

(12) DEMANDE INTERNATIONALE PUBLIÉE EN VERTU DU TRAITÉ DE COOPÉRATION EN MATIÈRE DE BREVETS (PCT)

(19) Organisation Mondiale de la Propriété
Intellectuelle
Bureau international



(10) Numéro de publication internationale
WO 2010/004128 A2

(43) Date de la publication internationale
14 janvier 2010 (14.01.2010)

PCT

(51) Classification internationale des brevets :

C10G 67/04 (2006.01) C10G 47/28 (2006.01)
C10G 69/06 (2006.01) C10G 67/16 (2006.01)
C10G 47/12 (2006.01) C10G 47/20 (2006.01)
C10G 45/02 (2006.01) C10G 21/04 (2006.01)
C10G 21/00 (2006.01) C10G 7/00 (2006.01)

(21) Numéro de la demande internationale :

PCT/FR2009/000815

(22) Date de dépôt international :

1 juillet 2009 (01.07.2009)

(25) Langue de dépôt :

français

(26) Langue de publication :

français

(30) Données relatives à la priorité :

08/03945 10 juillet 2008 (10.07.2008) FR

(71) Déposant (pour tous les États désignés sauf US) : IFP
[FR/FR]; 1 & 4, avenue de Bois Préau, F-92852 Rueil
Malmaison Cedex (FR).

(72) Inventeurs; et

(75) Inventeurs/Déposants (pour US seulement) :
LENGLET, Eric [FR/FR]; 8 Av. Albert 1er, F-92500
Rueil-Malmaison (FR). SARRAZIN, Patrick [FR/FR];
32 Rue Chateaubriand, F-82500 Rueil Malmaison (FR).
PLUMAIL, Jean-Claude [FR/FR]; 60 Rue Mac Mohan,

F-92000 Nanterre (FR). MOREL, Frédéric [FR/FR]; 8
Av. Paul Doumer, F-78400 Chatou (FR).

(74) Mandataire : ELMALEH, Alfred; IFP, 1 & 4 avenue de
Bois Préau, F-92852 Rueil-Malmaison Cedex (FR).

(81) États désignés (sauf indication contraire, pour tout titre
de protection nationale disponible) : AE, AG, AL, AM,
AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ,
CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO,
DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT,
HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP,
KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD,
ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI,
NO, NZ, OM, PE, PG, PH, PL, PT, RO, RS, RU, SC, SD,
SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TJ, TM, TN, TR, TT,
TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

(84) États désignés (sauf indication contraire, pour tout titre
de protection régionale disponible) : ARIPO (BW, GH,
GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM,
ZW), eurasién (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ,
TM), européen (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE,
ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV,
MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, SE, SI, SK, SM,
TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW,
ML, MR, NE, SN, TD, TG).

[Suite sur la page suivante]

(54) Title : CONVERSION METHOD COMPRISING DE-ASPHALTING AND RESIDUE CONVERSION

(54) Titre : PROCEDE DE CONVERSION COMPRENANT UN DESASPHALTAGE ET UNE CONVERSION DE RESIDU

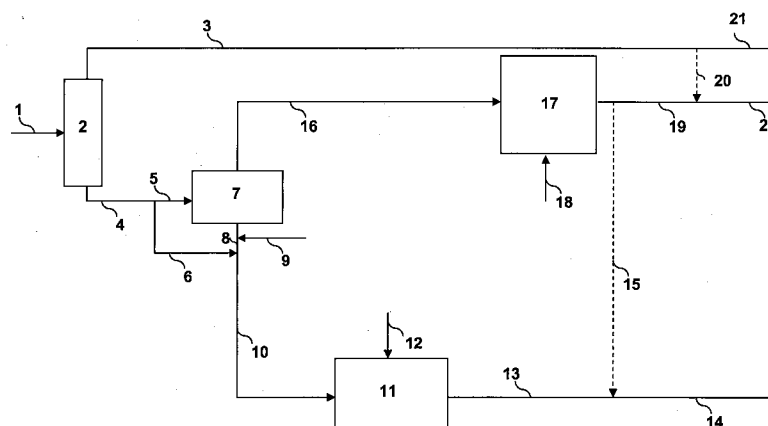


Figure 1

(57) Abstract : The invention relates to a method for converting a charge, said method comprising a step a) de-asphalting using charge solvent step b) hydrotreatment for the de-asphalted oil fraction and step c) hydroconversion of the fraction comprising the essential asphalts, preferably after addition for said fraction to a flux, for example a gas/oil cut.

