

12)

DEMANDE DE BREVET D'INVENTION

A1

22) Date de dépôt : 24.06.97.

30) Priorité :

43) Date de mise à la disposition du public de la demande : 24.12.98 Bulletin 98/52.

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

60) Références à d'autres documents nationaux apparentés :

71) Demandeur(s) : INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE
— FR.

72) Inventeur(s) : BIGEARD PIERRE HENRI, MOREL
FREDERIC, GUERET CHRISTOPHE, BRIOT PATRICK
et MARION PIERRE.

73) Titulaire(s) :

74) Mandataire(s) :

54) PROCÉDE DE CONVERSION DE FRACTIONS LOURDES PETROLIERES COMPRENANT UNE ETAPE DE CONVERSION EN LIT BOUILLONNANT ET UNE ETAPE D'HYDROCRAQUAGE.

57) Procédé de conversion d'une fraction d'hydrocarbures comprenant une étape a) de traitement d'une charge hydrocarbonée en présence d'hydrogène dans au moins un réacteur triphasique, contenant au moins un catalyseur d'hydrotraitement en lit bouillonnant, fonctionnant à courant ascendant de liquide et de gaz, ledit réacteur comportant au moins un moyen de soutirage du catalyseur hors dudit réacteur situé à proximité du bas du réacteur et au moins un moyen d'appoint de catalyseur frais dans ledit réacteur situé à proximité du sommet dudit réacteur, une étape b) de traitement d'au moins une partie de l'effluent issu de l'étape a) en présence d'hydrogène dans au moins un réacteur contenant au moins un catalyseur d'hydrocraquage en lit fixe dans des conditions permettant d'obtenir un effluent à teneur réduite en soufre, et une étape c) dans laquelle au moins une partie du produit obtenu à l'étape b) est envoyée dans une zone de distillation à partir de laquelle on récupère une fraction gazeuse, une fraction carburant moteur de type essence, une fraction carburant moteur de type gazole et une fraction liquide plus lourde que la fraction de type gazole. Ce procédé peut également comporter une étape d) de craquage catalytique de la fraction lourde obtenue à l'étape c).

FR 2 764 902 - A1



La présente invention concerne le raffinage et la conversion des fractions lourdes de distillats d'hydrocarbures contenant entre autre des impuretés soufrées. Elle concerne plus particulièrement un procédé permettant de convertir à au moins en partie une charge d'hydrocarbures, par exemple un distillat sous vide obtenu par
5 distillation directe d'un pétrole brut en fraction légères essence et gazole de bonne qualité et en un produit plus lourd pouvant être utilisé comme charge pour le craquage catalytique dans une unité classique de craquage catalytique en lit fluide et/ou dans une unité de craquage catalytique en lit fluide comportant un système de double régénération et éventuellement un système de refroidissement du
10 catalyseur au niveau de la régénération. La présente invention concerne également dans l'un de ces aspects un procédé de fabrication d'essence et/ou de gazole comportant au moins une étape de craquage catalytique en lit fluidisé.

L'un des objectifs de la présente invention consiste à produire à partir de certaines
15 fractions particulières d'hydrocarbures qui seront précisées dans la suite de la description, par conversion partielle desdites fractions, des fractions plus légères facilement valorisables telles que des distillats moyens (carburants moteurs : essence et gazole) et des bases huiles.

20 Dans le cadre de la présente invention la conversion de la charge en fraction plus légère est habituellement comprise entre 20 et 95 %, voire 100% dans le cas du recyclage de la fraction lourde non convertie et le plus souvent entre 25 et 90 %.

