



(86) Date de dépôt PCT/PCT Filing Date: 2013/11/19
(87) Date publication PCT/PCT Publication Date: 2014/06/26
(45) Date de délivrance/Issue Date: 2020/12/29
(85) Entrée phase nationale/National Entry: 2015/05/11
(86) N° demande PCT/PCT Application No.: FR 2013/052794
(87) N° publication PCT/PCT Publication No.: 2014/096591
(30) Priorité/Priority: 2012/12/18 (FR12/03466)

(51) Cl.Int./Int.Cl. *C10G 21/00* (2006.01),
C10G 21/06 (2006.01), *C10G 21/14* (2006.01),
C10G 67/04 (2006.01)

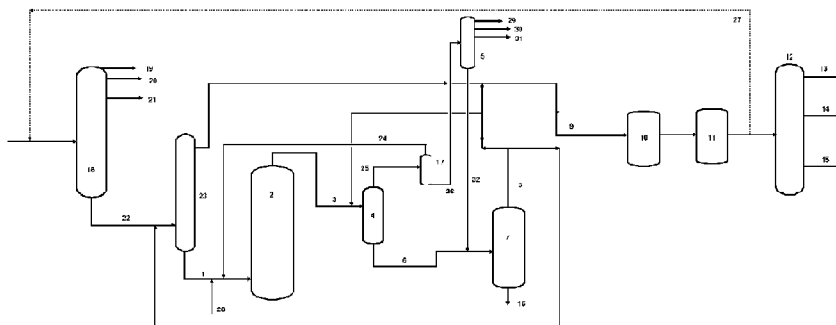
(72) Inventeurs/Inventors:
MAJCHER, JEROME, FR;
MERDRIGNAC, ISABELLE, FR;
FEUGNET, FREDERIC, FR;
VERSTRAETE, JAN, FR;
LE COZ, JEAN-FRANCOIS, FR

(73) Propriétaire/Owner:
IFP ENERGIES NOUVELLES, FR

(74) Agent: ROBIC

(54) Titre : PROCEDE DE CONVERSION D'UNE CHARGE HYDROCARBONNEE LOURDE INTEGRANT UN
DESASPHALTAGE SELECTIF AVEC RECYCLE DE L'HUILE DESASPHALTEE

(54) Title: METHOD FOR CONVERTING A HEAVY HYDROCARBON FEEDSTOCK INCORPORATING SELECTIVE
DEASPHALTING WITH RECYCLING OF THE DEASPHALTED OIL



(57) Abrégé/Abstract:

L'invention concerne un procédé de conversion d'une charge lourde d'hydrocarbures ayant une température initiale d'ébullition d'au moins 300 °C comprenant les étapes suivantes : a) une étape d'hydroconversion d'au moins une partie de ladite charge en présence d'hydrogène dans des conditions permettant d'obtenir une charge liquide à teneur réduite en carbone Conradson, en métaux, en soufre et en azote, b) une étape de séparation de l'effluent issu de l'étape a) pour obtenir une fraction liquide légère bouillant à une température inférieure à 300 °C et une fraction liquide lourde bouillant à une température supérieure à 300 °C, c) une étape de désasphaltage sélectif d'au moins une partie de la fraction liquide lourde, d) une étape de recyclage d'au moins une partie de la coupe huile desasphaltée DAO issue de l'étape c) en amont de l'étape a) d'hydroconversion et/ou à l'entrée de l'étape b) de séparation.

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

(19) Organisation Mondiale de la
Propriété Intellectuelle
Bureau international(43) Date de la publication internationale
26 juin 2014 (26.06.2014)

WIPO | PCT

(10) Numéro de publication internationale
WO 2014/096591 A1(51) Classification internationale des brevets :
C10G 21/00 (2006.01) C10G 21/14 (2006.01)
C10G 21/06 (2006.01) C10G 67/04 (2006.01)(21) Numéro de la demande internationale :
PCT/FR2013/052794(22) Date de dépôt international :
19 novembre 2013 (19.11.2013)

(25) Langue de dépôt : français

(26) Langue de publication : français

(30) Données relatives à la priorité :
12/03466 18 décembre 2012 (18.12.2012) FR(71) Déposant : IFP ENERGIES NOUVELLES [FR/FR]; 1
& 4 avenue du Bois-Préau, F-92852 Rueil-Malmaison
(FR).(72) Inventeurs : MAJCHER, Jérôme; 0140 Rue Villon, F-
69008 Lyon (FR). MERDRIGNAC, Isabelle; 0084 Lot
Les Ecoarees, F-69970 Chaponnay (FR). FEUGNET, Fre-
deric; 0017 Rue Pernon, F-69004 Lyon (FR). VERS-
TRAETE, Jan; 0001 B Rue Saint Nestor, F-69008 Lyon
(FR). LE COZ, Jean-François; 2 quater rue Bonnemin, F-
78100 Saint Germain En Laye (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, BN, 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, IR, IS, JP, KE, KG, 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, PA, PE, PG, PH, PL, PT, QA, RO, RS, RU, RW, SA,
SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, 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, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SD, SL, SZ, TZ,
UG, ZM, ZW), eurasien (AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ,
TM), européen (AL, 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, RS, SE, SI, SK, SM,
TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW,
KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Publiée :

— avec rapport de recherche internationale (Art. 21(3))

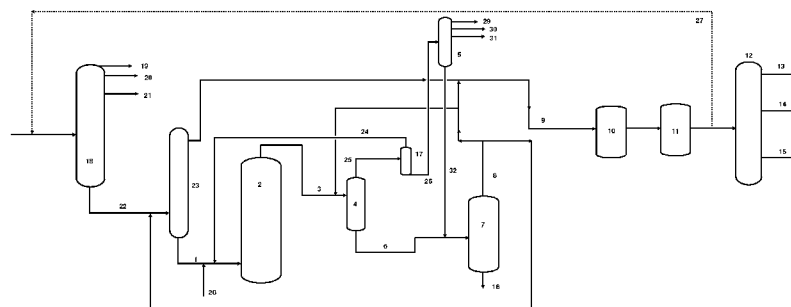
(54) Title : METHOD FOR CONVERTING A HEAVY HYDROCARBON FEEDSTOCK INCORPORATING SELECTIVE
DEASPHALTING WITH RECYCLING OF THE DEASPHALTED OIL(54) Titre : PROCEDE DE CONVERSION D'UNE CHARGE HYDROCARBONNEE LOURDE INTEGRANT UN DESASPHAL-
TAGE SELECTIF AVEC RECYCLE DE L'HUILE DESASPHALTEE

Figure 1

(57) Abstract : The invention concerns a method for converting a heavy hydrocarbon feedstock having an initial boiling temperature of at least 300 °C comprising the following steps: a) a step of hydroconversion of at least a portion of said feedstock in the presence of hydrogen in conditions making it possible to obtain a liquid feedstock having a reduced Conradson carbon, metal, sulphur and nitrogen content, b) a step of separating the effluent from step a) in order to obtain a light liquid fraction boiling at a temperature lower than 300 °C and a heavy liquid fraction boiling at a temperature higher than 300 °C, c) a step of selective deasphalting of at least one portion of the heavy liquid fraction, d) a step of recycling at least a portion of the deasphalted oil DAO cut from step c) upstream from hydroconversion step a) and/or at the start of separation step b).

(57) Abrégé :

[Suite sur la page suivante]

WO 2014/096591 A1

L'invention concerne un procédé de conversion d'une charge lourde d'hydrocarbures ayant une température initiale d'ébullition d'au moins 300 °C comprenant les étapes suivantes : a) une étape d'hydroconversion d'au moins une partie de ladite charge en présence d'hydrogène dans des conditions permettant d'obtenir une charge liquide à teneur réduite en carbone Conradson, en métaux, en soufre et en azote, b) une étape de séparation de l'effluent issu de l'étape a) pour obtenir une fraction liquide légère bouillant à une température inférieure à 300 °C et une fraction liquide lourde bouillant à une température supérieure à 300 °C, c) une étape de désasphaltage sélectif d'au moins une partie de la fraction liquide lourde, d) une étape de recyclage d'au moins une partie de la coupe huile désasphaltée DAO issue de l'étape c) en amont de l'étape a) d'hydroconversion et/ou à l'entrée de l'étape b) de séparation.

PROCEDE DE CONVERSION D'UNE CHARGE HYDROCARBONEE LOURDE INTEGRANT UN DESASPHALTAGE SELECTIF AVEC RECYCLE DE L'HUILE DESASPHALTEE

Domaine de l'invention

La présente invention concerne un nouveau procédé de conversion d'une charge lourde d'hydrocarbures, notamment issue de la distillation atmosphérique ou de la distillation sous-vide de pétrole brut.

Il est connu que les performances des procédés de valorisation et de conversion se heurtent généralement à des limitations qui sont principalement liées à la présence de structures moléculaires dites réfractaires. En effet, ces structures moléculaires (hétéro-éléments, molécules polyaromatiques et molécules polaires présentes dans les résines et les asphaltènes) sont responsables de la formation de sédiments provoquant un bouchage des équipements en aval des unités d'hydroconversion de charges lourdes et par voie de conséquence des arrêts fréquents lors du fonctionnement de ces équipements. Aussi, afin de réduire la fréquence des arrêts de fonctionnement, les unités d'hydroconversion de charges lourdes sont souvent mises en œuvre dans des conditions opératoires plus douces, limitant par conséquent le taux de conversion.

Un des objectifs de la présente invention est donc d'augmenter le niveau de conversion de la charge valorisable.

