique de la charge divisé par le volume total du réacteur

30 en lit bouillonnant) se situe généralement dans une gamme allant de 0,1 h⁻¹ à 5 h⁻¹, préférentiellement de 0,15 h⁻¹ à 2 h⁻¹ et plus préférentiellement de 0,15 h⁻¹ à 1 h⁻¹. La quantité d'hydrogène mélangée à la charge est habituellement de 50 à 5000 normaux mètres cube (Nm³) par mètre cube (m³) de charge liquide, le plus souvent de 100 Nm³/m³ à 1500 Nm³/m³ et de préférence de 200 Nm³/m³ à 1200 Nm³/m³.

On peut utiliser un catalyseur granulaire classique d'hydroconversion de taille de l'ordre de 1 mm. Le catalyseur est le plus souvent sous forme d'extrudés ou de billes. Typiquement, le catalyseur comprend un support, dont la répartition poreuse est adaptée au traitement de la charge, de préférence amorphe et de manière très préférée de l'alumine, un support silice-alumine étant aussi envisageable dans certains cas et au moins un métal du groupe VIII choisi parmi le nickel et le cobalt et de préférence le nickel, ledit élément du groupe VIII étant de préférence utilisé en association avec au moins un métal du groupe VIB choisi parmi le molybdène et le tungstène et de préférence, le métal du groupe VIB est le molybdène.

De préférence, le catalyseur d'hydroconversion comprend le nickel en tant qu'élément du groupe VIII et le molybdène en tant qu'élément du groupe VIB. La teneur nickel est avantageusement comprise entre 0,5 à 15 % exprimée en poids d'oxyde de nickel (NiO) et de préférence entre 1 à 10 % poids et la teneur en molybdène est avantageusement comprise entre 1 et 40 % exprimée en poids de trioxyde de molybdène (MoO_3), et de préférence entre 4 et 20 % poids. Ledit catalyseur peut également avantageusement contenir du phosphore, la teneur en oxyde de phosphore étant de préférence inférieure à 20 % poids et de préférence inférieure à 10 % poids.

Le catalyseur d'hydroconversion usagé peut conformément au procédé selon l'invention être en partie remplacé par du catalyseur frais par soutirage, de préférence en bas du réacteur et par introduction, soit en haut soit en bas du réacteur, de catalyseur frais ou régénéré ou réjuvéné, de préférence à intervalle de temps régulier et de manière préférée par bouffée ou de façon quasi continue. Le taux de remplacement du catalyseur d'hydroconversion usé par du catalyseur frais est avantageusement compris entre 0,01 kilogramme et 10 kilogrammes par mètre cube de charge traitée, et de préférence entre 0,3 kilogramme et 3 kilogrammes par mètre cube de charge traitée. Ce soutirage et ce remplacement sont effectués à l'aide de dispositifs permettant avantageusement le fonctionnement continu de cette étape d'hydroconversion.

Il est également avantageusement possible d'envoyer le catalyseur usé soutiré du réacteur dans une zone de régénération dans laquelle on élimine le carbone et le soufre qu'il renferme puis de renvoyer ce catalyseur régénéré dans l'étape a) d'hydroconversion. Il est également avantageusement possible d'envoyer le catalyseur usé soutiré du réacteur dans une zone de réjuvenation dans laquelle on élimine la majeure partie des métaux déposés, avant d'envoyer le catalyseur usé et réjuvené dans une zone de régénération dans laquelle on élimine le carbone et le soufre qu'il renferme puis de renvoyer ce catalyseur régénéré dans l'étape a) d'hydroconversion.

10

Cette étape c) d'hydroconversion selon le procédé de l'invention peut être mise en œuvre dans les conditions du procédé H-OIL® tel que décrit par exemple dans le brevet US 6270654.

15

Le catalyseur d'hydroconversion utilisé dans l'étape c) d'hydroconversion permet avantageusement d'assurer à la fois la déméallation et la désulfuration, dans des conditions permettant d'obtenir une charge liquide à teneur réduite en métaux, en carbone Conradson et en soufre et permettant d'obtenir une forte conversion en produits légers c'est-à-dire en particulier en fractions carburants essence et gazole.

20

L'étape c) est avantageusement mise en œuvre dans un ou plusieurs réacteurs triphasiques d'hydroconversion, de préférence un ou plusieurs réacteurs triphasiques d'hydroconversion avec des ballons décanteurs intermédiaires. Chaque réacteur comporte avantageusement une pompe de recirculation permettant le maintien du catalyseur en lit bouillonnant par recyclage continu d'au moins une partie d'une fraction liquide avantageusement soutirée en tête du réacteur et réinjecté en bas du réacteur.

25

Etape d) de séparation

30

L'effluent obtenu à l'issue de l'étape c) subit au moins une étape de séparation d), éventuellement complétée par d'autres étapes de séparation supplémentaires, permettant de séparer au moins une fraction gazeuse et une fraction hydrocarbonée liquide.