(57) Abrégé : L'invention concerne un procédé de conversion d'une charge, dans lequel ledit procédé comprend une étape a de desasphaltage au solvant de la charge, une étape b d'hydrotraitement de la fraction d'huile desasphaltée, et une étape c d'hydroconversion de la fraction comprenant l'essentiel des asphaltènes, de préférence après ajout à cette fraction d'un fluxant tel que par exemple une coupe gas-oil.



WO 2010/004128 A2



Publiée :

- *sans rapport de recherche internationale, sera republiée
dès réception de ce rapport (règle 48.2.g)*

PROCEDE DE CONVERSION COMPRENANT UN DESASPHALTAGE ET UNE CONVERSION DE RESIDU

DOMAINE DE L'INVENTION:

- 5 Le schéma de procédé décrit ci-après concerne le domaine de la conversion et de la purification de pétroles brut. Elle concerne également la conversion ou la purification de fractions lourdes d'hydrocarbures et plus particulièrement de coupes pétrolières lourdes telles que des résidus atmosphériques, des résidus sous vide, des distillats atmosphériques ou des distillats sous vide.
- 10 Ce procédé peut également être appliqué à d'autres charges telles que des hydrogénâts de charbon ou des huiles lourdes de toute origine et en particulier issues de sable ou de schistes bitumineux.
- 15 Tout type de pétrole brut peut également être utilisé comme charge. Un pétrole brut lourd, c'est-à-dire présentant un degré A.P.I. inférieure à 30, voire inférieur à 20. Par exemple, un brut de Boscan ou de Monagas convient particulièrement comme charge du procédé décrit ci-après. Les bruts Athabasca et Morichal comportent 80% de résidus sous vide et leur degré A.P.I. est généralement voisin de 10. Ces bruts lourds contiennent, par rapport aux autres
- 20 bruts, beaucoup plus d'impuretés telles que, par exemple, des métaux (nickel, vanadium, silicium, etc.), un Carbone Conradson élevé, des asphaltènes, du soufre et de l'azote.

Le procédé détaillé ci-après comprend une étape de desasphaltage au solvant de la charge (étape a), un hydrotraitement de la fraction d'huile desasphaltée (DAO) (étape b) et une

25 conversion de la fraction comprenant l'essentiel des asphaltènes (étape c) après de préférence l'addition d'un fluxant à la dite fraction.

DESCRIPTION DETAILLEE DE L'INVENTION:

Étape de desasphaltage (étape a):

- 30 Ainsi qu'il est mentionné ci avant la charge de l'unité de desasphaltage peut être de préférence soit un résidu sous vide, soit un pétrole brut. Il est par ailleurs possible d'ajouter avant l'étape a une étape de distillation et/ou de distillation sous vide permettant d'obtenir un résidu sous vide à partir d'une charge pétrole brut de faible degré API. De préférence la charge résidu

sous vide ou la fraction résidu sous vide émanant de l'étape de distillation sous vide présente un point initial d'ébullition supérieur à 500°C, voire supérieur à 550°C, voire même supérieur à 600°C.

- 5 Lors de l'étape a), la charge est mise en contact avec un solvant de manière à obtenir un effluent desasphalté (Deasphalted Oil ou DAO) présentant une teneur en asphaltènes (insolubles dans le normal-heptane selon la norme NF-T-60-115) inférieure à 3000 ppm poids, de préférence inférieure à 1000 ppm poids et de manière très préférée inférieure à 500 ppm poids. En dessous de cette teneur, la méthode décrite dans la norme NF mentionnée ci
10 avant ne peut plus être utilisée, et il est recommandé d'utiliser par exemple la méthode décrite dans le brevet FR 2 854 163.

- Il est possible de ne traiter qu'une partie de la charge dans cette étape a (par exemple 60 à 80% de ladite charge) et de mélanger le reste de la charge avec l'effluent non-desasphalté
15 obtenu à l'issue de l'étape a.