Un autre objectif de l'invention est de minimiser la formation de tels sédiments dans les équipements en aval des unités d'hydroconversion.

Une des solutions connues dans l'état de l'art consiste à réaliser un enchaînement avec une unité de désasphaltage (appelé dans la suite du texte SDA classique ou conventionnel) et d'une unité d'hydroconversion.

Le principe du désasphaltage repose sur une séparation par précipitation d'un résidu pétrolier en deux phases: i) une phase dite "huile désasphaltée", encore appelée "matrice huile" ou "phase huile" ou DAO (De-Asphalted Oil selon la terminologie anglo-saxonne); et ii) une phase dite "asphalte" ou parfois "pitch" (selon la terminologie anglo-saxonne) contenant entre autres les structures moléculaires réfractaires. L'asphalte, de par sa qualité médiocre est un produit pénalisant pour les schémas de raffinage, qu'il convient de minimiser.

Les demandes de brevet US 2012/0061292 A1 et US 2012/0061293 A1 décrivent un enchaînement de procédés lit bouillonnant et de désasphaltage classique avec le recyclage de l'huile désasphaltée DAO en amont du lit bouillonnant.

Ces demandes de brevet décrivent un désasphaltage classique qui, de par son principe, souffre de limitations en particulier d'une limitation du rendement en huile désasphaltée DAO qui augmente avec le poids moléculaire du solvant (jusqu'au solvant C6/C7) puis plafonne à un seuil propre à chaque charge et chaque solvant. Par ailleurs, ce désasphaltage classique souffre d'une sélectivité très faible, entraînant l'extraction, vers la fraction asphalte, de structures moléculaires encore valorisables.

La demanderesse dans ses recherches a mis au point un nouveau procédé de conversion d'une charge lourde d'hydrocarbures permettant de pallier les inconvénients précités, par l'intégration d'une étape de désasphaltage sélectif, dite SDA sélectif. Il a été constaté que la mise en œuvre du désasphaltage sélectif selon l'invention permettait de retirer sélectivement la fraction asphalte dite ultime, c'est à dire contenant spécifiquement les structures réfractaires, de la charge et d'obtenir un rendement en huile désasphaltée DAO pouvant aller au-delà du seuil de dépendance au solvant précité. De plus, il a été constaté que l'huile désasphaltée DAO obtenue à l'issue du désasphaltage sélectif selon l'invention, présentait un caractère aromatique (c'est-à-dire comprenant des structures aromatiques) plus prononcé que dans le cas d'un désasphaltage classique et que son recyclage en amont de l'étape d'hydroconversion permettait une meilleure stabilisation du milieu traité en lit

bouillonnant par la solubilisation et/ou la peptisation et/ou la dispersion des structures moléculaires propices à la formation des sédiments.

Objet de l'invention

La présente invention concerne un procédé conversion d'une charge lourde d'hydrocarbures ayant une température initiale d'ébullition d'au moins 300 °C comprenant les étapes suivantes :

- a) une étape d'hydroconversion d'au moins une partie de ladite charge en présence d'hydrogène dans au moins un réacteur triphasique, ledit réacteur contenant au moins un catalyseur d'hydroconversion et fonctionnant en lit bouillonnant, à courant ascendant de liquide et de gaz et comportant au moins un moyen de soutirage dudit catalyseur hors dudit réacteur et au moins un moyen d'appoint de catalyseur frais dans ledit réacteur, dans des conditions permettant d'obtenir une charge liquide à teneur réduite en carbone Conradson, en métaux, en soufre et en azote,
- b) une étape de séparation de l'effluent issu de l'étape a) pour obtenir une fraction liquide légère bouillant à une température inférieure à 300 °C et une fraction liquide lourde bouillant à une température supérieure à 300 °C,
- c) une étape de désasphaltage sélectif d'au moins une partie de la fraction liquide lourde bouillant à une température supérieure à 300 °C issue de l'étape b), par extraction liquide/liquide en une étape dans un milieu d'extraction, ladite extraction étant réalisée au moyen d'un mélange d'au moins un solvant polaire et d'au moins un solvant apolaire, de manière à obtenir une phase asphalte et une coupe huile désasphaltée DAO, les proportions du ou des dit(s) solvant polaire et du ou des dit(s) solvant apolaire du mélange de solvants étant ajustées selon les propriétés de la charge et le rendement en asphalte souhaité, ladite étape de désasphaltage étant mise en œuvre dans les conditions subcritiques pour ledit mélange de solvants,

d) une étape de recyclage d'au moins une partie de ladite coupe huile desasphaltée DAO issue de l'étape c) en amont de l'étape a) d'hydroconversion et/ou à l'entrée de l'étape b) de séparation.

Dans une variante du procédé, l'étape c) est mise en œuvre sur au moins une partie de la fraction lourde préalablement soumise à une étape de strippage à la vapeur et/ou à l'hydrogène.

Avantageusement selon l'invention, l'étape a) d'hydroconversion opère sous une pression absolue comprise entre 2 et 35 MPa, à une température comprise entre 300 et 550 °C, à une vitesse spatiale horaire (VVH) comprise entre 0,1 h⁻¹ et 10 h⁻¹ et sous une quantité d'hydrogène mélangée à la charge comprise entre 50 et 5000 normaux mètres cube (Nm³) par mètre cube (m³) de charge liquide.

Avantageusement selon l'invention, le catalyseur d'hydroconversion de l'étape a) est un catalyseur comprenant un support alumine et au moins un métal du groupe VIII choisi parmi le nickel et le cobalt, ledit élément du groupe VIII étant utilisé en association avec au moins un métal du groupe VIB choisi parmi le molybdène et le tungstène.

Avantageusement selon l'invention, le solvant polaire utilisé à l'étape c) de désasphaltage est choisi parmi les solvants aromatiques purs ou naphthénaromatiques, 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.

Avantageusement selon l'invention, le solvant apolaire utilisé à l'étape c) de désasphaltage comprend un solvant composé d'hydrocarbure saturé comprenant un nombre de carbone supérieur ou égal à 2, de préférence compris entre 2 et 9.

Avantageusement selon l'invention, l'étape c) est mise en œuvre avec un rapport de volume du mélange de solvants polaire et apolaire sur la masse de la charge compris entre 1/1 et 10/1 exprimé en litres par kilogrammes.

Avantageusement selon l'invention, la partie de la coupe huile désasphaltée DAO non recyclée en amont de l'étape a) d'hydroconversion et/ou à l'entrée de l'étape b) de séparation est envoyée, de préférence en mélange avec au moins une partie de la fraction liquide légère issue de l'étape b) dans des unités de post-traitement.

Avantageusement selon l'invention, la charge est du pétrole brut ou une charge issue de la distillation atmosphérique ou de la distillation sous-vide de pétrole brut, ou une fraction résiduelle issue de la liquéfaction directe de charbon ou encore un distillat sous-vide ou encore une fraction résiduelle issue de la liquéfaction directe de la biomasse ligno-cellulosique seule ou en mélange avec du charbon et/ou une fraction pétrolière résiduelle

Description des figures

La figure 1 illustre la mise en œuvre du procédé selon un premier mode de réalisation.

La figure 2 illustre la mise en œuvre du procédé selon un deuxième mode de réalisation.

Description détaillée de l'invention

La charge

La charge lourde d'hydrocarbures selon le procédé de l'invention est avantageusement une charge lourde issue de la distillation atmosphérique ou de la distillation sous-vide de pétrole brut, présentant typiquement des températures d'ébullition d'au moins 300 °C, de préférence supérieur à 450 °C, et contenant des

impuretés, notamment du soufre, de l'azote et des métaux. La charge peut être du pétrole brut.

La charge selon le procédé de l'invention peut être d'origine pétrolière de type résidu atmosphérique ou résidu sous-vide issu de brut dit conventionnel (degré API >20°), lourd (degré API compris entre 10 et 20°) ou extra lourd (degré API <10°).

La charge peut provenir d'origine géographique et géochimique (type I, II, IIS ou III) différentes, de degré de maturité et de biodégradation également différents.

Ladite charge peut également être une fraction résiduelle issue de la liquéfaction directe de charbon (résidu atmosphérique ou résidu sous-vide issu par exemple du procédé H-CoalTM) ou encore un distillat sous-vide H-CoalTM ou encore une fraction résiduelle issue de la liquéfaction directe de la biomasse ligno-cellulosique seule ou en mélange avec du charbon et/ou une fraction pétrolière résiduelle. Ce type de charge est généralement riche en impuretés avec des taux en métaux supérieurs à 20 ppm, de préférence supérieurs à 100 ppm. La teneur en soufre est supérieure à 0,5%, préférentiellement supérieure à 1%, et de préférence supérieure à 2% poids. Le taux d'asphaltènes C7 est avantageusement supérieur à 1%, de préférence le taux d'asphaltènes C7 est compris entre 1 et 40% et de manière plus préférée entre 2 et 30%. Les asphaltènes C7 sont des composés connus pour inhiber la conversion de coupes résiduelles, à la fois par leur aptitude à former des résidus hydrocarbonés lourds, communément appelés coke, et par leur tendance à produire des sédiments qui limitent fortement l'opérabilité des unités d'hydrotraitement et d'hydroconversion. La teneur en carbone Conradson est supérieure à 5%, voire 35% poids. La teneur en carbone Conradson est définie par la norme ASTM D 482 et représente pour l'homme du métier une évaluation bien connue de la quantité de résidus de carbone produit après une combustion sous des conditions standards de température et de pression.