- L'effluent obtenu à l'issue de l'étape c) d'hydroconversion comprend une fraction hydrocarbonée liquide et une fraction gazeuse contenant les gaz, notamment H₂, H₂S, NH₃, et des hydrocarbures en C1-C4. Cette fraction gazeuse peut être séparée
- 5 de l'effluent à l'aide des dispositifs de séparation bien connus de l'homme du métier, notamment à l'aide d'un ou plusieurs ballons séparateurs pouvant opérer à différentes pressions et températures, éventuellement associés à un moyen de stripping à la vapeur ou à l'hydrogène.
- 10 L'effluent obtenu à l'issue de l'étape c) d'hydroconversion est avantageusement séparé dans au moins un ballon séparateur en au moins une fraction gazeuse et au moins une fraction hydrocarbonée liquide. Ces séparateurs peuvent par exemple être des séparateurs haute pression haute température (HPHT) et/ou des séparateurs haute pression basse température (HPBT).
- 15 Après un éventuel refroidissement, cette fraction gazeuse est de préférence traitée dans un moyen de purification d'hydrogène de façon à récupérer l'hydrogène non consommé lors des réactions d'hydrotraitement et d'hydroconversion. Le moyen de purification d'hydrogène peut être un lavage aux amines, une membrane, un
- 20 système de type PSA (Pressure swing adsorption selon la terminologie anglo-saxonne), ou plusieurs de ces moyens disposés en série. L'hydrogène purifié peut alors avantageusement être recyclé dans le procédé selon l'invention, après une éventuelle recompression. L'hydrogène peut être introduit en entrée de l'étape a) d'hydrotraitement et/ou en entrée de l'étape c) d'hydroconversion.
- 25 L'étape d) de séparation peut comprendre une distillation atmosphérique et/ou une distillation sous-vide.
- 30 Avantageusement, l'étape d) de séparation comprend tout d'abord une distillation atmosphérique, dans laquelle l'effluent obtenu à l'issue de l'étape c) est fractionnée par distillation atmosphérique en au moins une fraction distillat atmosphérique et au moins une fraction résidu atmosphérique, puis une distillation sous-vide dans laquelle au moins une partie de la fraction résidu atmosphérique obtenue après distillation atmosphérique est fractionnée par distillation sous-vide en au moins une

fraction distillat sous-vide et au moins une fraction résidu sous-vide; la fraction hydrocarbonée liquide envoyée à l'étape e) comprenant au moins une partie de ladite fraction résidu sous-vide et éventuellement une partie de ladite fraction distillat sous-vide .

5

La fraction distillat sous-vide contient typiquement des fractions de type gazole sous-vide. Au moins une partie de la fraction distillat sous-vide peut être soumise à une étape d'hydrocraquage ou de craquage catalytique.

10 Au moins une partie de la fraction résidu atmosphérique est avantageusement envoyée dans l'étape d'hydroconversion c).

Au moins une partie de la fraction résidu sous-vide peut également être recyclée dans l'étape a) d'hydrotraitement.

15

Au moins une partie de la fraction distillat atmosphérique peut également être recyclée dans l'étape a) d'hydrotraitement pour abaisser la viscosité du flux à l'entrée de l'étape d'hydrotraitement dans le cas d'un traitement de charge très visqueuse de type résidu sous-vide.

20

Etape e) de désasphaltage

L'effluent obtenu à l'issue de l'étape c) d'hydroconversion, et notamment la fraction hydrocarbonée liquide la plus lourde obtenue après l'étape d) de séparation, peut contenir des sédiments et des résidus de catalyseur issus de l'étape a) en lit fixe et/ou de l'étape c) en lit bouillonnant sous forme de fines.

25

La fraction hydrocarbonée liquide obtenue après l'étape d) comprend avantageusement au moins une partie de la fraction résidu sous-vide et éventuellement une partie de la fraction distillat sous-vide issues de l'étape d) de séparation obtenues après mise en œuvre d'une distillation atmosphérique et/ou d'une distillation sous-vide.

30

Le procédé selon l'invention comprend une étape e) de désasphaltage sélectif réalisée dans des conditions spécifiques permettant d'obtenir une huile désasphaltée stable avec un rendement amélioré par rapport à un désasphaltage classique. Ladite étape de désasphaltage peut être réalisée en une étape ou au moins en deux étapes.

5 L'étape e) permet également de séparer les sédiments et les fines contenues dans la fraction hydrocarbonée liquide issue de l'étape d) de séparation.

Dans la suite du texte et dans ce qui précède, l'expression "mélange de solvants selon l'invention" est entendue comme signifiant un mélange d'au moins un solvant polaire et d'au moins un solvant apolaire selon l'invention.

Dans la suite du texte et dans ce qui précède, l'expression "huile désasphaltée" est entendue comme signifiant l'huile désasphaltée dite DAO obtenue lorsque l'étape e) est mise en œuvre en une étape, mais aussi comme signifiant l'huile désasphaltée dite DAO lourde obtenue lorsque l'étape e) est mise en œuvre en au moins deux étapes.

L'étape e) de désasphaltage peut être réalisée en une étape par mise en contact de la fraction hydrocarbonée liquide issue de l'étape d) de séparation avec un mélange d'au moins un solvant polaire et d'au moins un solvant apolaire, de manière à obtenir une fraction asphalte et une fraction huile désasphaltée dite DAO, l'étape e) étant mise en œuvre dans les conditions subcritiques pour le mélange de solvants utilisé.

Dans une variante, l'étape e) de désasphaltage peut comprendre au moins deux étapes de désasphaltage en série réalisées sur la fraction hydrocarbonée liquide issue de l'étape d), permettant de séparer au moins une fraction asphalte, au moins une fraction huile désasphaltée dite DAO lourde et au moins une fraction huile désasphaltée légère dite DAO légère, au moins une desdites étapes de désasphaltage étant réalisée au moyen d'un mélange de solvants, lesdites étapes de désasphaltage étant mises en œuvre dans les conditions subcritiques pour le mélange de solvants utilisé.