Les charges que l'on traite dans le cadre de la présente invention sont des distillats
25 sous vide de distillation directe, des distillats sous vide issus de procédé de conversion tels que par exemple ceux provenant du coking, d'une hydroconversion en lit fixe tels que ceux issus des procédés HYVAHL[®] de traitement des lourds mis au point par la demanderesse ou des procédés
30 d'hydrotraitement des lourds en lit bouillonnant tels que ceux issus des procédés H-OIL[®], des huiles désasphaltées aux solvant par exemple les huiles désasphaltées au propane, au butane ou au pentane qui proviennent du désasphaltage de résidu sous vide de distillation directe ou de résidus sous vide
35 issus des procédés HYVAHL[®] ou H-OIL[®]. Les charges peuvent aussi être formées par mélange de ces diverses fractions dans n'importe quelles proportions notamment de d'huile désasphaltée et de distillat sous vide. Elles peuvent également contenir de l'huile de coupe légère (LCO pour light cycle oil en anglais) de diverses origines, de l'huile de coupe lourde (HCO pour high cycle oil en

anglais) de diverses origines et également des coupes gazoles provenant du cracking (ou craquage) catalytique ayant en général un intervalle de distillation d'environ 150 °C à environ 370 °C. Elles peuvent aussi contenir des extraits aromatiques et des paraffines obtenus dans le cadre de la fabrication d'huiles lubrifiantes.

5

La présente invention a pour objet l'obtention de produits de bonne qualité ayant en particulier une faible teneur en soufre dans des conditions notamment de pression relativement basse, de manière à limiter le coût des investissements nécessaires. Ce procédé permet d'obtenir un carburant moteur de type essence
10 contenant moins de 100 ppm en masse de soufre répondant donc aux spécifications les plus sévères en matière de teneur en soufre pour ce type de carburant et cela à partir d'une charge pouvant contenir plus de 3 % en masse de soufre. De même ce qui est particulièrement important on obtient un carburant moteur de type diesel ayant une teneur en soufre très inférieure à 500 ppm et un
15 résidu dont le point d'ébullition initial est par exemple d'environ 370 °C qui peut être envoyé comme charge ou partie de charge dans une étape de craquage catalytique classique ou dans un réacteur de craquage catalytique de résidu tel qu'un réacteur à double régénération et de préférence dans un réacteur de craquage catalytique classique.

20

Il a été décrit dans l'art antérieur et en particulier dans les brevets US-A- 4,344,840 et US-A- 4,457,829 des procédés de traitement de coupes lourdes d'hydrocarbures comportant une première étape de traitement en présence d'hydrogène dans un réacteur contenant un lit bouillonnant de catalyseur suivi dans une deuxième
25 étape d'un hydrotraitement en lit fixe. Ces descriptions illustrent le cas du traitement en lit fixe dans la deuxième étape d'une fraction légère gazeuse du produit issu de la première étape. On a découvert maintenant et c'est la l'un des objets de la présente invention qu'il est possible de traiter dans la deuxième étape, dans des conditions favorables conduisant à une bonne stabilité de l'ensemble du
30 système et à une sélectivité en distillat moyen améliorée, soit l'ensemble du produit issu de la première étape de conversion en lit bouillonnant, soit la fraction liquide issue de cette étape en récupérant la fraction gazeuse convertie dans cette première étape.

35 Dans sa forme la plus large la présente invention se définit comme un procédé de conversion d'une fraction d'hydrocarbures ayant une teneur en soufre d'au moins 0,05 %, souvent d'au moins 1 % et très souvent d'au moins 2 % en poids et une

température initiale d'ébullition d'au moins 300 °C, souvent d'au moins 320 °C et le plus souvent d'au moins 340 °C et une température finale d'ébullition d'au moins 400 °C, souvent d'au moins 450 °C et qui peut aller au delà de 600 °C voire de 700 °C caractérisé en ce qu'il comprend les étapes suivantes :