Étape a) d'hydroconversion de la charge

Conformément à l'étape a) du procédé selon l'invention, la charge subit une étape a) d'hydroconversion en présence d'hydrogène dans au moins un réacteur triphasique, ledit réacteur contenant au moins un catalyseur d'hydroconversion et fonctionnant en lit bouillonnant, à courant ascendant de liquide et de gaz et comportant au moins un moyen de soutirage dudit catalyseur hors dudit réacteur et au moins un moyen d'appoint de catalyseur frais dans ledit réacteur, dans des conditions permettant d'obtenir une charge liquide à teneur réduite en carbone Conradson, en métaux, en soufre et en azote.

Conformément au procédé selon l'invention, au moins une partie de la coupe huile desasphaltée DAO issue de l'étape c) est recyclée en amont de l'étape a) d'hydroconversion, en mélange avec ladite charge.

Dans le cas où la charge traitée dans le procédé selon l'invention est un pétrole brut, la charge pétrole brut est directement envoyée dans ladite étape a) d'hydroconversion, de préférence après un simple étêtage de sa fraction la plus légère, dont le point final est généralement compris entre 50 et 250 °C, et de façon préférée entre 100 et 200 °C.

Dans le cas où la charge traitée dans le procédé selon l'invention est la fraction issue de la distillation atmosphérique d'un pétrole brut, soit une fraction appelée résidu atmosphérique (RA), ledit procédé comporte avantageusement une étape de distillation atmosphérique préalable à l'étape a) d'hydroconversion.

Dans le cas où la charge traitée dans le procédé selon l'invention est la fraction issue de la distillation atmosphérique et sous vide d'un pétrole brut, soit une fraction appelée résidu sous vide (RSV), ledit procédé comporte avantageusement une étape de distillation atmosphérique suivie d'une étape de distillation sous vide préalables à l'étape a) d'hydroconversion.

L'étape a) d'hydroconversion de la charge selon l'invention est généralement effectuée dans des conditions classiques d'hydroconversion en lit bouillonnant d'une fraction hydrocarbonée liquide. On opère habituellement sous une pression absolue comprise entre 2 et 35 MPa, de préférence entre 5 et 25 MPa et de manière préférée, entre 6 et 20 MPa, à une température comprise entre 300 et 550°C et de préférence comprise entre 350 et 500°C. La vitesse spatiale horaire (VVH) et la pression partielle d'hydrogène sont des facteurs importants que l'on choisit en fonction des caractéristiques du produit à traiter et de la conversion souhaitée. De préférence, la VVH est comprise entre 0,1 h⁻¹ et 10 h⁻¹ et de manière préférée entre 0,15 h⁻¹ et 5 h⁻¹. La quantité d'hydrogène mélangée à la charge est de préférence comprise entre 50 et 5000 normaux mètres cube (Nm³) par mètre cube (m³) de charge liquide et de manière préférée, entre 100 et 2000 Nm³/m³ et de manière très préférée entre 200 et 1000 Nm³/m³.

Le catalyseur d'hydroconversion utilisé dans l'étape a) du procédé selon l'invention est avantageusement un catalyseur granulaire 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 (MoO₃), 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 réjuvénation dans laquelle on élimine la majeure partie des métaux déposés, avant d'envoyer le catalyseur usé et réjuvéné 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.

L'étape a) du procédé selon l'invention est avantageusement mise en œuvre dans les conditions du procédé H-Oil™ tel que décrit par exemple dans les brevets US-A-4,521,295 ou US-A-4,495,060 ou US-A-4,457,831 ou US-A-4,354,852 ou dans l'article Aiche, March 19-23, 1995, HOUSTON, Texas, paper number 46d, Second generation ebullated bed technology.

Le catalyseur d'hydroconversion utilisé dans l'étape a) 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.

L'étape a) 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.

Étape b) de séparation de l'effluent issu de l'étape a)

L'effluent issu de l'étape a) d'hydroconversion subit ensuite conformément à l'étape b) du procédé selon l'invention, une étape de séparation pour obtenir une fraction liquide légère bouillant à une température inférieure à 300°C, de préférence inférieure à 350°C et de manière préférée, inférieure à 375°C et une fraction liquide lourde bouillant à une température supérieure à 300°C, de préférence supérieure à 350°C et de manière préférée, supérieure à 375°C. Cette séparation comprend tout moyen de séparation connu par l'homme du métier, à l'exclusion des distillations atmosphérique et sous vide. De préférence, cette séparation est réalisée par un ou plusieurs ballons de flash en série, et de manière préférée par un enchaînement de deux ballons de flash successifs.

Dans l'étape b) de séparation, les conditions sont choisies de manière à ce que le point de coupe soit de 300°C, de préférence 350°C et de manière préférée 375°C, de manière à obtenir deux fractions liquides, une fraction dite légère, et une fraction dite lourde.

La fraction légère directement obtenue en sortie de l'étape b) de séparation est ensuite avantageusement séparée des gaz légers (H_2 et C_1-C_4), pour obtenir la fraction liquide légère bouillant à une température inférieure à $300^\circ C$, par tout moyen de séparation connu de l'homme du métier tel que par exemple par passage dans un ballon de flash, de manière à récupérer l'hydrogène gazeux qui est avantageusement recyclé dans l'étape a) d'hydroconversion. Ladite fraction liquide légère, avantageusement séparée desdits gaz légers et bouillant à une température inférieure à $300^\circ C$, de préférence inférieure à $350^\circ C$ et de manière préférée, inférieure à $375^\circ C$ contient les gaz légers dissouts (C_5+), une fraction bouillant à une température inférieure à $150^\circ C$ correspondant aux naphtas, une fraction bouillant entre 150 et $250^\circ C$ correspondant à la fraction kérosène et au moins une partie de la fraction gazole bouillant entre 250 et $375^\circ C$. Ladite fraction liquide légère est avantageusement envoyée dans une étape de séparation, de préférence dans une colonne de distillation pour en séparer lesdites fractions naphta, kérosène et gazole.

La fraction liquide lourde bouillant à une température supérieure à $300^\circ C$, de préférence supérieure à $350^\circ C$ et de manière préférée, supérieure à $375^\circ C$ contient au moins une partie de la fraction gazole bouillant entre 250 et $375^\circ C$, une fraction bouillant entre 375 et $540^\circ C$ appelé distillat sous vide et une fraction bouillant à une température supérieure à $540^\circ C$, appelée résidu sous vide non converti. La fraction liquide lourde comprend donc au moins une partie des distillats moyens et de préférence au moins une partie de la fraction gazole bouillant à une température comprise entre 250 et $375^\circ C$.

Dans une variante du procédé selon l'invention, la fraction liquide lourde est avantageuse soumise à une étape de strippage à la vapeur et/ou à l'hydrogène avant d'être envoyée à l'étape c) de désasphaltage selon l'invention. Cette étape permet d'éliminer au moins en partie la fraction distillat sous-vide (9) ou (VGO selon la terminologie anglo-saxonne) contenue dans la fraction liquide lourde.

Étape c) de désasphaltage sélectif de la fraction liquide lourde issue de l'étape b)

Conformément au procédé selon l'invention, au moins une partie de la fraction liquide lourde bouillant à une température supérieure à 300 °C, de préférence supérieure à 350 °C et de manière préférée, supérieure à 375 °C issue de l'étape b) est soumise à une étape c) de désasphaltage sélectif réalisé en une étape. Dans une variante, ladite étape c) est mise en œuvre sur au moins une partie de la fraction lourde préalablement soumise à une étape de strippage à la vapeur et/ou à l'hydrogène.

Ladite étape c) de désasphaltage sélectif comprend la mise en contact de ladite fraction liquide lourde avec un mélange d'au moins un solvant polaire et d'au moins un solvant apolaire dans un milieu d'extraction. Les proportions de solvant polaire et apolaire sont ajustées selon les propriétés de la charge et le degré d'extraction d'asphalte souhaité.

Dans la suite du texte et dans ce qui précède, l'expression "mélange de solvant 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.

L'étape c) de désasphaltage sélectif permet d'aller plus loin dans le maintien de la solubilisation dans la matrice huile DAO de tout ou partie des structures moléculaires dites réfractaires. Elle permet d'aller plus loin dans le maintien de la solubilisation dans la matrice huile DAO de tout ou partie des structures polaires des résines lourdes et des asphaltènes qui sont les principaux constituants de la phase asphalte. L'étape c) de désasphaltage sélectif permet ainsi de choisir quel type de structures polaires restent solubilisées dans la matrice huile DAO. Par conséquent, l'étape c) de désasphaltage sélectif permet de n'extraire sélectivement de la fraction liquide lourde qu'une partie de cet asphalte, c'est à dire les structures les plus polaires et les plus réfractaires dans les procédés de raffinage.

L'asphalte extrait selon le procédé de l'invention correspondant à l'asphalte ultime composé essentiellement de structures moléculaires polyaromatiques et/ou hétéroatomiques réfractaires. Le rendement en asphalte est corrélée au rendement en huile DAO par la relation suivante:

Rendement en asphalte = $100 - [\text{rendement en huile DAO}]$

L'étape c) de désasphaltage sélectif peut-être réalisée dans une colonne d'extraction, de préférence dans un mélangeur-décanteur. Cette étape est réalisée par extraction liquide/liquide en une étape.

L'extraction liquide/liquide de l'étape c) est mise en œuvre en conditions subcritiques pour le mélange de solvants, c'est-à-dire à une température inférieure à la température critique du mélange de solvants. La température d'extraction est 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 la pression est avantageusement comprise entre 0,1 et 6 MPa, de préférence entre 2 et 6 MPa.