L'étape e) de désasphaltage permet d'aller plus loin dans le maintien de la solubilisation dans la matrice huile de tout ou partie des structures polaires des

résines lourdes et des asphaltènes qui sont les principaux constituants de la phase asphalte. L'étape e) de désasphaltage permet ainsi de choisir quel type de structures polaires restent solubilisées dans la matrice huile désasphaltée. Par conséquent, elle permet de n'extraire sélectivement de la fraction hydrocarbonée liquide issue de l'étape d) qu'une partie de cet asphalte, c'est à dire les structures les plus polaires et les plus réfractaires.

L'asphalte extrait correspond à l'asphalte ultime composé essentiellement de structures moléculaires polyaromatiques et/ou hétéroatomiques réfractaires.

10

L'étape e) de désasphaltage mise en œuvre en deux étapes permet de séparer la charge en trois fractions: une fraction asphalte dite ultime enrichie en impuretés et en composés réfractaires à la valorisation, une fraction huile désasphaltée dite DAO lourde enrichie en structures des résines et des asphaltènes les moins polaires non réfractaires mais qui restent généralement contenues dans la fraction asphalte dans le cas de désasphaltage classique en une ou plusieurs étapes, et une fraction huile désasphaltée légère dite DAO légère appauvrie en résines et asphaltènes, et généralement en impuretés (métaux, hétéroatomes).

L'étape e) peut-être réalisée dans une colonne d'extraction ou extracteur, de préférence dans un mélangeur-décanteur. De préférence, le mélange de solvants selon l'invention est introduit dans la colonne d'extraction ou un mélangeur-décanteur, à deux niveaux différents. De préférence, le mélange de solvants selon l'invention est introduit dans une colonne d'extraction ou un mélangeur-décanteur, à un seul niveau d'introduction.

L'étape e) est mise en œuvre en conditions subcritiques pour ledit mélange de solvants, c'est-à-dire à une température inférieure à la température critique du mélange de solvants. L'étape e) est mise en oeuvre à température d'extraction avantageusement comprise entre 50 et 350°C, de préférence entre 90 et 320°C, de manière plus préférée entre 100 et 310°C, de manière encore plus préférée entre 120 et 310°C, de manière encore plus préférée entre 150 et 310°C et une pression avantageusement comprise entre 0,1 et 6 MPa, de préférence entre 2 et 6 MPa.

30

Le rapport de volume du mélange de solvants selon l'invention (volume de solvant polaire+volume de solvant apolaire) sur la masse de fraction hydrocarbonée liquide issue de l'étape d) est généralement compris entre 1/1 et 10/1, de préférence entre 2/1 à 8/1 exprimé en litres par kilogrammes.

Le solvant polaire utilisé peut être choisi parmi les solvants aromatiques purs ou naphthéno-aromatique, les solvants polaires comportant des hétéro-éléments, ou leur mélange. Le solvant aromatique est avantageusement choisi parmi les hydrocarbures monoaromatiques, de préférence le benzène, le toluène ou les xylènes seuls ou en mélange; les diaromatiques ou polyaromatiques; les hydrocarbures naphthéno-hydrocarbures aromatiques tels que la tétraline ou l'indane; les hydrocarbures aromatiques hétéroatomiques (oxygénés, azotés, soufrés) ou tout autre famille de composés présentant un caractère plus polaire que les hydrocarbures saturés comme par exemple le diméthylsulfoxyde (DMSO), le diméthyl formamide (DMF), le tetrahydrofurane (THF). Le solvant polaire utilisé dans le procédé selon l'invention peut être une coupe riche en aromatiques. Les coupes riches en aromatiques selon l'invention peuvent être par exemple des coupes issues du FCC (Fluid Catalytic Cracking) telles que l'essence lourde ou le LCO (LCO (light cycle oil) ou issues des unités de pétrochimie de raffineries. Citons également les coupes dérivées du charbon, de la biomasse ou de mélange biomasse/charbon avec éventuellement une charge pétrolière résiduelle après conversion thermochimique avec ou sans hydrogène, avec ou sans catalyseur. De manière préférée, le solvant polaire utilisé est un hydrocarbure monoaromatique pur ou en mélange avec un hydrocarbure aromatique.

Le solvant apolaire utilisé est de préférence un solvant composé d'hydrocarbure(s) saturé(s) comprenant un nombre de carbone supérieur ou égal à 2, de préférence compris entre 2 et 9. Ces solvants sont utilisés purs ou en mélange (par exemple: mélange d'alcanes et /ou de cycloalcanes ou bien de coupes pétrolières légères type naphta).

Avantageusement, la proportion de solvant polaire dans le mélange de solvant polaire et de solvant apolaire est comprise entre 0,1 et 99,9%, de préférence entre 0,1 et 95%, de manière préférée entre 1 et 95%, de manière plus préférée entre 1 et 90%, de manière encore plus préférée entre 1 et 85%, et de manière très préférée entre 1 et 80%.

Avantageusement, le point d'ébullition du solvant polaire du mélange de solvants selon l'invention est supérieur au point d'ébullition du solvant apolaire.

