

(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
14 janvier 2010 (14.01.2010)

PCT

(10) Numéro de publication internationale
WO 2010/004126 A2

(51) Classification internationale des brevets :

C10G 47/24 (2006.01) C10G 47/20 (2006.01)
C10G 47/00 (2006.01) C10G 7/00 (2006.01)
C10G 67/04 (2006.01) C10G 21/04 (2006.01)
C10G 21/00 (2006.01) C10G 45/02 (2006.01)
C10G 47/28 (2006.01)

(21) Numéro de la demande internationale :

PCT/FR2009/000813

(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 :

08/03944 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]; 0008 Av. Albert 1er, F-92500
Rueil-Malmaison (FR). SARRAZIN, Patrick [FR/FR];
0032 Rue Chateaubriand, F-92500 Rueil Malmaison

(FR). PLUMAIL, Jean-Claude [FR/FR]; 0060 Rue Mac
Maho, F-92000 Nanterre (FR). MOREL, Frédéric
[FR/FR]; 0008 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,

[Suite sur la page suivante]

(54) Title : CONVERSION METHOD COMPRISING HYDROCONVERSION OF A CHARGE, FRACTIONATION THEN
DEASPHALTATION OF THE RESIDUE FRACTION IN VACUO

(54) Titre : PROCÉDE DE CONVERSION COMPRENANT UNE HYDROCONVERSION D'UNE CHARGE, UN
FRACTIONNEMENT PUIS UN DESASPHALTAGE DE LA FRACTION RESIDU SOUS VIDE

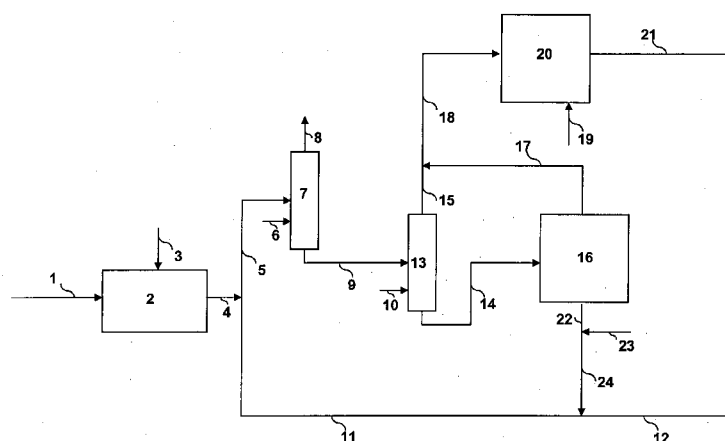


Figure 1

(57) Abstract : The invention relates to a method for conversion of a charge comprising at least one step a) of hydroconversion of the charge b) fractionation of the effluent from step a), c) de-asphalting the residue from step b) and d) hydrotreatment of the mixture made up of the head fraction from the vacuum distillation column and the de-asphalted oil fraction obtained in step c).

(57) Abrégé :

[Suite sur la page suivante]

WO 2010/004126 A2



TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG). **Publiée :**

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

L'invention concerne un procédé de conversion d'une charge comprenant au moins une étape a d'hydroconversion de la charge, une étape b de fractionnement de l'effluent issu de l'étape a, une étape c de desasphaltage du résidu obtenu à l'étape b, et une étape d d'hydrotraitement du mélange constitué par la coupe de tête de la colonne de distillation sous vide et la fraction d'huile desphaltée obtenue à l'issue de l'étape c.

PROCEDE DE CONVERSION COMPRENANT UNE HYDROCONVERSION D'UNE CHARGE, UN FRACTIONNEMENT PUIS UN DESASPHALTAGE DE LA FRACTION RESIDU SOUS VIDE

DOMAINE DE L'INVENTION:

Le 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.

Le procédé peut également être appliqué à d'autres charges telles que des hydrogénats de charbon ou des huiles lourdes de toute origine et en particulier issues de sable ou de schistes bitumineux.

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. 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 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 (étape a d'hydroconversion de la charge selon la technologie H-Oil ou T-Star, le fractionnement (étape b) à pression atmosphérique puis sous vide d'une partie de l'effluent issu de l'étape a, un desasphaltage au solvant du résidu sous vide obtenu (étape c), un hydrotraitement (étape d) du mélange constitué par la coupe de tête de la colonne de distillation sous vide et la fraction d'huile desasphaltée obtenue à l'issue de l'étape c.