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

Le mélange de solvants selon l'invention utilisé à l'étape c) est un mélange d'au moins un solvant polaire et d'au moins un solvant apolaire.

Le solvant polaire utilisé peut être choisi parmi les solvants aromatiques purs ou naphthéno-aromatiques, 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 le formamide (DMF), le tetrahydrofurane (THF). Le solvant polaire utilisé dans le procédé selon l'invention peut être également 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)). 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 autre hydrocarbure aromatique.

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

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

Combinée aux conditions de température et de pression de l'extraction selon l'invention, la variation de la proportion entre le solvant polaire et apolaire constitue une véritable clef de réglage de l'étape c) de désasphaltage sélectif selon l'invention. Par exemple, pour une fraction liquide lourde donnée, plus la proportion et/ou la polarité intrinsèque du solvant polaire dans le mélange de solvant est importante, plus le rendement en huile désasphaltée est important, une partie des structures polaires de la fraction liquide lourde restant solubilisées et/ou dispersées dans la phase huile désasphaltée DAO. La diminution de la proportion de solvant polaire dans le mélange a pour effet l'augmentation de la quantité de phase asphalténique

recueillie. Ainsi, l'étape c) de désasphaltage sélectif selon l'invention permet d'extraire sélectivement et ce, quelle que soit la charge, une fraction d'asphalte dite ultime, enrichie en impuretés et en composés réfractaires, tout en laissant solubilisée dans la matrice huile au moins une partie des structures polaires des résines lourdes et des asphaltènes les moins polaires non réfractaires. Ceci permet, par ailleurs, d'augmenter le caractère aromatique de la phase huile désasphaltée DAO dont le recyclage en amont de l'étape d'hydroconversion permet une meilleure stabilisation du milieu traité en lit bouillonnant par un effet solubilisant et/ou peptisant et/ou dispersant des structures moléculaires propices à la formation des sédiments. De ce fait, il est possible d'imposer des conditions opératoires plus sévères dans l'étape d'hydroconversion, et d'atteindre ainsi des niveaux de conversions de la fraction résiduelle supérieurs.

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%.

La proportion de solvant polaire dans le mélange de solvant polaire et apolaire est fonction de la nature de la fraction liquide lourde, les structures moléculaires composant une la fraction liquide lourde variant d'une fraction liquide lourde à une autre. Toutes les fractions liquides lourdes ne présentent pas un caractère réfractaire identique. Le taux d'asphalte à extraire n'est pas forcément le même en fonction de la nature de la fraction liquide lourde.

La nature de la fraction liquide lourde, dépend également de l'origine pétrolière issue du charbon ou de type biomasse de la charge selon l'invention.

L'étape c) de désasphaltage sélectif présente l'avantage de permettre une amélioration considérable du rendement en huile désasphaltée DAO sur toute une gamme jusque là inexplorée par le désasphaltage classique. Pour une fraction

liquide lourde donnée dont le rendement en huile DAO obtenu est plafonné à 75% (extraction au normal heptane), le désasphaltage sélectif permet de couvrir par ajustement de la proportion solvant polaire et de solvant apolaire la gamme 75-99,9% de rendement en huile désasphaltée DAO.

Le rendement en huile désasphaltée DAO à l'issue de l'étape c), quelle que soit la fraction liquide lourde est avantageusement comprise 50 et 99,9%, de préférence entre 75 et 99,9%, de manière plus préférée entre 80 et 99,9%.

Un autre avantage selon l'invention est de permettre, grâce au désasphaltage sélectif selon l'étape c), la réduction de la fraction asphalte dont le rendement peut être largement plus bas par rapport à la mise en oeuvre d'un désasphaltage classique, pour une charge donnée. Par exemple pour une charge de type résidu sous vide Arabian Heavy, le rendement asphalte obtenu avec un solvant paraffinique seul (pentane), peut s'élever à 30% voire plus. Grâce au désasphaltage sélectif, ce rendement est réduit à la fourchette 0,1 à 30% en fonction du rapport solvant apolaire / polaire. Il est d'autant plus réduit que la proportion en solvant polaire dans le mélange est élevée.

En conséquence, le domaine d'extraction de l'asphalte avec un rendement dans la gamme 0,1-50% et plus particulièrement 0,1-30%, de préférence 0,1-15% est désormais couvert. Il est fonction de la sélectivité désirée pour une charge donnée ainsi que de la nature de la charge. Ceci est un point d'intérêt sachant que le coût très faible de la valorisation de l'asphalte (fraction pénalisante) constitue toujours une véritable limitation pour les schémas incluant ce type de procédé.

Le caractère plus aromatique de l'huile désasphaltée DAO issue de l'étape c), permet de l'utiliser pour ses propriétés de stabilisation des asphaltènes C7 contenues dans la charge, dans les zones à risque de sédimentation telle que le lit bouillonnant, la zone de séparation entre lit bouillonnant et l'étape de désasphaltage sélectif. L'huile désasphaltée DAO peut être recyclée en entrée du premier réacteur

de l'unité à lit bouillonnant, mais également directement à l'entrée d'un des autres réacteurs avec des conditions opératoires dissociées entre les différents réacteurs.

Le rendement en asphalte obtenu est avantageusement inférieur à 18%, de préférence inférieur à 10% et de manière préférée inférieur à 5% poids.

Étape d) de recyclage de la coupe huile desasphaltée DAO

Conformément au procédé selon l'invention, au moins une partie de ladite coupe huile desasphaltée DAO issue de l'étape c) est recyclée en amont de l'étape a) d'hydroconversion et/ou à l'entrée de l'étape b) de séparation.

La partie de la coupe huile desasphaltée DAO non recyclée en amont de l'étape a) d'hydroconversion et/ou à l'entrée de l'étape b) de séparation peut avantageusement être envoyée, éventuellement en mélange avec au moins une partie et de préférence la totalité de la fraction liquide légère issue de l'étape b) dans des unités de post-traitement telles que par exemple une unité d'hydrotraitement et/ou d'hydrocraquage, ou de craquage catalytique.

Description des figures

Les modes de réalisations suivants sont décrits en faisant référence aux figures correspondantes.

Selon un premier mode de réalisation du procédé selon l'invention représenté sur la figure 1, la charge issue d'une colonne de distillation sous-vide (23) et ayant une température initiale d'ébullition d'au moins 300°C est envoyée par la conduite (1) dans une unité d'hydroconversion (2) opérant en lit bouillonnant.

L'effluent obtenu à l'issue de l'étape d'hydroconversion (sortant par la conduite 3) est séparé dans la zone de séparation (4) par strippage à la vapeur et/ou à l'hydrogène. Dans la zone de séparation (4), les conditions sont généralement choisies de

manière à ce que le point de coupe soit de 300°C, de préférence 350°C et de manière préférée 375°C, de manière à obtenir deux fractions liquides, une fraction dite légère (conduite 25), et une fraction dite lourde (conduite 6), sans étape de distillation atmosphérique et sous vide intermédiaire.

La fraction liquide légère est avantageusement envoyée par la conduite 25 vers un ballon séparateur (17) pour en séparer une fraction riche en hydrogène (conduite 24) et une fraction liquide légère (conduite 26). Ladite fraction liquide est avantageusement envoyée vers une colonne atmosphérique dédiée (5) pour en séparer une fraction essence (29), une fraction kérosène (30), une fraction gazole (31). La fraction riche en hydrogène (conduite 24) est avantageusement renvoyée à l'entrée de l'unité d'hydroconversion (2).

Les colonnes de distillation (5), (18) et (23) permettent de séparer les fractions gaz, essence (19), kérosène (20), gazole (21), distillat sous-vide (9) ou (VGO selon la terminologie anglo-saxonne); et résidu sous-vide (1) ou (VR selon la terminologie anglo-saxonne).

La fraction liquide lourde est ensuite envoyée par la conduite (6) dans une unité de désasphaltage sélectif (7) selon l'invention pour obtenir une coupe huile désasphaltée DAO (conduite 8) et de l'asphalte résiduel (conduite 16). La coupe huile désasphaltée DAO est avantageusement au moins en partie, de préférence en totalité renvoyée dans la colonne de distillation sous-vide (23) ou à l'entrée de la zone de séparation (4).

Le flux (9) contient la fraction distillats sous-vide (VGO) avec éventuellement une partie de l'huile désasphaltée DAO. Ce mélange est avantageusement envoyé successivement dans une unité d'hydrotraitement (10) puis dans une unité d'hydrocraquage ou de craquage catalytique (11). La coupe huile désasphaltée DAO peut être optionnellement envoyée, au moins en partie, directement à une unité d'hydrotraitement (10) puis dans une unité d'hydrocraquage ou de craquage catalytique (11) (non représenté sur la figure 1).

L'effluent issu de l'unité d'hydrocraquage ou de craquage catalytique est avantageusement envoyé dans une colonne de distillation atmosphérique (12) de manière à récupérer les différentes coupes valorisables. La coupe essence est récupérée par la conduite (13), la coupe distillat moyen par la conduite (14) et une fraction plus lourde de charge hydroconvertie par la conduite (15). L'effluent issu de l'unité d'hydrocraquage ou de craquage catalytique peut également au moins en partie être renvoyé par la conduite 27 à la colonne de distillation atmosphérique d'entrée (18).