10 Le choix des conditions de température et de pression de l'extraction combiné au choix de la nature des solvants et au choix de la combinaison de solvants apolaire et polaire dans l'étape de désasphaltage permettent d'ajuster les performances d'extraction. Les conditions de désasphaltage permettent de s'affranchir des limitations de rendement en huile désasphaltée, comme cela est imposé en
15 désasphaltage classique par l'utilisation de solvants paraffiniques. L'étape e) permet, grâce à des conditions de désasphaltage spécifiques, d'aller plus loin dans le maintien de la solubilisation dans la matrice huile de tout ou partie des structures polaires des résines lourdes et des asphaltènes qui sont les principaux constituants de la phase asphalte dans le cas du désasphaltage classique. Ainsi, l'étape e)
20 permet d'extraire sélectivement, une fraction d'asphalte dite ultime, enrichie en impuretés et en fines, tout en laissant solubilisée dans la matrice huile au moins une partie des structures polaires des résines lourdes et des asphaltènes les moins polaires. Il en résulte un rendement amélioré huile désasphaltée stable et présentant une teneur en sédiments après vieillissement inférieure ou égale à 0,1%.

25

Lorsque l'étape e) de désasphaltage comprend au moins deux étapes de désasphaltage en série, celle-ci peut être mise en œuvre selon deux modes de réalisations différentes.

30 Dans un premier mode de réalisation, l'étape e) est mise en œuvre dans une configuration dite de polarité décroissante, c'est-à-dire que la polarité du mélange de solvants utilisé lors de la première étape de désasphaltage est supérieure à celle du mélange de solvants utilisé lors de la deuxième étape de désasphaltage. Cette configuration permet d'extraire lors de la première étape de désasphaltage une

fraction asphalte dite ultime et une fraction huile désasphaltée complète dite DAO complète; les deux fractions dites huile désasphaltée dite DAO lourde et huile désasphaltée légère dite DAO légère étant extraites de l'huile désasphaltée complète lors de la deuxième étape de désasphaltage; lesdites étapes de désasphaltage étant
5 mises en œuvre dans les conditions subcritiques pour le mélange de solvants utilisé.

Dans un second mode de réalisation, l'étape e) est mise en œuvre dans une configuration dite de polarité croissante, c'est-à-dire que la polarité du mélange de solvants utilisé lors de la première étape de désasphaltage est inférieure à celle du
10 mélange de solvants utilisé lors de la deuxième étape de désasphaltage. Dans une telle configuration, on extrait lors de la première étape une fraction huile désasphaltée légère dite DAO légère et un effluent comprenant une phase huile et une phase asphalte; ledit effluent étant soumis à une deuxième étape de désasphaltage pour extraire une fraction asphalte et une fraction huile désasphaltée
15 dite DAO lourde; lesdites étapes de désasphaltage étant mises en œuvre dans les conditions subcritiques pour le mélange de solvants utilisé.

L'huile désasphaltée issue de l'étape e) (huile désasphaltée dite DAO ou huile désasphaltée dite DAO lourde) avec au moins en partie le mélange de solvants selon
20 l'invention est de préférence soumise à au moins une étape de séparation dans laquelle ladite huile désasphaltée est séparée du mélange de solvants selon l'invention.

Cette huile désasphaltée peut, au moins en partie, être utilisée comme base de fioul
25 ou comme fioul, notamment comme base de fioul de soute ou comme fioul de soute, à basse teneur en soufre répondant aux nouvelles recommandations de l'Organisation Maritime Internationale et aux spécifications décrites dans la norme ISO 10307-2, à savoir une teneur en soufre inférieure à savoir une teneur en soufre équivalente inférieure ou égale à 0,5% en poids et une teneur en sédiments après
30 vieillissement inférieure ou égale à 0,1% en poids.

Par «fioul», on entend dans l'invention une charge hydrocarbonée utilisable comme combustible. Par «base de fioul», on entend dans l'invention une charge hydrocarbonée qui, mélangée à d'autres bases, constitue un fioul.

Fluxage et fiouls

Un objectif de la présente invention est de produire des fiouls commercialisables, notamment des fiouls de soute pour le transport maritime. Il est préférable que ce type de fioul réponde à certaines spécifications, notamment en termes de viscosité.

5 De préférence, un type de fioul de soute très courant présente une viscosité inférieure ou égale à 380 cSt (à 50°C). D'autres qualités de fiouls, appelées «grades», répondent à des spécifications différentes, notamment du point de vue de la viscosité. Notamment pour les combustibles de types distillat, le grade DMA impose une viscosité comprise entre 2 cSt et 6 cSt à 40°C et le grade DMB une
10 viscosité comprise entre 2 cSt et 11 cSt à 40°C. Afin d'obtenir entre autre la viscosité cible du grade de fioul désiré, la fraction huile désasphaltée (huile désasphaltée dite DAO ou huile désasphaltée dite DAO lourde) est utilisée comme base de fioul et peut être mélangée, si nécessaire, avec une ou plusieurs bases fluxantes ou « cutter stocks » selon la terminologie anglo-saxonne. Des spécifications des fiouls sont par
15 exemple décrites dans la norme ISO8217 (dernière version en 2012).

Les bases fluxantes sont généralement de type kérosène, gazole ou gazole sous-
vide. Elles peuvent être choisies dans le groupe constitué par les huiles de coupe
légère (LCO: Light Cycle Oil) d'un craquage catalytique, des huiles de coupe lourde
20 (HCO: Heavy Cycle Oil) d'un craquage catalytique, le résidu d'un craquage catalytique, du kérosène, du gazole, du distillat sous-
vide et/ou une huile décantée.