5

- a) on traite la charge hydrocarbonée dans une section de traitement en présence d'hydrogène ladite section comprenant au moins un réacteur triphasique, contenant au moins un catalyseur d'hydrotraitement dont le support minéral est au moins en partie amorphe, en lit bouillonnant, fonctionnant à courant ascendant de liquide et de gaz, ledit réacteur comportant au moins un moyen de soutirage du catalyseur hors dudit réacteur situé à proximité du bas du réacteur et au moins un moyen d'appoint de catalyseur frais dans ledit réacteur situé à proximité du sommet dudit réacteur,
- 10
- b) on envoie au moins une partie, et souvent la totalité, de l'effluent issu de l'étape a) dans une section de traitement en présence d'hydrogène ladite section comprenant au moins un réacteur contenant au moins un catalyseur d'hydrocraquage en lit fixe dont le support minéral est souvent au moins en partie cristallin, dans des conditions permettant d'obtenir un effluent à teneur réduite en soufre et à teneur élevée en distillat moyen.
- 15
- 20

Habituellement la section de traitement de l'étape a) comprend de un à trois réacteurs en série et la section de traitement de l'étape b) également de un à trois réacteurs en série.

25

Dans une forme courante de mise en oeuvre de l'invention l'effluent obtenu à l'étape b) est au moins en partie, et souvent en totalité, envoyé dans une zone de distillation (étape c)) à partir de laquelle on récupère une fraction gazeuse, une fraction carburant moteur de type essence, une fraction carburant moteur de type gazole et une fraction liquide plus lourde que la fraction de type gazole.

30

Selon une variante la fraction liquide plus lourde de charge hydroconvertie issue de l'étape c) est envoyée dans une section de craquage catalytique (étape d)) dans laquelle elle est traitée dans des conditions permettant de produire une fraction gazeuse, une fraction essence, une fraction gazole et une fraction slurry.

35

Selon une autre variante la fraction liquide plus lourde de charge hydroconvertie issue de l'étape c) est au moins en partie renvoyée soit à l'étape a) d'hydrotraitement, soit à l'étape b) d'hydrocraquage, soit dans chacune de ces étapes. Il est également possible de recycler la totalité de cette fraction.

5

La fraction gazeuse obtenu dans les étapes c) ou d) contient habituellement principalement des hydrocarbures saturés et insaturés ayant de 1 à 4 atomes de carbone dans leur molécules (méthane, éthane, propane, butanes, éthylène, propylène, butylènes). La fraction de type essence obtenue à l'étape c) est par exemple au moins en partie et de préférence en totalité envoyée au pool carburant. La fraction de type gazole obtenue à l'étape c) est par exemple envoyée au moins en partie et de préférence en totalité envoyée au pool carburant. La fraction slurry obtenue à l'étape d) est le plus souvent au moins en partie voire en totalité envoyée au pool fuel lourd de la raffinerie généralement après séparation des fines particules qu'elle contient en suspension. Dans une autre forme de réalisation de l'invention cette fraction slurry est au moins en partie voire en totalité renvoyée à l'entrée du craquage catalytique de l'étape d). Selon une autre forme de réalisation de l'invention au moins une partie de cette fraction slurry peut être renvoyée généralement après séparation des fines particules qu'elle contient en suspension soit à l'étape a), soit à l'étape b), soit dans chacune de ces étapes.

Une forme de mise en oeuvre particulière de la présente invention comprend une étape intermédiaire a1) entre l'étape a) et l'étape b) dans laquelle on scinde le produit issu de l'étape a) en une fraction liquide lourde et en une fraction plus légère que l'on récupère. Dans cette forme de réalisation de la présente invention la fraction liquide lourde obtenue dans cette étape a1) est alors envoyée dans l'étape b) d'hydrocraquage. Cette forme de réalisation permet une meilleure valorisation des coupes légères obtenues à l'issue de l'étape a) d'hydrotraitement et limite la quantité de produit à traiter dans l'étape b). Cette fraction plus légère obtenue dans l'étape a1) peut être envoyée dans une zone de distillation à partir de laquelle on récupère une fraction gazeuse, une fraction carburant moteur de type essence, une fraction carburant moteur de type gazole et une fraction liquide plus lourde que la fraction de type gazole qui peut être par exemple renvoyée au moins en partie dans l'étape a) et/ou être au moins en partie renvoyée dans l'étape b) d'hydrocraquage. La zone de distillation dans laquelle on scinde cette fraction plus légère peut être distincte de la zone de distillation de l'étape c), mais

le plus souvent cette fraction plus légère est envoyée dans la zone de distillation de ladite étape c).