Le flux (28) permet l'injection éventuelle d'un précurseur catalytique. Ce précurseur catalytique peut être envoyé soit avec la charge du lit bouillonnant avant le premier réacteur, soit au séparateur inter-étage entre deux réacteurs, soit à l'entrée d'un des autres réacteurs. Le précurseur catalytique peut également être injecté de manière différenciée à ces différents endroits de la section réactionnelle afin d'optimiser son efficacité et sa consommation liées aux conditions opératoires du milieu dans lequel il est mis en œuvre et notamment le niveau thermique des réacteurs.

Dans un deuxième mode de réalisation du procédé selon l'invention représenté sur la figure 2, la mise en oeuvre de l'invention est identique à celle décrite à la figure 1 (même légende des flux, conduites et unité), à la différence que la colonne de distillation atmosphérique dédiée (5) est supprimée. Dans le mode de réalisation du procédé décrit dans la figure 2, la fraction liquide (26) sortant en fond du ballon séparateur (17) est envoyée directement à la colonne atmosphérique (18) d'entrée de la raffinerie. Cette configuration permet une économie d'un des équipements de distillation.

Exemples

Exemple 1 (comparatif)

Un résidu (RA) résultant de la distillation atmosphérique d'un brut Athabasca est distillé sous vide dans des conditions permettant d'obtenir un résidu sous vide (RSV) dont les principales caractéristiques sont présentées dans le tableau 1 ci-après. La charge du lit bouillonnant est donc un résidu sous vide de brut (RSV) extra-lourd dont les propriétés sont les suivantes :

Tableau 1 : Composition de la charge de l'unité d'hydroconversion en lit bouillonnant

		<u>RSV Athabasca</u>
<u>Densité</u>		1,048
Viscosité à 100 °C	cSt	12600
Conradson Carbon	%pds	20,5
C7 Asphaltènes	%pds	14
C5 Asphaltènes	%pds	25
Nickel + Vanadium	ppm	432
Azote	ppm	6200
Soufre	%pds	5,72

(%pds = pourcentage poids); (ppm= partie par millions)

La charge obtenue est envoyée en totalité dans une unité d'hydroconversion en présence d'hydrogène, ladite section comprenant au moins un réacteur triphasique contenant un catalyseur d'hydroconversion NiMo/alumine. La section fonctionne en lit bouillonnant à courant ascendant de liquide et de gaz. L'unité utilisée comporte deux réacteurs en série et est munie d'un séparateur inter-étage. Les conditions appliquées dans l'unité d'hydroconversion sont les suivantes :

Vitesse volumique horaire du réacteur $(VVH)_{\text{réacteur}} = 0,3 \text{ h}^{-1}$

Pression totale $(P_{\text{tot}}) = 16 \text{ MPa}$

Température (T°)= 410 °C.

Quantité d'hydrogène mélangée à la charge dans le premier réacteur= 630 Nm³/m³

Quantité d'hydrogène mélangée à la charge dans le second réacteur= 190 Nm³/m³

Ces conditions opératoires permettent d'obtenir un effluent liquide à teneur réduite en carbone Conradson, en métaux et en soufre. L'effluent liquide hydroconverti est ensuite envoyé dans une zone de séparation composé de deux ballons de flash en série pour obtenir une fraction liquide légère bouillant à une température inférieure à 375 °C et une fraction liquide lourde bouillant à une température supérieure à 375 °C.

La fraction lourde bouillant à une température supérieure à 375 °C contient une partie de la fraction gazole bouillant entre 250 et 375 °C, une fraction bouillant entre 375 et 524 °C appelé distillat sous vide (DSV) et une fraction bouillant à une température supérieure à 524 °C appelée résidu atmosphérique (RA). La composition de la fraction lourde bouillant à une température supérieure à 375 °C est décrite dans le tableau 2 ci-dessous.

Tableau 2 : Composition de la fraction lourde bouillant à une température supérieure à 375 °C

		<u>Fraction lourde (375 °C+)</u>
<u>Rendement</u>	%pds	63,1
<u>Densité</u>		0,996
Viscosité à 100 °C	cSt	91,3
Conradson Carbon	%pds	9,4
C7 Asphaltènes	%pds	3,3
Nickel + Vanadium	ppm	62
Azote	ppm	5900
Soufre	%pds	1,06

(%pds = pourcentage poids); (ppm= partie par millions)

La totalité de la fraction liquide lourde bouillant à une température supérieure à 375 °C issue de l'étape de séparation, sans étape de distillation atmosphérique et sous vide intermédiaire, est désasphaltée pour obtenir une coupe hydrocarbonée désasphaltée et de l'asphalte résiduelle. Les conditions appliquées dans l'unité de désasphaltage sont les suivantes :

Solvant : n-pentane

Pression totale (P_{tot}) = 3 MPa

Température moyenne (T_{moyenne}) = 160 °C

Ratio volumique solvant/charge = 6 v/m (volume/masse)

En sortie du désasphaltage, on obtient une coupe huile désasphaltée (DAO) et un asphalte. La coupe huile désasphaltée (DAO) et l'asphalte possèdent les caractéristiques suivantes indiquées dans le tableau 3 :

Tableau 3 : Composition de la coupe huile désasphaltée DAO et de l'asphalte

		DAO	Asphalte
<u>Rendement</u>	%pds	81,6	18,4
<u>Densité</u>		0,977	1,091
<u>Bille & Anneau</u>	°C	-	179
<u>Viscosité à 250 °C</u>	cSt	-	14900
Viscosité à 100 °C	cSt	30,9	-
Conradson Carbon	%pds	3,8	34
C7 Asphaltènes	%pds	0,10	-
Nickel + Vanadium	ppm	5	315
Azote	ppm	4100	13800
Soufre	%pds	0,95	1,54
H/C		1,60	-

(%pds = pourcentage poids); (ppm= partie par millions)

Le rendement en huile désasphaltée DAO obtenu est donc de 81,6%. Afin de pouvoir transporter l'asphalte, il est nécessaire de réduire de façon très importante la viscosité de cette coupe. Pour ce faire, on utilise une coupe aromatique appelée fluxant. Parmi les fluxants, la coupe gazole LCO (Light Cycle Oil selon la terminologie anglo-saxonne) issue d'une unité de craquage catalytique est la plus utilisée. Afin de diminuer la viscosité de l'asphalte à 250°C jusqu'à 300 cSt, il est nécessaire d'ajouter 17% en masse de LCO par rapport à l'asphalte, ce qui représente dans le procédé classique 2,0% en masse de LCO par rapport à la charge RSV Athabasca de départ.

La coupe hydrocarbonée désasphaltée (DAO) ainsi obtenue représente une coupe purifiée avec un rendement global de 51,5 % poids par rapport au résidu sous vide Athabasca de départ. Cette coupe peut ensuite être envoyée à une unité de post-traitement, telle qu'une unité de craquage catalytique ou une unité d'hydrocraquage. L'huile désasphaltée obtenue peut subir ensuite une étape d'hydrotraitement suivie d'une étape d'hydrocraquage en lit fixe dans des conditions permettant de réduire en particulier sa teneur en métaux, en soufre et en carbone Conradson et d'obtenir après une nouvelle séparation par distillation atmosphérique une fraction gazeuse, un distillat atmosphérique que l'on peut scinder en une fraction essence et une fraction gazole et une fraction plus lourde appelé résidu atmosphérique.

La totalité de l'huile désasphaltée DAO est ensuite envoyée dans une unité d'hydrocraquage et est complètement converti en fraction 540-. On obtient une conversion de la fraction 540+ du RSV Athabasca de 88,4% poids.

Exemple 2 (selon l'invention):

La charge du désasphaltage sélectif selon l'invention est la même que celle présentée dans le tableau 2 de l'exemple 1. Les conditions appliquées dans l'unité de désasphaltage sélectif sont les suivantes :

Solvant : heptane / toluène = 95/5 v/v (volume/volume)

Pression totale (P_{tot}) = 4 MPa

Température moyenne (T_{moyenne}) = 240 °C.

Ratio solvant/charge = 5/1 v/m (volume/masse)

En sortie du désasphaltage sélectif, on obtient une coupe huile désasphaltée (DAO) et un asphalte. La coupe huile désasphaltée (DAO) et l'asphalte possèdent les caractéristiques suivantes indiquées dans le tableau 4 :

Tableau 4 : Composition de la coupe huile désasphaltée DAO et de l'asphalte sélectifs

		DAO	Asphalte
<u>Rendement</u>	%pds	95	5
<u>Densité</u>		0,986	1,23
<u>Bille & Anneau</u>	°C	-	310
<u>Viscosité à 250 °C</u>	cSt	-	Non mesurable
Viscosité à 100 °C	cSt	40	Non mesurable
Conradson Carbon	%pds	8	37
C7 Asphaltènes	%pds	0,7	-
Nickel + Vanadium	ppm	43	428
Azote	ppm	5600	12200
Soufre	%pds	1,00	2,09
H/C		1,45	-

(%pds = pourcentage poids); (ppm= partie par millions)

Le procédé selon l'invention permet donc d'isoler une coupe huile désasphaltée avec un rendement global de 59,9% poids par rapport au résidu sous vide Athabasca de départ. L'avantage est donc de produire une quantité plus importante d'une fraction lourde qui peut être ensuite traitée par un procédé de post-traitement de type hydrotraitement et/ou hydrocraquage en lit fixe et/ou craquage catalytique. L'huile désasphaltée DAO obtenue à l'issue du désasphaltage sélectif selon l'invention, de par son caractère plus aromatique peut être également recyclée idéalement au lit bouillonnant pour avoir un effet stabilisant du milieu traité en solubilisant et/ou

peptisant et/ou dispersant les structures moléculaires propices à la formation des sédiments.