De façon toute particulièrement préférée, ladite base fluxante est choisie parmi une
partie de la fraction légère d'hydrocarbures de type kérosène et/ou gazole ou gazole
25 sous-
vide obtenue à l'issue de l'étape b) de séparation.

Un mode particulier pourrait constituer à incorporer dans le mélange comprenant au
moins une fraction huile désasphaltée (huile désasphaltée dite DAO ou huile
désasphaltée dite DAO lourde), une partie du résidu atmosphérique et/ou résidu
30 sous-
vide issu de l'étape a) d'hydrotraitement.

A l'issue de cette étape de mélange de l'huile désasphaltée issue de l'étape e) avec
une ou plusieurs bases fluxantes, on obtient un fioul utilisable dans le transport

maritime, également appelé fioul de soute, à basse teneur en soufre et de sédiments selon l'invention.

EXEMPLES**Exemple 1 (non-conforme)**

- On traite une charge de résidu sous-vide (RSV Oural) ayant une température initiale de 362°C et une température finale supérieure à 615°C (49% distillé à 615°C), soit 82,5% en poids de composés bouillant à une température supérieure à 540°C. La densité de la charge est de 9,2° API, la teneur en soufre de 2,7% en poids, la teneur en métaux Ni+V de 253 ppm et la teneur en asphaltènes C7 de 3,9% poids.
- 10 La charge est soumise à une étape d'hydrotraitement incluant deux réacteurs permutables. Les conditions opératoires de l'étape d'hydrotraitement en lit(s) fixe(s) sont données dans le tableau 1. On utilise
- un catalyseur NiMo sur Alumine actif en hydrodémétallation (HDM) vendu par la société Axens sous la référence HF858,
 - 15 - et un catalyseur NiMo sur Alumine actif en hydrodésulfuration (HDS) vendu par la société Axens sous la référence HT438.

Tableau 1 : Conditions opératoires de l'étape d'hydrotraitement en lit(s) fixe(s)

Catalyseur HDM (référence Axens)	NiMo sur Alumine (HF858)
Catalyseur HDS (référence Axens)	NiMo sur Alumine (HT438)
Température (°C)	370
Pression (MPa)	15
VVH (h ⁻¹ , Sm ³ /h charge fraîche/m ³ de catalyseur lit fixe)	0,19
H ₂ / charge en entrée de la section d'hydrotraitement hors consommation H ₂ (Nm ³ / m ³ de charge fraîche)	1000

- 20 L'effluent de l'hydrotraitement subit une étape de séparation permettant d'obtenir une fraction légère et une fraction lourde. La fraction légère subit d'autres étapes de séparation permettant de récupérer un gaz riche en hydrogène et des distillats. La

fraction lourde est envoyée en mélange avec un gaz riche en hydrogène dans une étape d'hydroconversion comprenant un réacteur en lit bouillonnant. Les conditions opératoires de l'étape d'hydroconversion en lit bouillonnant sont données dans le tableau 2. On utilise un catalyseur NiMo sur Alumine vendu par la société Axens sous la référence HOC458.

Tableau 2 : Conditions opératoires de l'étape d'hydroconversion en lit bouillonnant

Catalyseur (référence Axens)	NiMo sur Alumine (HOC458)
Température (°C)	420
Pression (MPa)	15
VVH (h^{-1} , Sm^3/h charge fraîche/ m^3 de réacteurs en lit bouillonnant)	0,4
H_2 / fraction lourde en entrée de la section d'hydroconversion en lit bouillonnant hors consommation H_2 (Nm^3 / m^3 charge fraîche)	500

L'effluent de l'étape d'hydroconversion en lit bouillonnant subit une étape de séparation permettant de récupérer au moins un gaz riche en hydrogène, des distillats atmosphériques, un distillat sous-vide et un résidu sous-vide. Le rendement par rapport à la charge fraîche et la teneur de soufre de chaque fraction obtenue dans l'enchaînement global hydrotraitement en lit fixe + hydroconversion en lit bouillonnant sont donnés dans le tableau 3.

15

20

Tableau 3 : Rendements (Rdt) et teneur en soufre (S) en sortie de l'enchaînement global lit fixe + lit bouillonnant (% poids / charge fraîche)

Produits	Rdt (%poids)	S (%poids)
NH ₃	0,18	0
H ₂ S	2,38	94,12
C ₁ -C ₄ (gaz)	2,36	0
Naphta (PI - 180°C)	4,73	0,005
Gasoil (180°C - 350°C)	15,16	0,03
Distillat sous-vide (350°C - 540°C)	37,13	0,25
Résidu sous-vide (540°C+)	39,6	0,56

- 5 L'hydrogène consommé sur l'ensemble du procédé représente 1,54% en poids de la charge fraîche introduite en entrée de la section d'hydrotraitement. La conversion globale en fraction résidu sous-vide (540°C+) est de 52%.

On prépare un mélange A à partir des fractions distillat sous-vide (350°C - 540°C) et résidu sous-vide (540°C+) issues de l'étape d'hydroconversion dans les proportions suivantes :

- fraction distillat sous-vide (350°C - 540°C): 46% en poids du mélange A,
- fraction résidu sous-vide (540°C+) : 54% en poids du mélange A.

- 15 On obtient un fioul de soute A ayant une teneur en soufre de 0,42% en poids et ayant une viscosité de 380 cSt à 50°C. Cependant sa teneur en sédiments après vieillissement est de 0,6% en poids, soit 0,5% en poids au dessus de la spécification ISO 8217.