- Il est également préféré d'ajouter à l'effluent de l'unité de desasphaltage comprenant l'essentiel des asphaltènes un fluxant représentant par exemple 10% à 30% poids, de préférence 10% à 25% poids, par rapport au poids dudit effluent. Le fluxant utilisé peut par exemple être une
20 coupe gas-oil.

Le solvant de desasphaltage utilisé est généralement un solvant paraffinique, une coupe essence, ou un condensât contenant des paraffines.

- 25 L'étape a) de desasphaltage peut être réalisée par tout moyen connu de l'homme du métier. L'étape a) est généralement réalisée dans un mélangeur décanteur ou dans une colonne d'extraction. De préférence, l'étape de desasphaltage est réalisée dans une colonne d'extraction.
- 30 Selon un mode de réalisation préféré, on introduit dans la colonne d'extraction un mélange comprenant la charge d'hydrocarbures et une première fraction de solvant, le rapport volumique entre la fraction de solvant et la charge d'hydrocarbures étant appelé taux de

solvant injecté avec la charge. Cette étape a pour objet de bien mélanger la charge avec le solvant entrant dans la colonne d'extraction. Dans la zone de décantation en fond d'extracteur, on peut introduire une seconde fraction de solvant, le rapport volumique entre la seconde fraction de solvant et la charge d'hydrocarbures étant appelé taux de solvant injecté en fond d'extracteur. Le volume de la charge d'hydrocarbures considérée dans la zone de décantation est généralement celui introduit dans la colonne d'extraction. La somme des deux rapports volumiques entre chacune des fractions de solvant et la charge d'hydrocarbures est appelée taux de solvant global. La décantation de l'asphalte consiste au lavage à contre-courant de l'émulsion d'asphalte dans le mélange solvant + huile par du solvant pur. Elle est favorisée par une augmentation du taux de solvant (il s'agit en fait de remplacer l'environnement solvant +huile par un environnement de solvant pur) et une diminution de la température.

Le taux de solvant global est, de préférence, supérieur à 4/1, de manière plus préférée supérieur à 5/1. Ce taux de solvant global se décompose en un taux de solvant injecté avec la charge, de préférence compris entre 1/1 et 1,5/5 et, un taux de solvant injecté en fond d'extracteur, de préférence supérieur à 3/1, de manière plus préférée supérieur à 4/1.

Par ailleurs, selon un mode préféré, on établit un gradient de température entre la tête et le fond de la colonne permettant de créer un reflux interne, ce qui permet d'améliorer la séparation entre le milieu huileux et les résines. En effet, le mélange solvant + huile chauffé en tête d'extracteur permet de précipiter une fraction comprenant des résines qui descendent dans l'extracteur. Le contre-courant ascendant du mélange permet de dissoudre à une température plus basse les fractions comprenant les résines qui sont les plus légères.

La température en tête d'extracteur est, de préférence, comprise entre 175 et 195°C. La température en fond d'extracteur est, quant à elle, de préférence, comprise entre 135 et 165°C. La pression régnant à l'intérieur de l'extracteur est généralement ajustée de manière à ce que tous les produits demeurent à l'état liquide. Cette pression est, de préférence, comprise entre 4 et 5 MPa.

Étape d'hydrotraitement de la fraction d'huile desasphaltée (DAO) (étape b)

Il s'agit d'une étape de déazotation (HDN), de désulfuration (HDS) et éventuellement de démétallation (HDM), associée à un hydrocraquage doux. (M-HCK).

La purification par HDN, HDS et éventuellement HDM peut être réalisée en lit fixe dans un réacteur séparé situé en amont du ou des réacteurs d'hydrocraquage doux. Il est également possible de disposer un ou plusieurs lits de catalyseurs favorisant les réaction d'HDN, HDS et HDM à l'intérieur du réacteur d'hydrocraquage et en amont du catalyseur de M-HCK.

Les catalyseurs favorisant les réactions d'HDN, HDS et HDM sont connus de l'homme du métier. On peut par exemple citer ceux commercialisés par la société AXENS: HR448, HR548 par exemple ou encore ceux cités dans le brevet US 4,885,080.