Comparativement à l'enchaînement d'une unité d'hydroconversion en lit bouillonnant avec une unité de désasphaltage au pentane (C5), le rendement en huile DAO est augmenté de 13% poids.

La totalité de l'huile désasphaltée DAO est ensuite envoyée dans une unité d'hydrocraquage et est complètement converti en fraction 540-. On obtient une conversion de la fraction 540+ de 96,8% poids. Grâce à l'introduction du désasphaltage sélectif, la conversion de la fraction 540+ est augmentée de 8,4% poids.

Exemple 3 (comparatif):

Un brut Athabasca, dont les caractéristiques sont données dans le tableau 5, subit une distillation atmosphérique.

Tableau 5 : Caractéristiques d'un brut Athabasca

		<i><u>Brut Athabasca</u></i>
Densité 15/4		1,006
Viscosité à 100 °C	cSt	180
Carbone Conradson	%pds	11,5
C7 Asphaltènes	%pds	8
C5 Asphaltènes	%pds	14
Nickel + Vanadium	ppm	235
Soufre	%pds	4,6
Azote	ppm	4160
Teneur en 150-250 °C	%pds	1,5
Teneur en 250-375 °C	%pds	16,8
Teneur en 375-540 °C	%pds	27,0
Teneur en 540 °C+	%pds	54,7

(%pds = pourcentage poids); (ppm= partie par millions)

Le résidu résultant de la distillation atmosphérique du brut Athabasca est distillé sous vide dans des conditions permettant d'obtenir un distillat sous vide dit "Straight Run" (DSV SR) et un résidu sous vide dit "Straight Run" (RSV SR), constituant la charge de l'unité d'hydroconversion en lit bouillonnant, dont les principales caractéristiques sont présentées dans le tableau 6 ci-après.

Tableau 6 : Composition de la charge de l'unité d'hydroconversion en lit bouillonnant

		<u>Athabasca</u> <u>DSV SR</u>	<u>Athabasca</u> <u>RSV SR</u>
Rendement par rapport au brut	%pds	27,0	54,7
Densité 15/4		0,988	1,05
Viscosité à 100 °C	cSt	19,8	12600
Carbone Conradson	%pds	0,6	20,5
C7 Asphaltènes	%pds	0,03	14
C5 Asphaltènes	%pds	0,4	25
Nickel + Vanadium	ppm	3	432
Soufre	%pds	4,15	5,72
Azote	ppm	2750	6200

(%pds = pourcentage poids); (ppm= partie par millions)

La coupe RSV SR est d'abord mélangée avec la coupe huile désasphaltée DAO C4 (c'est-à-dire l'huile coupe huile DAO issue d'un désasphaltage classique au butane) avant d'être envoyée en totalité dans une unité d'hydroconversion en présence d'hydrogène, ladite section comprenant au moins un réacteur triphasique contenant un catalyseur d'hydroconversion NiMo/alumine. La section réactionnelle fonctionne en lit bouillonnant fonctionnant à courant ascendant de liquide et de gaz. L'unité utilisée comporte deux réacteurs. Les conditions appliquées dans l'unité d'hydroconversion sont les suivantes :

Vitesse volumique horaire du réacteur $(VVH)_{\text{réacteur}} = 0,3 \text{ h}^{-1}$

Pression totale (P_{tot}) = 16 MPa

Température (T°) = 420 °C.

Quantité d'hydrogène mélangée à la charge dans le premier réacteur = 630 Nm³/m³

Quantité d'hydrogène mélangée à la charge dans second réacteur = 190 Nm³/m³

Ces conditions opératoires permettent d'obtenir un effluent liquide à teneur réduite en carbone Conradson, en métaux et en soufre. L'effluent liquide hydroconverti est ensuite envoyé dans une zone de distillation atmosphérique et sous vide intermédiaire à la suite de laquelle on récupère une fraction distillat sous vide bouillant à une température comprise entre 375 et 540 °C (DSV LB) et une fraction résidu sous vide bouillant à une température supérieure à 540 °C (RSV LB) dont les rendements et qualités de produits sont données dans le tableau 7 ci-dessous.

Tableau 7 : Rendements et qualités de produits des produits lourds en provenance du lit bouillonnant (LB)

		<u>DSV LB</u> (375-540 °C)	<u>RSV LB</u> (540 °C+)
Rendement par rapport au RSV SR	%pds	33,9	33,1
Rendement par rapport au brut	%pds	18,5	17,0
Densité 15/4		0,947	1,030
Viscosité à 100 °C	cSt	12,7	1600
Carbone Conradson	%pds	1,2	13,4
C7 Asphaltènes	%pds	< 500 ppm	5,1
Nickel + Vanadium	ppm	< 2	69
Soufre	%pds	0,46	0,71
Azote	ppm	3500	6300

(%pds = pourcentage poids); (ppm= partie par millions)

La conversion nette de la fraction 540 °C+ de la charge est de 68% en poids par passe. Le résidu sous vide (RSV) issu de la zone de distillation est ensuite avantageusement envoyé dans une section de désasphaltage dans laquelle il est

traité dans un extracteur à l'aide du solvant butane dans des conditions de désasphaltage connues de l'homme du métier permettant d'obtenir une coupe hydrocarbonée désasphaltée, appelée DAO et de l'asphalte résiduel. Les conditions appliquées dans l'unité de désasphaltage sont les suivantes :

Solvant : n-butane

Pression totale (P_{tot}) = 3 MPa

Température moyenne ($T^{\circ}_{\text{moyenne}}$) = 95 °C

Ratio volumique solvant/charge = 8 v/m (volume/masse)

En sortie du désasphaltage, on obtient une coupe huile désasphaltée (DAO) et un asphalte. La coupe huile désasphaltée (DAO) et l'asphalte possèdent les caractéristiques suivantes indiquées dans le tableau 8:

Tableau 8 : composition de la DAO et de l'asphalte

		DAO	Asphalte
Rendement au SDA	%pds	53,3	46,7
Rendement par rapport au brut	%pds	9,7	8,5
Densité 15/4		0,989	1,082
Bille & Anneau	°C	-	183
Viscosité à 100 °C	cSt	155	-
Carbone Conradson	%pds	3,2	25,0
C7 Asphaltènes	%pds	0,05	-
Nickel + Vanadium	ppm	< 2	146
Soufre	%pds	0,52	0,93
Azote	ppm	3300	9700

La totalité de l'huile DAO C4 est ensuite recyclée et mélangée avec la charge RSV SR Athabasca, le mélange étant ensuite envoyé à l'étape d'hydroconversion en lit bouillonnant. Cet enchaînement permet donc d'obtenir 2 coupes lourdes en sortie,

une seule coupe DSV de conversion (DSV LB) et une coupe asphalte. Les caractéristiques de ces 2 coupes sont données dans les tableaux 7 et 8. La conversion globale de la fraction 540°C+ est de 84,5% en poids par rapport à la charge RSV SR Athabasca.

La coupe distillat sous vide (DSV LB) peut ensuite être envoyée dans une unité de post-traitement, telle qu'une unité d'hydrotraitement suivie d'une unité d'hydrocraquage dans des conditions permettant de réduire en particulier sa teneur en métaux, en soufre et en carbone Conradson et d'obtenir après une nouvelle séparation par distillation atmosphérique une fraction gazeuse, un distillat atmosphérique que l'on peut scinder en une fraction essence et une fraction gazole et une fraction plus lourde appelé résidu atmosphérique. Il est également possible de traiter l'ensemble des coupes DSV (DSV SR + DSV LB). Dans ce cas, c'est le mélange DSV SR + DSV LB, dont la composition est également donnée dans le tableau 9, qui est envoyé à une unité de post-traitement, telle qu'une unité d'hydrotraitement suivie d'une unité d'hydrocraquage dans des conditions permettant de réduire en particulier sa teneur en métaux, en soufre et en carbone Conradson et d'obtenir après une nouvelle séparation par distillation atmosphérique une fraction gazeuse, un distillat atmosphérique que l'on peut scinder en une fraction essence et une fraction gazole et une fraction plus lourde appelé résidu atmosphérique.

Tableau 9 : Composition du mélange DSV LB + DSV SR

		<u>DSV SR + DSV LB</u>
Rendement par rapport au brut	%pds	45,5
Densité 15/4		0,971
Viscosité à 100°C	cSt	16,4
Carbone Conradson	%pds	0,8
C7 Asphaltènes	%pds	< 500 ppm
Nickel + Vanadium	ppm	2
Soufre	%pds	2,65
Azote	ppm	3100

(%pds = pourcentage poids); (ppm= partie par millions)

Par ailleurs, afin de pouvoir transporter l'asphalte, il est nécessaire de réduire de façon très importante la viscosité de cette coupe. Pour ce faire, une coupe aromatique appelée fluxant est généralement ajoutée. Parmi les fluxants, la coupe gazole LCO issue d'une unité de craquage catalytique est la plus utilisée. Afin de diminuer la viscosité de l'asphalte à 250 °C jusqu'à 300 cSt, il est nécessaire d'ajouter 19% en masse de LCO par rapport l'asphalte, ce qui représente 1,6 tonnes de LCO par rapport à 100 tonnes de brut Athabasca traités.