5 Selon une forme particulière, qui peut être une forme préférée lorsque le catalyseur employé dans l'étape a) a tendance à former des fines qui peuvent à la longue altérer le fonctionnement du réacteur en lit fixe de l'étape b), il est possible de prévoir une étape b1) de séparation permettant l'élimination au moins partielle des dites fines avant l'introduction du produit issu soit de l'étape a), soit de l'étape a1) dans l'étape b) d'hydrocraquage. Cette séparation peut être mise en oeuvre par
10 tout moyen bien connu des hommes du métier. A titre d'exemple on peut effectuer cette séparation en utilisant au moins un système de centrifugation tel qu'un hydrocyclone ou au moins un filtre. On ne sortira pas du cadre de la présente invention en effectuant la séparation directe du produit issu de l'étape a) puis en envoyant le produit appauvri en fines dans l'étape a1) mais cela impliquera le
15 traitement d'une quantité plus importante de produit que si la séparation est effectuée sur la fraction liquide issue de l'étape a1) lorsque celle-ci existe. Selon une forme particulière de réalisation de cette étape b1) on utilisera au moins deux moyens de séparation en parallèles dont l'un sera utilisé pour effectuer la séparation pendant que l'autre sera purgé des fines retenues.

20

Les conditions de l'étape a) de traitement de la charge en présence d'hydrogène sont habituellement des conditions classiques d'hydrotraitement en lit bouillonnant. d'une fraction hydrocarbonée liquide. On opère habituellement sous une pression absolue 2 à 35 MPa, souvent de 5 à 20 MPa et le plus souvent de 6 à
25 10 MPa à une température d'environ 300 à environ 550 °C et souvent d'environ 350 à environ 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. Le plus souvent la VVH se situe dans une gamme allant d'environ 0,1 h⁻¹ à environ 10 h⁻¹ et de
30 préférence environ 0,5 h⁻¹ à environ 5 h⁻¹. La quantité d'hydrogène mélangé à la charge est habituellement d'environ 50 à environ 5000 normaux mètres cube (Nm³) par mètre cube (m³) de charge liquide et le plus souvent d'environ 100 à environ 1000 Nm³/m³ et de préférence d'environ 300 à environ 500 Nm³/m³. On peut utiliser un catalyseur granulaire classique d'hydrotraitement comprenant sur
35 un support amorphe au moins un métal ou composé de métal ayant une fonction hydro-déshydrogénante. Ce catalyseur peut être un catalyseur comprenant des métaux 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 employer un catalyseur comprenant de 0,5 à 10 % en poids de nickel et de préférence de 1 à 5 % en poids de nickel (exprimé en oxyde de nickel NiO) et de 1 à 30 % en poids de molybdène de préférence de 5 à 20 % en poids de molybdène (exprimé en oxyde de molybdène MoO₃) sur un support minéral amorphe. Ce support sera par exemple choisi dans le groupe formé par l'alumine, la silice, les silices-alumines, la magnésie, les argiles et les mélanges d'au moins deux de ces minéraux. Ce support peut également renfermer d'autres composés et par exemple des oxydes choisis dans le groupe formé par l'oxyde de bore, la zircone, l'oxyde de titane, l'anhydride phosphorique. On utilise le plus souvent un support d'alumine et très souvent un support d'alumine dopée avec du phosphore et éventuellement du bore. La concentration en anhydride phosphorique P₂O₅ est habituellement inférieure à environ 20 % en poids et le plus souvent inférieure à environ 10% en poids. Cette concentration en P₂O₅ est habituellement d'au moins 0,001 % en poids. La concentration en trioxyde de bore B₂O₃ est habituellement d'environ 0 à environ 10 % en poids. L'alumine utilisée est habituellement une alumine γ ou η . Ce catalyseur est le plus souvent sous forme d'extrudé. La teneur totale en oxydes de métaux des groupes VI et VIII est souvent d'environ 5 à environ 40 % en poids et en général d'environ 7 à 30 % en poids et le rapport pondéral exprimé en oxyde métallique entre métal (ou métaux) du groupe VI sur métal (ou métaux) du groupe VIII est en général d'environ 20 à environ 1 et le plus souvent d'environ 10 à environ 2. Le catalyseur usagé est en partie remplacé par du catalyseur frais par soutirage en bas du réacteur et introduction en haut du réacteur de catalyseur frais ou neuf à intervalle de temps régulier c'est-à-dire par exemple par bouffée ou de façon quasi continue. On peut par exemple introduire du catalyseur frais tous les jours. Le taux de remplacement du catalyseur usé par du catalyseur frais peut être par exemple d'environ 0,05 kilogramme à environ 10 kilogrammes par mètre cube de charge. Ce soutirage et ce remplacement sont effectués à l'aide de dispositifs permettant le fonctionnement continu de cette étape d'hydrotraitement. L'unité comporte habituellement une pompe de recirculation permettant le maintien du catalyseur en lit bouillonnant par recyclage continu d'au moins une partie du liquide soutiré en tête du réacteur et réinjecté en bas 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 b) d'hydrotraitement convertissant.