Les catalyseurs d'hydrocraquage comprennent généralement au moins une fonction acide et au moins une fonction hydrogénante. Des catalyseurs d'hydrocraquage sont par exemple commercialisés par la société AXENS sous les références: HRK 558, HTK758 , HDK 776 et HR 448.

Cet hydrocraquage doux peut être opéré en lit fixe ou en lit bouillonnant et au moyen d'un seul ou de plusieurs réacteurs disposés en série ou en parallèle. De préférence, on utilise des réacteurs à lit fixe disposés en parallèle et fonctionnant éventuellement en alternance (réacteurs "swing"), au moins un réacteur fonctionnant en mode hydrocraquage doux pendant que au moins un autre fonctionne en mode de régénération ou de remplacement du catalyseur. Selon une variante très préférée, on dispose alors en amont des réacteur de M-HCK au moins un réacteur d'HDN/HDS, voire un réacteur d'HDN/HDS en amont de chaque réacteur de M-HCK. Les réacteurs d'HDS/HDN peuvent également être disposés selon l'un des modes décrit par exemple dans la demande de brevet EP 1 343 857.

Les conditions opératoires généralement utilisées dans cette étape sont par exemple indiquées dans les brevets US 5,198,100, US 4,810,361 ou US 5,225,383 pour ce qui concerne les réactions d'hydrotraitement (HDS,HDN,HDM), Pour ce qui concerne la réaction d'hydrocraquage, la température opératoire est généralement comprise entre 320°C et 450°C, de préférence entre 360°C et 440°C. La pression est généralement comprise entre 4 et 25

MPa, de préférence entre 4 et 8 MPa. La vitesse spatiale du liquide (VVH) est généralement comprise entre 0,1 et 6 litres par litre de catalyseur et par heure. Toutes ces réactions (HDN,HDS,HCK) sont opérées en présence d'hydrogène et la quantité d'hydrogène apporté est généralement comprise entre 100 et 2000 Nm³ par m³ de charge. La conversion de la charge de la section d'hydrocraquage est généralement comprise entre 20 % et 40%.

L'effluent de cette étape constitue une première fraction partiellement raffinée aisément transportable et au moins partiellement purifiée par hydrodésulfuration et hydrodéazotation.

10 Étape d'hydroconversion (également appelée étape de conversion) de la fraction comprenant les asphaltènes (étape c) :

Lors de l'étape c) du procédé, on craque de préférence la fraction comprenant les asphaltènes en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrocraquage (hydroconversion), de manière préférée dans un réacteur à lit bouillonnant. Cette étape est réalisée de manière plus préférée en utilisant la technologie T-Star décrite, par exemple, dans l'article "Heavy Oil Hydroprocessing", publiés par l'AIChE, Mar. 19-23, 1995, HOUSTON, Tex., paper number 42 d, ou selon une autre variante préférée en utilisant la technologie H-Oil décrite par exemple, dans l'article publié par NPRA Annual Meeting, Mar. 16-18, 1997, J.J. Colyar and L.I. Wilson, "The H-Oil Process: A Worldwide Leader In Vacuum Residue Hydroprocessing".

L'intérêt de réaliser de préférence une telle hydroconversion dans un réacteur à lit bouillonnant, par rapport à un réacteur à lit fixe, est de pouvoir atteindre des niveaux de conversion beaucoup plus élevés grâce à des températures réactionnelles plus importantes. Toutefois, dans le cas présent on réalise de préférence une hydroconversion modérée afin de limiter la conversion et d'obtenir un effluent raffiné aisément transportable.

Selon un mode préférentiel, l'étape c) est conduite avec ajout de catalyseur frais et retrait de catalyseur usé. La présence d'asphaltènes réduit l'activité du catalyseur dans le lit bouillonnant en termes d'hydrodésulfuration, d'hydrodéazotation, de réduction du Carbone Conradson, d'hydrogénation des aromatiques, de démétallisation et entraîne une augmentation du taux de remplacement de catalyseur frais.

La conversion en produits plus légers de l'huile est définie par la formule suivante:

$$\frac{100 * (500_{+charge} - 500_{+produit})}{500_{+charge}}, \text{ dans laquelle } 500_{+charge} \text{ représente la fraction massique}$$

de l'huile constituée des composants bouillants au-dessus de 500°C et 500_{+produit} est la
5 fraction massique du produit constituée des composants bouillants au-dessus de 500°C.