20 **Exemple 2 (conforme)**

On traite une charge de résidu sous-vide (RSV Oural), ayant une température initiale de 362°C et une température finale supérieure à 615°C (49% distillé à 615°C), soit 82,5% en poids de composés bouillant à une température supérieure à 540°C. La

densité de cette charge est de 9,2°API, la teneur en soufre de 2,7% en poids, la teneur en métaux Ni+V de 253 ppm et la teneur en asphaltènes C7 de 3,9% poids. La charge est d'abord soumise aux mêmes étapes que précédemment et ce dans les mêmes conditions opératoires: une étape d'hydrotraitement en lit fixe incluant deux réacteurs permutables, une étape de séparation permettant de récupérer au moins un fraction lourde, une étape d'hydroconversion de la fraction lourde en mélange avec une partie de l'huile désasphaltée DAO (DAO recyclée) comprenant un réacteur en lit bouillonnant et une étape de séparation permettant de récupérer au moins un gaz riche en hydrogène, des distillats atmosphériques, un distillat sous-vide et un résidu sous-vide

Ensuite, l'intégralité dudit résidu sous-vide est envoyée dans une unité de désasphaltage sélectif dans les conditions opératoires données dans le tableau 4. On utilise un mélange de solvant apolaire (heptane) et de solvant polaire (toluène).

Tableau 4 : Conditions opératoires du désasphaltage sélectif

Ratio solvants apolaire/polaire (v/v)	97/3
Ratio solvant /charge (v/m)	5/1
Pression (MPa)	4
Température (°C)	240

Les caractéristiques de l'huile désasphaltée DAO obtenue et le rendement en huile désasphaltée DAO par rapport à la charge résidu sous-vide en entrée de l'unité de désasphaltage sélectif sont détaillées dans le tableau 5.

Tableau 5: Rendements et caractéristiques de l'huile désasphaltée DAO obtenue

Rendement DAO (%poids)	95
Soufre DAO (% poids)	0,54
Carbone Conradson (%)	12
Ni+V (ppm)	8
Viscosité à 100°C (Cst)	168

L'huile désasphaltée DAO est séparée en deux flux :

- 50% poids de l'huile désasphaltée DAO obtenue est utilisée pour préparer un fioul
- 50% poids de l'huile désasphaltée DAO obtenue est recyclée à l'entrée de l'unité d'hydroconversion en lit bouillonnant.

5

Les rendements et teneurs en soufre de chaque fraction obtenue en sortie de l'enchaînement global hydrotraitement en lit fixe + hydroconversion en lit bouillonnant + désasphaltage sélectif sont donnés dans le tableau 6.

10 Tableau 6 : Rendements (Rdt) et teneur en soufre (S) en sortie de l'enchaînement global hydrotraitement en lit fixe + hydroconversion en lit bouillonnant + désasphaltage sélectif (% poids / charge fraîche)

Produits	Rdt (%poids)	S (%poids)
NH ₃	0,23	0
H ₂ S	3,05	94,12
C ₁ -C ₄ (gaz)	3,03	0
Naphta (PI - 180°C)	6,24	0,005
Gasoil (180°C - 350°C)	20,14	0,03
Distillat sous vide (350°C - 540°C)	39,74	0,24
huile désasphaltée DAO (540°C+)	26,75	0,54
Asphalte (540°C+)	2,82	0,74

15 L'hydrogène consommé sur l'ensemble du procédé représente 1,99% en poids de la charge fraîche introduite en entrée de la section d'hydrotraitement. La conversion globale en fraction huile désasphaltée DAO (540°C+) est de 64%.

On prépare un mélange B à partir des fractions distillat sous-vide (350°C - 540°C) et huile désasphaltée DAO (540°C+) dans les proportions suivantes :

- 20
- fraction distillat sous-vide (350°C - 540°C) : 43% en poids du mélange B
 - fraction huile désasphaltée DAO (540°C+) : 57% en poids du mélange B.

On obtenu un fioul de soute B ayant une teneur en soufre de 0,42% en poids et ayant une viscosité de 380 cSt à 50°C. De plus sa teneur en sédiments après vieillissement égale à 0,05% en poids.

- 5 Le procédé selon l'invention permet ainsi de produire un fioul de soute B stable, à basse teneur en soufre et répondant aux exigences de la norme ISO8217 :2012 notamment. La conversion globale est nettement améliorée par rapport à un procédé sans désasphaltage sélectif ce qui permet la production de distillats à forte valeur en complément du fioul de soute à basse teneur en soufre.