DESCRIPTION DETAILLEE DE L'INVENTION:

La figure 1 présente un exemple de schéma de réalisation du procédé et permet donc de mieux la comprendre. Il est fait référence à cette figure dans la suite de la description.

Étape d'hydroconversion de la charge (étape a) :

Lors de l'étape a du procédé, également appelée étape de conversion, on craque de préférence la charge (1) (pétrole brut ou résidu sous vide par exemple) en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrocraquage (hydroconversion), de manière préférée dans au moins un réacteur à lit bouillonnant (2). Cette étape est réalisée de manière plus préférée au moyen de 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 au moyen 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 au moins 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 a 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 fraction massique du produit constituée des composants bouillants au-dessus de 500°C.

Les conditions de l'étape a 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 entre 30 et 40%.

Les conditions opératoires doivent être choisies de manière à réaliser ce niveau de performance. On opère ainsi 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 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 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.

La quantité d'hydrogène mélangé à la charge via la ligne (3) 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.

Le catalyseur de l'étape a 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 a peut être choisi dans le groupe formé par l'alumine, la silice, les silice-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 P_2O_5 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 B_2O_3 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 a 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 permettant un fonctionnement continu de l'étape a d'hydroconversion.

Le dispositif dans lequel est mise en œuvre l'étape a 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 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 a d'hydroconversion.

Étape de fractionnement à pression atmosphérique puis sous vide d'une partie de l'effluent issu de l'étape a (étape b)

Une fraction représentant 20% poids à 40%poids de l'effluent (flux 4) issu de l'étape a est conservée et constitue un premier produit partiellement raffiné (11) aisément transportable vers une raffinerie existante. La fraction complémentaire (5) (soit 60 à 80% poids) constitue la charge de cette étape b de fractionnement.

Dans cette étape ladite fraction complémentaire est dans un premier temps distillée à pression atmosphérique dans au moins une colonne de distillation (fractionnement) (7) afin de récupérer par exemple une coupe (également appelée fraction) gas-oil et des produits plus légers en tête de colonne (8), lorsque la charge du procédé (donc de l'étape a est un pétrole brut, ainsi qu'un résidu atmosphérique (9) en fond de colonne. Ce résidu atmosphérique est envoyé vers au moins une colonne de distillation (fractionnement) sous vide afin d'obtenir en tête une fraction gas-oil sous vide (flux (15), VGO) et en fond de colonne un résidu sous vide (flux (14), RSV).

Il est possible d'ajouter de la vapeur à la charge des colonnes de distillations atmosphérique (flux 6) et/ou sous vide (flux 10), afin de faciliter le fractionnement. Il est également possible de réaliser cette ajout directement dans chacune de ces colonnes.

De préférence, le résidu sous vide (14) obtenu à l'issue de cette étape b présente un point initial d'ébullition supérieur à 500°C, voire supérieur à 550°C, voire même supérieur à 600°C.

Étape de desasphaltage (étape c):

Lors de l'étape c, la charge, constituée par le résidu sous vide RSV obtenu à l'issue de l'étape b, est mise en contact avec un solvant dans une unité de desasphaltage (16), de manière à obtenir un effluent desasphalté (17) (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 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 préféré d'ajouter à l'effluent (effluent 22) de l'unité de desasphaltage (unité 16), qui comprend l'essentiel des asphaltènes, un fluxant (flux 23) représentant par exemple 10% à 30% poids, de préférence 10% à 25% poids, par rapport au poids dudit effluent. Le mélange correspondant (24) peut être avantageusement mélangé avec la fraction (11) issue de l'étape a (section (2) d'hydroconversion) pour produire un mélange partiellement raffiné (12). Le fluxant utilisé peut par exemple être une coupe gas-oil, par exemple tout ou partie de la fraction gas-oil (8) récupérée en tête de la colonne de fractionnement (7) à l'étape b. Si nécessaire, cette fraction (8) peut être préalablement distillée ou strippée afin d'éliminer les produits les plus légers (section non représentée sur la figure 1).

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

L'étape c de desasphaltage peut être réalisée par tout moyen connu de l'homme du métier. L'étape c 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.