Les conditions de l'étape c) permettent d'atteindre une conversion d'au moins 20 % en poids.
De préférence, la conversion de l'effluent est d'au moins 25 % en poids. De préférence cette
conversion est comprise entre 25 % et 70%, de manière plus préférée entre 30% et 50%, voire
10 entre 30 et 40%..

Les conditions opératoires doivent être choisies de manière à réaliser ce niveau de
performance. On opère ainsi généralement sous une pression absolue pouvant aller de 5 à 35
MPa, de préférence de 6 à 25 MPa, de manière plus préférée de 8 à 20 MPa. La température à
15 laquelle on opère lors de cette étape peut aller d'environ 350 à environ 550°C, de préférence
d'environ 380 à environ 500°C. Cette température est habituellement ajustée en fonction du
niveau souhaité d'hydroconversion en produits légers.

La vitesse spatiale horaire (VVH) et la pression partielle d'hydrogène sont des facteurs
20 importants que l'on choisit en fonction des caractéristiques du produit à traiter et de la
conversion souhaitée. Le plus souvent la VVH peut se situer dans une gamme allant d'environ
0,1 h⁻¹ (litre de charge par litre de catalyseur et par heure) à environ 10 h⁻¹, de préférence
d'environ 0,2 h⁻¹ à environ 5 h⁻¹.

25 La quantité d'hydrogène mélangé à la charge peut être d'environ 50 à environ 5000 Nm³/m³,
de préférence d'environ 100 à environ 2000 Nm³/m³, de manière plus préférée d'environ 200 à
environ 1000 Nm³/m³, exprimé en normaux mètres cube (Nm³) par mètre cube (m³) de charge
liquide.

30 Le catalyseur de l'étape c) est, de préférence, un catalyseur d'hydroconversion comprenant un
support amorphe et au moins un métal ou composé de métal ayant une fonction hydrogénante.

En général, on utilise un catalyseur dont la répartition poreuse est adaptée au traitement des charges contenant des métaux.

La fonction hydrogénante peut être assurée par au moins un métal du groupe VIII, par exemple du nickel et/ou du cobalt le plus souvent en association avec au moins un métal du groupe VIB, par exemple du molybdène et/ou du tungstène. On peut par exemple utiliser un catalyseur ayant une teneur en nickel de 0,5 à 10 % en poids, de préférence de 1 à 5 % en poids (exprimé en oxyde de nickel NiO) et une teneur en molybdène de 1 à 30 % en poids, de préférence de 5 à 20 % en poids (exprimé en oxyde de molybdène MoO₃). La teneur totale en oxydes de métaux des groupes VI et VIII peut aller d'environ 5 à environ 40 % en poids, de préférence d'environ 7 à 30 % en poids. Dans le cas d'un catalyseur comprenant des métaux du groupe VI et du groupe VIII, le rapport pondéral exprimé en oxyde métallique entre métal (ou métaux) du groupe VI sur métal (ou métaux) du groupe VIII peut aller d'environ 1 à environ 20, de préférence d'environ 2 à environ 10.

Le support du catalyseur de l'étape c) peut être choisi dans le groupe formé par l'alumine, la silice, les silices-alumines, la magnésie, les argiles et les mélanges d'au moins deux de ces minéraux. Ce support peut également renfermer d'autres composés tels que, par exemple, des oxydes choisis dans le groupe formé par l'oxyde de bore, la zircone, l'oxyde de titane, l'anhydride phosphorique. De préférence, le support est à base d'alumine. L'alumine utilisée est habituellement une alumine bêta ou gamma. Ce support, en particulier dans le cas de l'alumine, peut être dopé avec du phosphore et éventuellement du bore et/ou du silicium. Dans ce cas, la concentration en anhydride phosphorique P₂O₅ est généralement inférieure à environ 20 % en poids, de préférence inférieure à environ 10 % en poids et d'au moins 0,001 % en poids. La concentration en trioxyde de bore B₂O₃ est généralement comprise entre 0 et environ 10 % en poids. Ce catalyseur est le plus souvent sous forme d'extrudé. De préférence, le catalyseur de l'étape c) est à base de nickel et de molybdène, dopé avec du phosphore et supporté sur de l'alumine