REVENDICATIONS

- 1) Procédé de traitement d'une charge hydrocarbonée ayant une teneur en soufre d'au moins 0,5% en poids, une teneur en asphaltènes d'au moins 1% en poids, une température initiale d'ébullition d'au moins 340°C et une température finale d'ébullition d'au moins 480°C, permettant d'obtenir au moins une fraction huile désasphaltée ayant une teneur en soufre inférieure ou égale à 0,5% en poids et une teneur en sédiments inférieure ou égale à 0,1% en poids, comprenant les étapes successives suivantes :
- 5
- 10 a) une étape d'hydrotraitement en lit fixe, dans laquelle la charge hydrocarbonée et de l'hydrogène sont mis en contact sur au moins un catalyseur d'hydrotraitement,
b) éventuellement une étape de séparation de l'effluent obtenu à l'issue de l'étape a) d'hydrotraitement en au moins une fraction légère et au moins une fraction lourde,
c) une étape d'hydroconversion d'au moins une partie de l'effluent issu de l'étape a) ou d'au moins une partie de la fraction lourde issue de l'étape b) et éventuellement
- 15 d'au moins une partie de la fraction légère issue de l'étape b) dans au moins un réacteur contenant au moins un catalyseur supporté en lit bouillonnant,
d) une étape de séparation de l'effluent issu de l'étape c) pour obtenir au moins une fraction gazeuse et une fraction hydrocarbonée liquide,
- 20 e) au moins une étape de désasphaltage sélectif permettant de séparer au moins une fraction asphalte et au moins une fraction huile désasphaltée, l'étape de désasphaltage étant au moins réalisée par mise en contact d'au moins une partie de la fraction hydrocarbonée liquide issue de l'étape d) avec un mélange d'au moins un solvant polaire et d'au moins un solvant apolaire dans les conditions subcritiques
- 25 pour le mélange de solvants utilisé.
f) une étape de recyclage d'au moins une partie de ladite fraction huile désasphaltée issue de l'étape e) en amont de l'étape a) d'hydrotraitement et/ou à l'entrée de l'étape c) d'hydroconversion.
- 30 2) Procédé selon la revendication 1 dans lequel l'étape e) de désasphaltage comprend au moins deux étapes de désasphaltage en série permettant de séparer au moins une fraction asphalte, au moins une fraction huile désasphaltée dite DAO lourde et au moins une fraction huile désasphaltée légère dite DAO légère, au moins une desdites étapes de désasphaltage étant réalisée par mise en contact d'au moins

une partie de la fraction hydrocarbonée liquide issue de l'étape d) avec un mélange d'au moins un solvant polaire et d'au moins un solvant apolaire dans les conditions subcritiques pour le mélange de solvants utilisé.

5 3) Procédé selon la revendication 2 dans lequel dans l'étape f) on recycle au moins une partie de la fraction huile desasphaltée dite DAO lourde issue de l'étape e) en amont de l'étape a) d'hydrotraitement et/ou à l'entrée de l'étape c) d'hydroconversion.

10 4) Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel l'étape e) est mise en oeuvre à température d'extraction comprise entre 50 et 350°C, et une pression comprise entre 0,1 et 6 MPa.

15 5) Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel l'étape d'hydrotraitement en lit fixe est effectuée à une température comprise entre 300°C et 500°C, sous une pression absolue comprise entre 2 MPa et 35 MPa, avec une vitesse spatiale de la charge hydrocarbonée comprise dans une gamme allant de 0,1 h⁻¹ à 5 h⁻¹, et la quantité d'hydrogène est comprise entre 100 Nm³/m³ et 5000 Nm³/m³.

20 6) Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le solvant polaire utilisé est choisi parmi les solvants aromatiques purs ou naphthéno-aromatiques, les solvants polaires comportant des hétéro-éléments, ou leur mélange ou des coupes riches en aromatiques telles des coupes issues du FCC (Fluid Catalytic Cracking), des coupes dérivées du charbon, de la biomasse ou de mélange biomasse/charbon.

25 7) Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le solvant apolaire utilisé comprend un solvant composé d'hydrocarbure saturé comprenant un nombre de carbone supérieur ou égal à 2, de préférence compris entre 2 et 9.

30 8) Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel l'étape d'hydroconversion c) est effectuée sous une pression absolue comprise entre 2,5 MPa et 35 MPa, à une température comprise entre 330°C et 550°C, avec une vitesse spatiale comprise dans une gamme allant de 0,1 h⁻¹ à 5 h⁻¹, et la quantité d'hydrogène est de 50 Nm³/m³ à 5000 Nm³/m³.

9) Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel l'étape de séparation d) comprend au moins une distillation atmosphérique et/ou au moins une distillation sous-vide.

5 10) Procédé selon la revendication 9, dans lequel l'étape d) de séparation comprend tout d'abord une distillation atmosphérique, dans laquelle l'effluent obtenu à l'issue de l'étape c) est fractionnée par distillation atmosphérique en au moins une fraction distillat atmosphérique et au moins une fraction résidu atmosphérique, puis une
10 distillation sous-vide dans laquelle au moins une partie de la fraction résidu atmosphérique obtenue après distillation atmosphérique est fractionnée par distillation sous-vide en au moins une fraction distillat sous-vide et au moins une fraction résidu sous-vide; la fraction hydrocarbonée liquide envoyée à l'étape e) comprenant au moins une partie de ladite fraction résidu sous-vide et éventuellement une partie de ladite fraction distillat sous-vide .

15

11) Procédé selon la revendication 10 dans lequel au moins une partie de la fraction résidu atmosphérique est envoyée dans l'étape d'hydroconversion c).

12) Procédé selon les revendications 10 et 11 dans lequel au moins une partie de la
20 fraction résidu sous-vide est recyclée dans l'étape a) d'hydrotraitement.

13) Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel la charge hydrocarbonée est choisie parmi les résidus atmosphériques, les résidus sous-vide issus de distillation directe, des pétroles bruts, des pétroles bruts étêtés, des résines
25 de désasphaltage, les asphaltes ou brais de désasphaltage, les résidus issus des procédés de conversion, des extraits aromatiques issus des chaînes de production de bases pour lubrifiants, des sables bitumineux ou leurs dérivés, des schistes bitumineux ou leurs dérivés, des huiles de roche mère ou leurs dérivés, pris seuls ou en mélange.