Selon un mode de réalisation préféré, on introduit dans la colonne d'extraction un mélange comprenant la charge d'hydrocarbures (14) et une première fraction de solvant (non représentée), 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 160°C et 200°C, voire entre 175°C et 195°C. La température en fond d'extracteur est, quant à elle, de préférence comprise entre 120°C et 180°C, voire entre 135°C 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 3 MPa et 6MPa, voire entre 4 et 5 MPa.

Étape d'hydrotraitement (étape d)

De préférence, la charge de la section d'hydrotraitement (20) utilisée dans cette étape est constituée par le mélange (18) de l'huile desasphaltée (flux (17), DAO) obtenue à l'étape c avec la fraction gas-oil VGO (flux 15) obtenue en tête de la colonne de distillation sous vide utilisé à l'étape b.

Il s'agit d'une étape de déazotation (HDN), de désulfuration (HDS) et éventuellement de déméallation (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 régénération ou 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 857A.

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 (flux 19) et la quantité d'hydrogène apporté est généralement comprise entre 100 et 2000 Nm³ par m³ de charge. Dans cette étape, la conversion de la charge de la section d'hydrotraitement est généralement comprise entre 20 % et 40%.

L'effluent (21) de cette étape d constitue une deuxième fraction partiellement raffinée et au moins partiellement purifiée par hydrodésulfuration et hydrodéazotation.

En résumé:

Le procédé selon l'invention est un procédé de conversion d'une charge comprenant au moins une étape a d'hydroconversion de la charge, une étape b de fractionnement de l'effluent issu de l'étape a, une étape c de desasphaltage du résidu obtenu à l'étape b et une étape d d'hydrotraitement du mélange constitué par la coupe de tête de la colonne de distillation sous vide et la fraction d'huile desasphaltée obtenue à l'issue de l'étape c.

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 atmosphériques ou les distillats sous vide, les hydrogénats de charbon, et les huiles lourdes issues de sables ou de schistes bitumineux.

Selon une variante du procédé selon l'invention, à l'étape a la charge est craquée en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrocraquage. De préférence, l'étape a est réalisée dans au moins un réacteur à lit bouillonnant.

Selon une variante préférée du procédé selon l'invention, une fraction représentant 20% poids à 40%poids de l'effluent issu de l'étape a est conservée et constitue un premier produit partiellement raffiné aisément transportable, et dans lequel la fraction complémentaire, soit 60 à 80% poids, constitue la charge de l'étape b de fractionnement.

De préférence, les conditions opératoires de l'étape a 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.

De préférence, les conditions opératoires de l'étape d d'hydrotraitement sont les suivantes: température 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.

Selon une variante préférée du procédé selon l'invention, l'étape b comprend une distillation atmosphérique et une distillation sous vide, et dans lequel la charge de la section d'hydrotraitement utilisée à l'étape d est constituée par le mélange de l'huile desasphaltée obtenue à l'étape c avec la fraction gas-oil obtenue en tête de ladite colonne de distillation sous vide.

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

De préférence, l'étape d d'hydrotraitement est une étape de déazotation et de désulfuration associée à un hydrocraquage doux.

REVENDICATIONS

1. Procédé de conversion d'une charge comprenant au moins une étape a d'hydroconversion de la charge, une étape b de fractionnement de l'effluent issu de l'étape a, une étape c de desasphaltage du résidu obtenu à l'étape b et une étape d d'hydrotraitement du mélange constitué par la coupe de tête de la colonne de distillation sous vide et la fraction d'huile desphaltée obtenue à l'issue de l'étape c.
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.
3. Procédé selon l'une des revendications 1 ou 2, dans lequel à l'étape a la charge est craquée en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrocraquage.
4. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel l'étape a est réalisée dans au moins un réacteur à lit bouillonnant.
5. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel une fraction représentant 20 %poids à 40 %poids de l'effluent issu de l'étape a est conservée et constitue un premier produit partiellement raffiné aisément transportable, et dans lequel la fraction complémentaire, soit 60 à 80% poids, constitue la charge de l'étape b de fractionnement.
6. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel les conditions opératoires de l'étape a 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

7. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel les conditions opératoires de l'étape d d'hydrotraitement sont les suivantes: température 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.
8. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel l'étape b comprend une distillation atmosphérique et une distillation sous vide, et dans lequel la charge de la section d'hydrotraitement utilisée à l'étape d est constituée par le mélange de l'huile desasphaltée obtenue à l'étape c avec la fraction gas-oil obtenue en tête de ladite colonne de distillation sous vide.
9. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel on ajoute à l'effluent de l'étape de desasphaltage comprenant l'essentiel des asphaltènes un fluxant représentant 10% à 30% poids par rapport au poids dudit effluent.
10. Procédé selon la revendication 9, dans lequel ledit fluxant utilisé est une coupe gas-oil.
11. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel l'étape d d'hydrotraitement est une étape de déazotation et de désulfuration associée à un hydrocraquage doux.