Le catalyseur usagé est généralement remplacé, en partie, par du catalyseur frais grâce à un soutirage en bas du réacteur et à une alimentation en haut du réacteur en catalyseur frais ou neuf. Le soutirage et l'alimentation en catalyseur peuvent être effectués à intervalles de temps

réguliers, ou de manière quasi continue ou continue. On peut par exemple introduire du catalyseur frais tous les jours. Le taux de remplacement du catalyseur usé par du catalyseur frais peut aller d'environ 0,05 kilogramme à environ 10 kilogrammes par mètre cube de charge. Le soutirage et l'alimentation en catalyseur sont effectués à l'aide de dispositifs
5 permettant un fonctionnement continu de l'étape c) d'hydroconversion.

Le dispositif dans lequel est mise en œuvre l'étape c) comporte généralement une pompe de recirculation permettant le maintien en suspension du catalyseur dans le lit bouillonnant, en réinjectant en continu en bas du réacteur au moins une partie d'un liquide soutiré en tête du
10 réacteur. Il est également 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 c) d'hydroconversion.

15 La figure 1 présente un schéma de principe d'un mode de réalisation du procédé objet de cette note. Selon cette variante préférée, un pétrole brut (1) présentant un degré A.P.I. inférieure à 20 est envoyé vers une colonne de distillation sous vide (2) afin d'obtenir une fraction de tête (3) et un résidu sous vide (4) présentant un point initial d'ébullition supérieur à 550°C. La majeure partie (5) du résidu sous vide (par exemple 80%) est envoyé vers une unité (7) de
20 désasphaltage au solvant (étape a). Le reste (6) du résidu (environ 20%) est mélangé avec la fraction de résidu non-desasphalté obtenu (8). On ajoute également à ce mélange (6+8) ou au résidu non-desasphalté avant mélange avec la fraction (6), un fluxant (9) dans une proportion d'environ 10 à 30% poids par rapport audit résidu.

25 Le mélange (10) ainsi obtenu est ensuite envoyé via la ligne (10) vers l'unité (11) de conversion (étape c) comprenant un ou plusieurs réacteurs selon la technologie H-Oil en lit bouillonnant. Ces réacteurs, alimentés en hydrogène par la ligne (12) sont opérés à faible sévérité, par exemple et de préférence à pression modérée (par exemple entre 8 et 15 MPa). En sortie un effluent hydroconverti est récupéré. Ce résidu pétrolier hydrotraité est facilement
30 transportable vers une raffinerie pour un raffinage complémentaire.

La fraction desasphaltée (DAO, (16)) est envoyée dans une section d'hydrotraitement en lit fixe (17) comprenant au moins 2, de préférence 3 réacteurs, opérés en lit fixe. En tête de chacun de ces réacteurs est disposé un premier lit de catalyseur permettant de réaliser une désulfuration et une déazotation de la charge (16) en présence d'hydrogène alimenté par la
5 ligne (18). Un ou plusieurs autres lits disposés en aval dudit premier lit de catalyseur permet de réaliser un hydrocraquage doux de la charge. A l'issue de ces traitements (étape b), l'huile desasphaltée ainsi purifiée (19) et hydrocraquée constitue une seconde fraction pétrolière aisément transportable vers des raffineries. Il est éventuellement possible de mélanger au moins une partie de cette huile (15) avec l'effluent de la section H-Oil (13). Il est également
10 possible de mélanger l'effluent (19) avec tout ou partie (20) de la fraction de tête (3) issue de la colonne de distillation sous vide (2).

De manière préférée, l'hydrogène (12 et 18) alimentant les réacteurs des différentes sections (11 et 17) est issu d'un réseau d'alimentation commun (ou d'une même section de production
15 d'hydrogène) délivrant un hydrogène à une pression comprise entre 50 et 130 bars.

En résumé:

L'invention concerne un procédé de conversion d'une charge comprenant une étape a de desasphaltage au solvant de la charge, une étape b d'hydrotraitement de la fraction d'huile
20 desasphaltée et une étape c d'hydroconversion de la fraction comprenant l'essentiel des asphaltènes.