- Le plus souvent cette étape a) d'hydrotraitement est mise en oeuvre dans les conditions du procédé T-STAR[®] tel que décrit par exemple dans l'article Heavy Oil Hydroprocessing, publié par l'Aiche, March 19-23, 1995, HOUSTON, Texas, paper number 42d. Elle peut également être mise en oeuvre dans les conditions du
- 5 procédé H-OIL[®] tel que décrit par exemple dans l'article publié par la NPRA Annual Meeting, March 16-18, 1997, J.J. Colyar et L.I. Wilson sous le titre THE H-OIL[®] PROCESS A WORLDWIDE LEADER IN VACUUM RESIDUE HYDROPROCESSING.
- 10 Les produits obtenus au cours de cette étape a) sont selon une variante mentionnée ci-devant (étape a1)) envoyés dans une zone de séparation à partir de laquelle on peut récupérer une fraction liquide lourde et une fraction plus légère. Habituellement cette fraction liquide lourde a un point d'ébullition initial d'environ 350 à environ 400 °C et de préférence d'environ 360 à environ 380 °C et
- 15 par exemple environ 370 °C. La fraction plus légère est habituellement envoyée dans une zone de séparation dans laquelle elle est scindée en fractions légères essence et gazole que l'on peut envoyer au moins en partie aux pools carburants et en une fraction plus lourde.
- 20 Dans l'étape b) on opère habituellement sous une pression absolue d'environ 5 à 30 Mpa, souvent d'environ 5 à 20 Mpa et le plus souvent d'environ 7 à 15 Mpa. La température dans cette étape b) est habituellement d'environ 300 à environ 500 °C, souvent d'environ 350 °C à environ 450 °C, et le plus souvent d'environ 370 °C à environ 400 °C. Cette température est habituellement ajustée en fonction du
- 25 niveau de conversion souhaité. 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 se situe dans une gamme allant d'environ 0,1 h⁻¹ à environ 10 h⁻¹, souvent d'environ 0,1 h⁻¹ à environ 5 h⁻¹ et de préférence environ 0,3 h⁻¹ à environ 2 h⁻¹.
- 30 La quantité d'hydrogène mélangé à la charge est habituellement d'environ 50 à environ 5000 normaux mètres cube (Nm³) par mètre cube (m³) de charge liquide et le plus souvent d'environ 100 à environ 2000 Nm³/m³ et de préférence d'environ 150 à environ 1000 Nm³/m³.
- 35 Dans la zone d'hydrocraquage (étape b)) on utilise au moins un lit fixe de catalyseur classique d'hydrocraquage dont le support est de préférence au moins