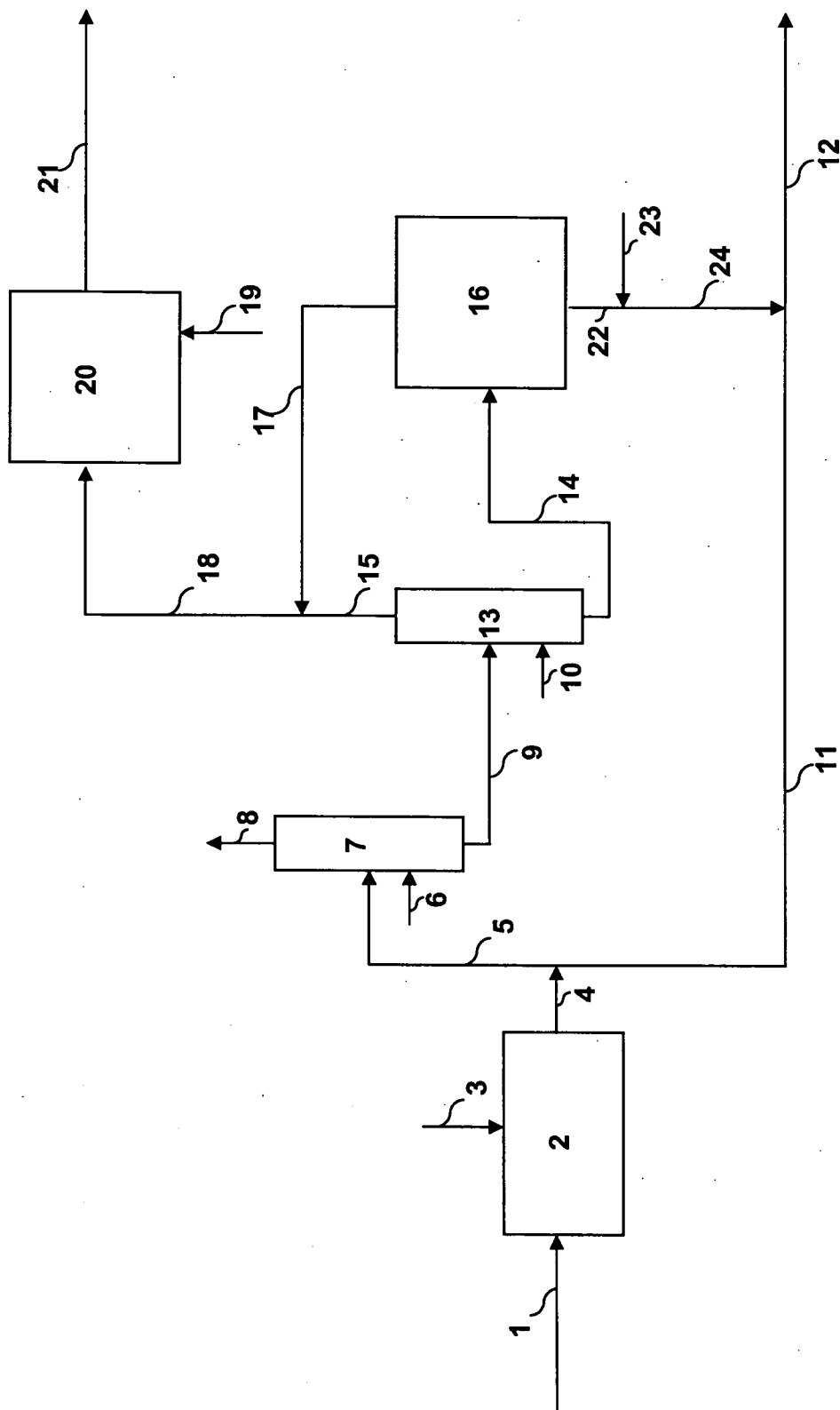


Figure 1