De préférence, la charge du procédé selon l'invention est sélectionnée dans le groupe constitué par: les pétroles bruts, les résidus atmosphériques, les résidus sous vide, les distillats
25 atmosphériques ou les distillats sous vide, les hydrogénats de charbon, et les huiles lourdes issues de sables ou de schistes bitumineux.

Selon une variante préférée, un fluxant est ajouté à la fraction comprenant l'essentiel des asphaltènes issue de l'étape a. Selon une autre variante préférée, 60 à 80% de la charge est
30 traitée à l'étape a et le reste de la charge est mélangé avec l'effluent non-desasphalté obtenu à l'issue de l'étape a.

De manière préférée, on ajoute à l'effluent de l'unité de desasphaltage comprenant l'essentiel des asphaltènes un fluxant représentant 10% à 30% poids par rapport au poids dudit effluent. De manière très préférée, ledit fluxant est une coupe gas-oil.

- 5 L'étape d'hydrotraitement (étape b) est de préférence une étape de déazotation (HDN) et de désulfuration (HDS) associée à un hydrocraquage doux. (M-HCK).

Selon une variante préférée, lors de l'étape d'hydroconversion (étape c) on craque la fraction comprenant les asphaltènes en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrocraquage dans
10 un réacteur à lit bouillonnant.

Les conditions opératoires de l'étape b d'hydrotraitement sont de préférence les suivantes: température opératoire comprise entre 320°C et 450°C, pression comprise entre 4 et 25 MPa, vitesse spatiale du liquide généralement comprise entre 0,1 et 6 litres par litre de catalyseur et
15 par heure, quantité d'hydrogène apporté comprise entre 100 et 2000 Nm³ par m³ de charge.

Les conditions opératoires de l'étape c d'hydroconversion sont de préférence les suivantes: pression comprise entre 5 et 35 MPa, température comprise entre 350°C et 550°C, VVH comprise entre 0,1 h⁻¹ et 10 h⁻¹, quantité d'hydrogène mélangé à la charge comprise entre 50 et
20 5000 Nm³/m³.

REVENDICATIONS

- 5 1. Procédé de conversion d'une charge comprenant une étape a de desasphaltage au solvant de la charge, une étape b d'hydrotraitement de la fraction d'huile desasphaltée et une étape c d'hydroconversion de la fraction comprenant l'essentiel des asphaltènes.
- 10 2. Procédé selon la revendication 1, dans lequel la charge est sélectionnée dans le groupe constitué par: les pétroles bruts, les résidus atmosphériques, les résidus sous vide, les distillats atmosphériques ou les distillats sous vide, les hydrogénats de charbon, et les huiles lourdes issues de sables ou de schistes bitumineux.
- 15 3. Procédé selon l'une des revendications 1 ou 2, dans lequel un fluxant est ajouté à la fraction comprenant l'essentiel des asphaltènes issue de l'étape a.
- 20 4. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel 60 à 80% de la charge est traitée à l'étape a et le reste de la charge est mélangé avec l'effluent non-desasphalté obtenu à l'issue de l'étape a.
5. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel on ajoute à l'effluent de l'unité de desasphaltage comprenant l'essentiel des asphaltènes un fluxant représentant 10% à 30% poids par rapport au poids dudit effluent.
- 25 6. Procédé selon la revendication 5, dans lequel ledit fluxant utilisé est une coupe gas-oil.
7. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel l'étape d'hydrotraitement (étape b) est une étape de déazotation (HDN) et de désulfuration (HDS) associée à un hydrocraquage doux. (M-HCK).

8. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel lors de l'étape de conversion (étape c) on craque la fraction comprenant les asphaltènes en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrocraquage dans un réacteur à lit bouillonnant.

- 5 9. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel les conditions opératoires de l'étape b d'hydrotraitement sont les suivantes: température opératoire comprise entre 320°C et 450°C, pression comprise entre 4 et 25 MPA, vitesse spatiale du liquide généralement comprise entre 0,1 et 6 litres par litre de catalyseur et par heure, quantité d'hydrogène apporté comprise entre 100 et 2000 Nm³ par m³ de charge.