Exemple 4 (selon l'invention):

La coupe huile désasphaltée DAO produite selon l'invention tel que décrit dans l'exemple 2, est envoyée avec le résidu atmosphérique du brut Athabasca décrit dans le tableau 1 dans la colonne de distillation sous vide primaire. Celle-ci produit donc une coupe DSV, qui contient le DSV SR présent dans le brut initial Athabasca, ainsi que la fraction 540 °C- de la coupe huile DAO produite dans l'unité de désasphaltage. La colonne de distillation sous vide primaire produit également un résidu sous vide RSV, qui contient le RSV SR présent dans le brut Athabasca initial, ainsi que la fraction 540 °C+ de la coupe huile DAO produite dans l'unité de désasphaltage selon l'invention.

Ce résidu sous vide issu de la colonne de distillation sous vide primaire est donc la charge de l'unité d'hydroconversion en lit bouillonnant. Cette charge est envoyée en totalité dans une unité d'hydroconversion en présence d'hydrogène, ladite section comprenant au moins un réacteur triphasique contenant un catalyseur d'hydroconversion NiMo/alumine. La section réactionnelle fonctionne en lit bouillonnant fonctionnant à courant ascendant de liquide et de gaz. L'unité utilisée comporte deux réacteurs en série. Les conditions appliquées dans l'unité d'hydroconversion sont les suivantes :

Vitesse volumique horaire du réacteur $(VVH)_{\text{réacteur}} = 0,3 \text{ h}^{-1}$

Pression totale $(P_{\text{tot}}) = 16 \text{ MPa}$

Température (T°)= 420 °C.

Quantité d'hydrogène mélangée à la charge dans le premier réacteur= 630 Nm³/m³

Quantité d'hydrogène mélangée à la charge dans second réacteur= 190 Nm³/m³

Ces conditions opératoires permettent d'obtenir un effluent liquide à teneur réduite en carbone Conradson, en métaux et en soufre. L'effluent liquide hydroconverti est ensuite envoyé dans une zone de séparation composé de deux ballons flash en série pour obtenir une fraction liquide légère bouillant à une température inférieure à 375 °C, séparée des gaz légers et une fraction liquide lourde bouillant à une température supérieure à 375 °C.

La fraction lourde bouillant à une température supérieure à 375 °C contient une partie de la fraction gazole bouillant entre 250 et 375 °C, une fraction bouillant entre 375 et 540 °C appelé distillat sous vide (DSV) et une fraction bouillant à une température supérieure à 540 °C appelée résidu sous vide (RSV). Les propriétés de la fraction lourde bouillant à une température supérieure à 375 °C sont présentées dans le tableau 10 ci dessous.

Tableau 10 : Composition de la fraction lourde bouillant à une température supérieure à 375 °C

		<u>Fraction lourde (375 °C+)</u>
Rendement par rapport au brut	%pds	31,1
Densité		0,992
Viscosité à 100 °C	cSt	53,3
Carbone Conradson	%pds	5,5
C7 Asphaltènes	%pds	2,7
Nickel + Vanadium	ppm	55
Soufre	%pds	0,47
Azote	ppm	5000

(%pds = pourcentage poids); (ppm= partie par millions)

La totalité de la fraction liquide lourde bouillant à une température supérieure à 375°C issue de l'étape de séparation est désasphaltée, sans étape de distillation atmosphérique et sous vide intermédiaire, pour obtenir une coupe huile désasphaltée DAO, et de l'asphalte résiduel. Selon le procédé de l'invention, l'unité de désasphaltage réalise un désasphaltage sélectif en utilisant un mélange de solvants dans les conditions suivantes :

Solvant : heptane / toluène = 95/5 v/v (volume/volume)

Pression totale (P_{tot}) = 4 MPa

Température moyenne (T_{moyenne}) = 240 °C.

Ratio solvant/charge = 5 v/m (volume/masse)

En sortie du désasphaltage, on obtient une coupe huile désasphaltée DAO et un asphalte. La coupe huile désasphaltée DAO et l'asphalte possèdent les caractéristiques suivantes indiquées dans le tableau 11 :

Tableau 11 : Composition de la coupe DAO et de l'asphalte sélectifs

		DAO	Asphalte
Rendement au SDA	%pds	95	5
Rendement par rapport au brut	%pds	29,5	1,6
Densité 15/4		0,984	1,18
Bille & Anneau	°C	-	310
Viscosité à 100°C	cSt	40	-
Carbone Conradson	%pds	4,6	21,6
C7 Asphaltenes	%pds	0,55	-
Nickel + Vanadium	ppm	37	396
Soufre	%pds	0,46	0,71
Azote	ppm	4700	11500

(%pds = pourcentage poids); (ppm= partie par millions)

Afin de pouvoir transporter l'asphalte, il est nécessaire de réduire de façon très importante la viscosité de cette coupe. Pour ce faire, une coupe aromatique appelée fluxant est généralement ajoutée. Parmi les fluxants, la coupe gazole LCO issue d'une unité de craquage catalytique est la plus utilisée. Afin de diminuer la viscosité de l'asphalte à 250°C jusqu'à 300 cSt, il est nécessaire d'ajouter 48% en masse de LCO par rapport l'asphalte, ce qui représente 0,75 tonne de LCO par rapport à 100 tonnes de brut initial Athabasca traités.

La totalité de l'huile désasphaltée DAO est ensuite recyclée en mélange avec le résidu atmosphérique qui est ensuite envoyé dans la colonne de distillation sous vide. A l'issue de la colonne de distillation sous vide, une coupe résidu sous vide (RSV) constituant la charge de l'unité d'hydroconversion et une coupe distillat sous vide (DSV) bouillant entre 375 et 540°C sont obtenues. Cette configuration permet de séparer la coupe huile désasphaltée DAO sélectif en une fraction légère, qui sortira avec le ou les distillats sous vide produits lors du fractionnement sous vide primaire, et une fraction lourde, qui sortira avec le résidu sous vide de la colonne de fractionnement sous vide primaire constituant ainsi une alimentation à teneur en asphaltènes C7 réduite de l'unité d'hydroconversion en lit bouillonnant. Dans cet enchaînement, la conversion globale de la fraction 540°C+ est de 98,4 % en poids par rapport à la charge RSV SR Athabasca.

Le distillat sous vide DSV issu du fractionnement sous vide primaire contient donc le distillat sous vide présent dans le brut initial Athabasca et la fraction légère de la coupe huile désasphaltée DAO issue du désasphaltage sélectif selon l'invention. Cette coupe distillat sous vide DSV issu du fractionnement sous vide primaire, dont la composition est donnée dans le tableau 12, est ensuite envoyée dans des unités de post traitement telles que par exemple une section d'hydrotraitement et/ou de craquage catalytique et/ou hydrocraquage catalytique. En particulier, la coupe distillat sous vide DSV issu du fractionnement sous vide primaire est envoyé à une unité de post-traitement, telle qu'une unité d'hydrotraitement suivie d'une unité d'hydrocraquage dans des conditions permettant de réduire en particulier sa teneur

en métaux, en soufre et en carbone Conradson et d'obtenir après une nouvelle séparation par distillation atmosphérique une fraction gazeuse, un distillat atmosphérique que l'on peut scinder en une fraction essence et une fraction gazole et une fraction plus lourde appelé résidu atmosphérique.

La composition de la coupe distillat sous vide DSV issu du fractionnement sous vide primaire est donnée dans le tableau 12.

Tableau 12 : Composition de la coupe DSV

		<u>DSV</u>
Rendement par rapport au brut	%	43,2
Densité 15/4		0,972
Viscosité à 100°C	cSt	16,6
Carbone Conradson	%pds	0,7
C7 Asphaltènes	%pds	< 500 ppm
Nickel +Vanadium	ppm	2
Soufre	%pds	2,75
Azote	ppm	2900

(%pds = pourcentage poids); (ppm= partie par millions)

La coupe DSV ainsi obtenue représente une coupe purifiée avec un rendement global de 43,2 % poids par rapport au brut initial Athabasca. Cette coupe peut ensuite être envoyée à une unité de post-traitement, telle qu'une unité de craquage catalytique ou une unité d'hydrocraquage. De préférence, l'huile désasphaltée obtenue subit ensuite une étape d'hydrotraitement suivie d'un étape d'hydrocraquage en lit fixe dans des conditions permettant de réduire en particulier sa teneur en métaux, en soufre et en carbone Conradson et d'obtenir après une nouvelle séparation par distillation atmosphérique une fraction gazeuse, un distillat atmosphérique que l'on peut scinder en une fraction essence et une fraction gazole et une fraction plus lourde appelé résidu atmosphérique.

REVENDEICATIONS

1. Procédé de conversion d'une charge lourde d'hydrocarbures ayant une température initiale d'ébullition d'au moins 300°C comprenant les étapes suivantes :
 - a) une étape d'hydroconversion d'au moins une partie de ladite charge en présence d'hydrogène dans au moins un réacteur triphasique, ledit réacteur contenant au moins un catalyseur d'hydroconversion et fonctionnant en lit bouillonnant, à courant ascendant de liquide et de gaz et comportant au moins un moyen de soutirage dudit catalyseur hors dudit réacteur et au moins un moyen d'appoint de catalyseur frais dans ledit réacteur, dans des conditions permettant d'obtenir une charge liquide à teneur réduite en carbone Conradson, en métaux, en soufre et en azote,
 - b) une étape de séparation de l'effluent issu de l'étape a) pour obtenir une fraction liquide légère bouillant à une température inférieure à 300°C et une fraction liquide lourde bouillant à une température supérieure à 300°C,
 - c) une étape de désasphaltage sélectif d'au moins une partie de la fraction liquide lourde bouillant à une température supérieure à 300°C issue de l'étape b), par extraction liquide/liquide en une étape dans un milieu d'extraction, ladite extraction étant réalisée au moyen d'un mélange d'au moins un solvant polaire et d'au moins un solvant apolaire, de manière à obtenir une phase asphalte et une coupe huile desasphaltée DAO, les proportions dudit solvant polaire et dudit solvant apolaire du mélange de solvant étant ajustées selon les propriétés de la charge et le rendement en asphalte souhaité, ladite étape de désasphaltage étant mise en oeuvre dans les conditions subcritiques pour ledit mélange de solvants,
 - d) une étape de recyclage d'au moins une partie de ladite coupe huile desasphaltée DAO issue de l'étape c) en amont de l'étape a) d'hydroconversion et/ou à l'entrée de l'étape b) de séparation.