en partie cristallin. On utilisera de préférence un catalyseur dont le support contient au moins une zéolithe, ou un mélange de zéolithe. La zéolithe peut être éventuellement dopée par des éléments métalliques comme par exemple les métaux de la famille des terres rares, notamment le lanthane et le cérium, ou des
5 métaux nobles ou non nobles du groupe VIII, comme le platine, le palladium, le ruthénium, le rhodium, l'iridium, le fer et d'autres métaux comme le manganèse, le zinc, le magnésium.

Une zéolithe acide HY est particulièrement avantageuse et est caractérisée par
10 différentes spécifications : un rapport molaire $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ compris entre environ 8 et 70 et de manière préférée entre environ 12 et 40 : une teneur en sodium inférieure à 0,15 % poids déterminée sur la zéolithe calcinée à 1 100 °C ; un paramètre cristallin a de la maille élémentaire compris entre $24,55 \times 10^{-10}$ m et $24,24 \times 10^{-10}$ m et de manière préférée entre $24,38 \times 10^{-10}$ m et $24,26 \times 10^{-10}$ m ;
15 une capacité CNa de reprise en ions sodium, exprimée en gramme de sodium (Na) par 100 grammes de zéolithe modifiée, neutralisée puis calcinée, supérieure à environ 0,85 ; une surface spécifique déterminée par la méthode B.E.T. supérieure à environ 400 m^2/g et de préférence supérieure à 550 m^2/g , une capacité d'adsorption de vapeur d'eau à 25 °C pour une pression partielle de 2,6 torrs
20 (1 torr = 1,333 millibars), supérieure à environ 6 %, une répartition poreuse comprenant entre 1 et 20 % et de préférence entre 3 et 15 % du volume poreux contenu dans des pores de diamètre situé entre 20×10^{-10} m et 80×10^{-10} m, le reste du volume poreux étant contenu dans les pores de diamètre inférieur à $20 \cdot 10^{-10}$ m.
Le catalyseur que l'on emploie habituellement contient en outre au moins un
25 support minéral amorphe servant de liant et au moins un métal ou composé de métal ayant une fonction hydro-déshydrogénante. La teneur pondérale en zéolithe est habituellement d'environ 2 à environ 80 % en poids et de préférence d'environ 5 à environ 50 % en poids. Ce catalyseur peut être un catalyseur comprenant des métaux du groupe VIII par exemple du nickel et/ou du cobalt le plus souvent en
30 association avec au moins un métal du groupe VIB par exemple du molybdène et/ou du tungstène. On peut par exemple employer un catalyseur comprenant de 0,5 à 10 % en poids de nickel et de préférence de 1 à 5 % en poids de nickel (exprimé en oxyde de nickel NiO) et de 1 à 30 % en poids de molybdène de préférence de 5 à 20 % en poids de molybdène (exprimé en oxyde de molybdène
35 MoO₃). Le support minéral amorphe servant de liant sera par exemple choisi dans le groupe formé par l'alumine, la silice, les silices-alumines, la magnésie, les silices-magnésies, les argiles et les mélanges d'au moins deux de ces minéraux. Ce