10

10. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel les conditions opératoires de l'étape c d'hydroconversion sont les suivantes: pression comprise entre 5 et 35 MPa, température comprise entre 350°C et 550°C, VVH comprise entre 0,1 h⁻¹ et 10 h⁻¹, quantité d'hydrogène mélangé à la charge comprise entre 50 et 5000 Nm³/m³.

15

20

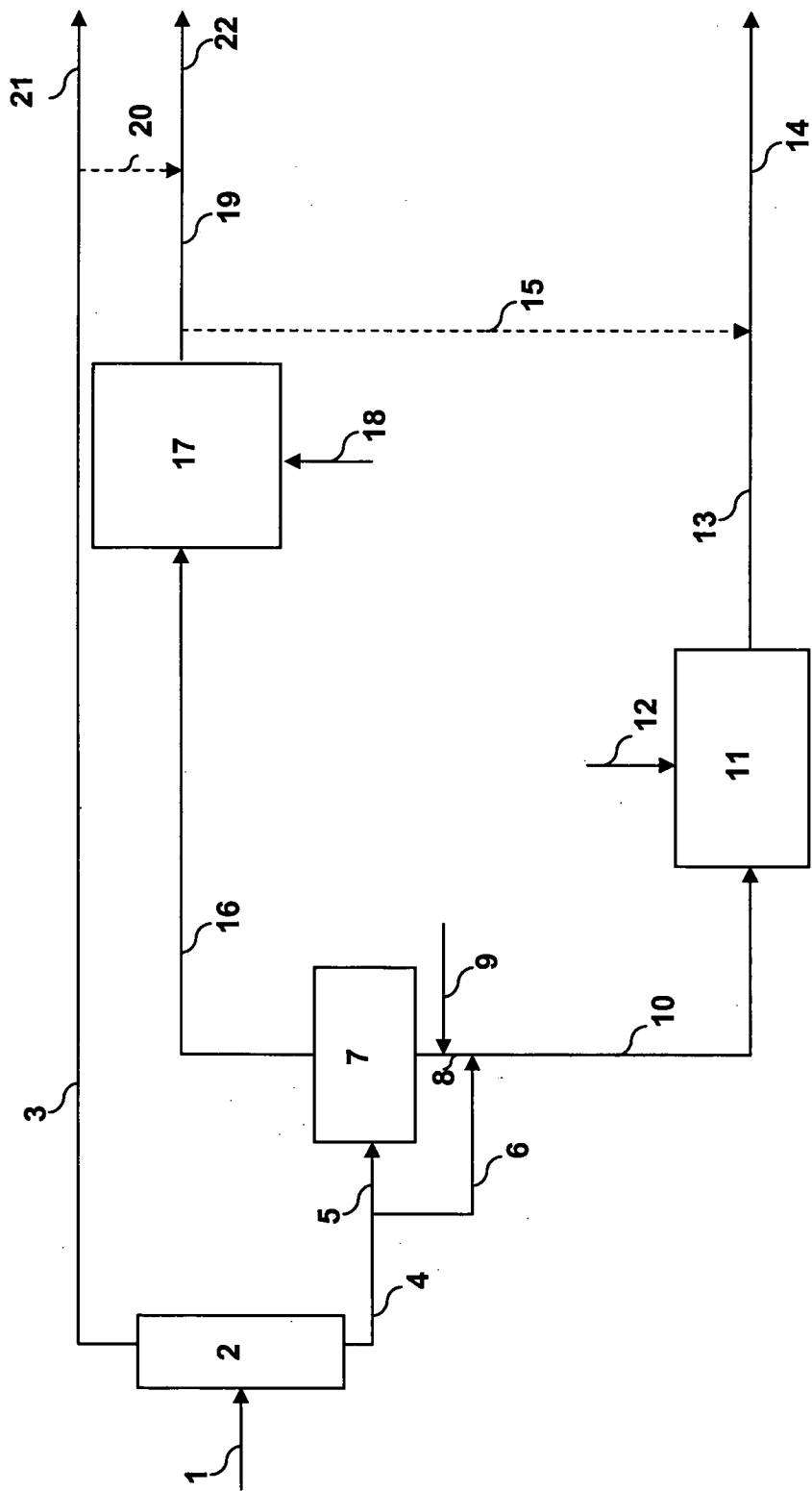


Figure 1