2. Procédé selon la revendication 1, dans lequel l'étape a) est mise en oeuvre dans un ou plusieurs réacteurs triphasiques d'hydroconversion avec des ballons décanteurs intermédiaires.
3. Procédé selon la revendication 1 ou 2, dans lequel l'étape c) est mise en oeuvre sur au moins une partie de la fraction lourde préalablement soumise à une étape de strippage à la vapeur et/ou à l'hydrogène.
4. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 3, dans lequel l'étape a) d'hydroconversion opère sous une pression absolue comprise entre 2 et 35 MPa, à une température comprise entre 300 et 550°C, à une vitesse spatiale horaire (VVH) comprise entre 0,1 h⁻¹ et 10 h⁻¹ et sous une quantité d'hydrogène mélangée à la charge comprise entre 50 et 5000 normaux mètres cube (Nm³) par mètre cube (m³) de charge liquide.
5. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 4, dans lequel le catalyseur d'hydroconversion est un catalyseur comprenant un support alumine et au moins un métal du groupe VIII choisi dans le groupe constitué par le nickel et le cobalt, ledit élément du groupe VIII étant utilisé en association avec au moins un métal du groupe VIB choisi dans le groupe constitué par le molybdène et le tungstène.
6. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 5, dans lequel le solvant polaire utilisé est choisi dans le groupe constitué par les solvants aromatiques purs, les solvants naphthéno- aromatiques, les solvants polaires comportant des hétéro-éléments, des coupes riches en aromatiques, des coupes dérivées du charbon, des coupes dérivées de la biomasse, des coupes dérivées d'un mélange biomasse/charbon, et des mélanges de ceux-ci.
7. Procédé selon la revendication 6, dans lequel les coupes riches en aromatiques sont celles issues du FCC (Fluid Catalytic Cracking).
8. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 7, dans lequel le solvant apolaire utilisé comprend un solvant composé d'hydrocarbure saturé comprenant un nombre de carbone supérieur ou égal à 2.

9. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 7, dans lequel le solvant apolaire utilisé comprend un solvant composé d'hydrocarbure saturé comprenant un nombre de carbone compris entre 2 et 9.
10. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 9, dans lequel le rapport de volume du mélange de solvants polaire et apolaire sur la masse de la charge est compris entre 1/1 et 10/1 exprimé en litres par kilogrammes.
11. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 10, dans lequel la partie de la coupe huile désasphaltée DAO non recyclée en amont de l'étape a) d'hydroconversion et/ou à l'entrée de l'étape b) de séparation est envoyée dans des unités de post-traitement.
12. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 10, dans lequel la partie de la coupe huile désasphaltée DAO non recyclée en amont de l'étape a) d'hydroconversion et/ou à l'entrée de l'étape b) de séparation est envoyée, en mélange avec au moins une partie de la fraction liquide légère issue de l'étape b) dans des unités de post-traitement.
13. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 12, dans lequel la charge est du pétrole brut ou une charge issue de la distillation atmosphérique ou de la distillation sous-vide de pétrole brut, ou une fraction résiduelle issue de la liquéfaction directe de charbon ou encore un distillat sous-vide ou encore une fraction résiduelle issue de la liquéfaction directe de la biomasse ligno-cellulosique seule ou en mélange avec du charbon et/ou une fraction pétrolière résiduelle.
14. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 13, dans lequel on injecte un précurseur catalytique soit avec la charge de l'unité d'hydroconversion opérant en lit bouillonnant, soit au séparateur inter-étage entre deux réacteurs, soit à l'entrée d'un des autres réacteurs.

1/2

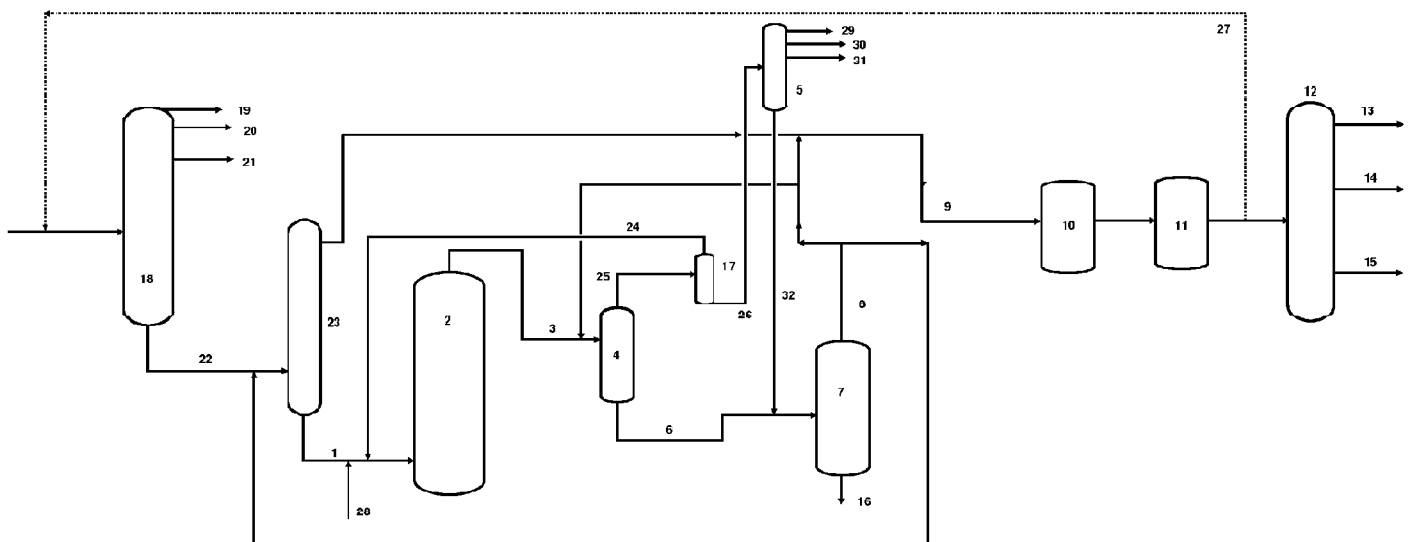


Figure 1

2/2

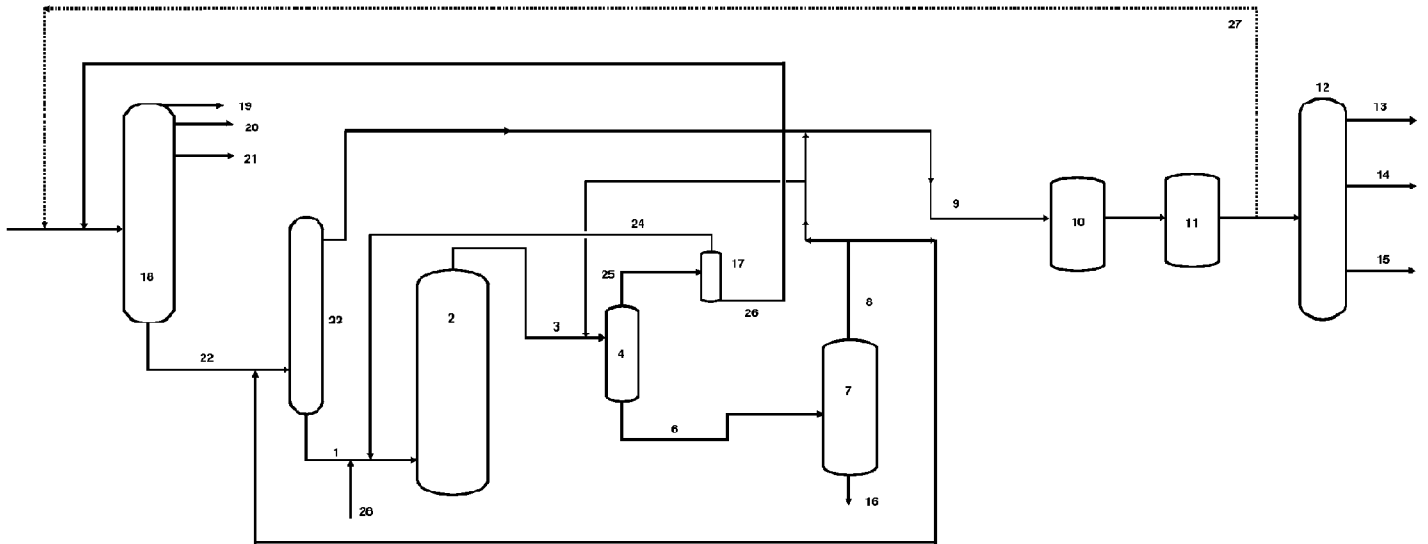


Figure 2