support peut également renfermer d'autres composés et par exemple des oxydes choisis dans le groupe formé par l'oxyde de bore, la zircone, l'oxyde de titane, l'anhydride phosphorique. On utilise le plus souvent un support d'alumine et très souvent un support d'alumine dopée avec du phosphore et éventuellement du bore. La concentration en anhydride phosphorique P_2O_5 est habituellement inférieure à environ 20 % en poids et le plus souvent inférieure à environ 10% en poids. Cette concentration en P_2O_5 est habituellement d'au moins 0,001 % en poids. La concentration en trioxyde de bore B_2O_3 est habituellement d'environ 0 à environ 10 % en poids. L'alumine utilisée est habituellement une alumine γ ou η . Ce catalyseur est le plus souvent sous forme d'extrudé ou de billes. La teneur totale en oxydes de métaux des groupes VI et VIII est souvent d'environ 1 à environ 40 % en poids et en général d'environ 3 à 30 % en poids et le rapport pondéral exprimé en oxyde métallique entre métal (ou métaux) du groupe VI sur métal (ou métaux) du groupe VIII est en général d'environ 20 à environ 1 et le plus souvent d'environ 10 à environ 2. On pourra par exemple employer l'un des catalyseurs décrits par la demanderesse dans les documents de brevets FR-A-2.582.543 et EP-B-162.733 ou US-A-4.738.940.

Dans la zone de distillation dans l'étape c) les conditions sont généralement choisies de manière à ce que le point de coupe pour la charge lourde soit d'environ 350 à environ 400 °C et de préférence d'environ 360 à environ 380 °C et par exemple environ 370 °C. Dans cette zone de distillation on récupère également une fraction essence dont le point final d'ébullition est le plus souvent d'environ 150 et une fraction gazole dont le point initial d'ébullition est habituellement d'environ 150 °C et le point final d'ébullition d'environ 370 °C.

Enfin selon une variante mentionnée ci-devant dans une étape d) de craquage catalytique au moins une partie de la fraction lourde de la charge hydrotraitée obtenue à l'étape c) peut être envoyée dans une section de craquage catalytique classique dans laquelle elle est craquée catalytiquement de manière classique dans des conditions bien connues des hommes du métier pour produire une fraction carburant (comprenant une fraction essence et une fraction gazole) que l'on envoie habituellement au moins en partie aux pools carburants et une fraction slurry qui sera par exemple au moins en partie, voire en totalité, envoyée au pool fuel lourd ou recyclée au moins en partie, voire en totalité, à l'étape d) de craquage catalytique. Dans le cadre de la présente invention l'expression craquage catalytique classique englobe les procédés de craquage comprenant au moins une

étape de régénération par combustion partielle et ceux comprenant au moins une étape de régénération par combustion totale et/ou ceux comprenant à la fois au moins une étape de combustion partielle et au moins une étape de combustion totale. Dans une forme particulière de réalisation de l'invention une partie de la fraction gazole obtenue au cours de cette étape d) est recyclée soit à l'étape a), soit à l'étape b), soit à l'étape d) en mélange avec la charge introduite dans cette étape d) de craquage catalytique. Dans la présente description le terme une partie de la fraction gazole doit être compris comme étant une fraction inférieure à 100 %. On ne sortirait pas du cadre de la présente invention en recyclant une partie de la fraction gazole à l'étape a), une partie à l'étape b) et une autre partie à l'étape d) l'ensemble de ces parties ne représentant pas forcément la totalité de la fraction gazole. Il est également possible dans le cadre de la présente invention de recycler la totalité du gazole obtenu par craquage catalytique soit à l'étape a), soit à l'étape b) soit à l'étape d), soit une fraction dans chacune de ces étapes, la somme de ces fractions représentant 100 % de la fraction gazole obtenue à l'étape d). On peut aussi recycler à l'étape d) au moins une partie de la fraction essence obtenue dans cette étape d) de craquage catalytique.