30

14) Procédé selon la revendication 13 dans lequel la charge hydrocarbonée est diluée par une co-charge choisie parmi une fraction hydrocarbonée ou un mélange de fractions hydrocarbonées plus légères, pouvant être choisies parmi les produits issus d'un procédé de craquage catalytique en lit fluide, une huile de coupe légère

LCO, une huile de coupe lourde HCO, une huile décantée, un résidu de FCC, une fraction gazole; une ou plusieurs coupes issues du procédé de liquéfaction du charbon ou de la biomasse, des extraits aromatiques, ou toutes autres coupes hydrocarbonées ou encore des charges non pétrolières comme de l'huile de pyrolyse.

5

15) Huile désasphaltée susceptible d'être obtenue selon l'une des revendications précédentes.

16) Huile désasphaltée selon la revendication 15 utilisable comme base de fioul.

10

17) Procédé selon l'une des revendications 1 à 14 dans lequel la fraction huile désasphaltée obtenue est mélangée avec une ou plusieurs bases fluxantes choisies dans le groupe constitué par les huiles de coupe légère (LCO) d'un craquage catalytique, des huiles de coupe lourde (HCO) d'un craquage catalytique, le résidu d'un craquage catalytique, du kérosène, du gazole, du distillat sous-vide et/ou une

15

huile décantée.

18) Procédé selon la revendication 17 dans lequel la base fluxante est choisie parmi une partie de la fraction légère d'hydrocarbures de type kérosène et/ou gazole ou gazole sous- vide obtenue à l'issue de l'étape b) de séparation.

20

19) Fioul utilisable dans le transport maritime, obtenu par le procédé tel que défini dans l'une des revendications 17 et 18, ayant une teneur en soufre inférieure ou égale 0,5% en poids.

25

20) Fioul selon la revendication 19 tel que sa teneur en sédiments est inférieure ou égale à 0,1% en poids.



**RAPPORT DE RECHERCHE
PRÉLIMINAIRE**

N° d'enregistrement national

établi sur la base des dernières revendications déposées avant le commencement de la recherche

FA 789579
FR 1362748

DOCUMENTS CONSIDÉRÉS COMME PERTINENTS		Revendication(s) concernée(s)	Classement attribué à l'invention par l'INPI
Catégorie	Citation du document avec indication, en cas de besoin, des parties pertinentes		
X	EP 1 343 857 A1 (INST FRANCAIS DU PETROLE [FR]) 17 septembre 2003 (2003-09-17) * le document en entier *	1-20	C10G67/04 C10G45/06 C10G21/14
X	& WO 02/48288 A1 (INST FRANCAIS DU PETROLE [FR]; TROMEUR PASCAL [FR]; KRESSMANN STEPHANE) 20 juin 2002 (2002-06-20)	15,16, 19,20	C10L1/08
Y	* page 1, ligne 4-12 * * page 18, ligne 19-25 * * page 21, ligne 5 - page 27, ligne 6 * -----	1-14,17, 18	
X	EP 0 128 047 A1 (EXXON RESEARCH ENGINEERING CO [US]) 12 décembre 1984 (1984-12-12) * page 1, ligne 3-26 * * page 4, ligne 26 - page 6, ligne 9 * -----	1-14,17, 18	
			DOMAINES TECHNIQUES RECHERCHÉS (IPC)
			C10G
Date d'achèvement de la recherche		Examineur	
19 septembre 2014		Cagnoli, Michele	
CATÉGORIE DES DOCUMENTS CITÉS		T : théorie ou principe à la base de l'invention	
X : particulièrement pertinent à lui seul		E : document de brevet bénéficiant d'une date antérieure à la date de dépôt et qui n'a été publié qu'à cette date de dépôt ou qu'à une date postérieure.	
Y : particulièrement pertinent en combinaison avec un autre document de la même catégorie		D : cité dans la demande	
A : arrière-plan technologique		L : cité pour d'autres raisons	
O : divulgation non-écrite		
P : document intercalaire		& : membre de la même famille, document correspondant	

1

EPO FORM 1503 12.99 (P04C14)

**ANNEXE AU RAPPORT DE RECHERCHE PRÉLIMINAIRE
RELATIF A LA DEMANDE DE BREVET FRANÇAIS NO. FR 1362748 FA 789579**

La présente annexe indique les membres de la famille de brevets relatifs aux documents brevets cités dans le rapport de recherche préliminaire visé ci-dessus.

Les dits membres sont contenus au fichier informatique de l'Office européen des brevets à la date du **19-09-2014**

Les renseignements fournis sont donnés à titre indicatif et n'engagent pas la responsabilité de l'Office européen des brevets, ni de l'Administration française

Document brevet cité au rapport de recherche		Date de publication	Membre(s) de la famille de brevet(s)	Date de publication
EP 1343857	A1	17-09-2003	AU 2686301 A	24-06-2002
			BR 0017384 A	02-03-2004
			CA 2432022 A1	20-06-2002
			CN 1484684 A	24-03-2004
			DE 60029645 T2	30-11-2006
			EP 1343857 A1	17-09-2003
			JP 4697571 B2	08-06-2011
			JP 2004519533 A	02-07-2004
			KR 20030059837 A	10-07-2003
			MX PA03005072 A	24-05-2004
			NO 20032620 A	08-08-2003
			US 2004055934 A1	25-03-2004
			WO 0248288 A1	20-06-2002

EP 0128047	A1	12-12-1984	EP 0128047 A1	12-12-1984
			US 4493765 A	15-01-1985