On trouvera par exemple une description sommaire du craquage catalytique (dont la première mise en oeuvre industrielle remonte à 1936 (procédé HOUDRY) ou en 1942 pour l'utilisation de catalyseur en lit fluidisé) dans ULLMANS ENCYCLOPEDIA OF INDUSTRIAL CHEMISTRY VOLUME A 18, 1991, pages 61 A 64. On utilise habituellement un catalyseur classique comprenant une matrice, éventuellement un additif et au moins une zéolithe. La quantité de zéolithe est variable mais habituellement d'environ 3 à 60 % en poids, souvent d'environ 6 à 50 % en poids et le plus souvent d'environ 10 à 45 % en poids. La zéolithe est habituellement dispersée dans la matrice. La quantité d'additif est habituellement d'environ 0 à 30 % en poids et souvent d'environ 0 à 20 % en poids. La quantité de matrice représente le complément à 100 % en poids. L'additif est généralement choisi dans le groupe formé par les oxydes des métaux du groupe IIA de la classification périodique des éléments tels que par exemple l'oxyde de magnésium ou l'oxyde de calcium, les oxydes des terres rares et les titanates des métaux du groupe IIA. La matrice est le plus souvent une silice, une alumine, une silice-alumine, une silice-magnésie, une argile ou un mélange de deux ou plusieurs de ces produits. La zéolithe la plus couramment utilisée est la zéolithe Y. On effectue le craquage dans un réacteur sensiblement vertical soit en mode ascendant (riser) soit en mode descendant (dropper). Le choix du catalyseur et des conditions

opératoires sont fonctions des produits recherchés en fonction de la charge traitée comme cela est par exemple décrit dans l'article de M. MARCILLY pages 990-991 publié dans la revue de l'institut français du pétrole nov.-déc. 1975 pages 969-1006. On opère habituellement à une température d'environ 450 à environ 600 °C et des
5 temps de séjour dans le réacteur inférieur à 1 minute souvent d'environ 0,1 à environ 50 secondes.

L'étape d) de craquage catalytique peut aussi être une étape de craquage catalytique en lit fluidisé par exemple selon le procédé mis au point par la
10 demanderesse dénommé R2R. Cette étape peut être exécutée de manière classique connue des hommes du métier dans les conditions adéquates de craquage en vue de produire des produits hydrocarbonés de plus faible poids moléculaire. Des descriptions de fonctionnement et de catalyseurs utilisables dans le cadre du craquage en lit fluidisé dans cette étape d) sont décrits par exemple dans les
15 documents de brevets US-A-4695370, EP-B-184517, US-A-4959334, EP-B-323297, US-A-4965232, US-A-5120691, US-A-5344554, US-A-5449496, EP-A-485259, US-A-5286690, US-A-5324696 et EP-A-699224 dont les descriptions sont considérées comme incorporées à la présente du seul fait de cette mention.

20 Le réacteur de craquage catalytique en lit fluidisé peut fonctionner à courant ascendant ou à courant descendant. Bien que cela ne soit pas une forme préférée de réalisation de la présente invention il est également envisageable d'effectuer le craquage catalytique dans un réacteur à lit mobile. Les catalyseurs de craquage catalytique particulièrement préférés sont ceux qui contiennent au moins une
25 zéolithe habituellement en mélange avec une matrice appropriée telle que par exemple l'alumine, la silice, la silice-alumine.

Selon un mode de réalisation particulier lorsque la charge traitée est un distillat sous vide issu de la distillation sous vide d'un résidu de distillation
30 atmosphérique d'un pétrole brut il est avantageux de récupérer le résidu sous vide pour l'envoyer dans une étape f) de désasphaltage au solvant à partir de laquelle on récupère une fraction d'asphalte et une huile désasphaltée qui est par exemple au moins en partie envoyée à l'étape a) de hydrotraitement en mélange avec le distillat sous vide.

35

L'étape f) de désasphaltage à l'aide d'un solvant est effectuée dans des conditions classiques bien connues de l'homme du métier. On peut ainsi se référer à l'article

de BILLON et autres publiée en 1994 dans le volume 49 numéro 5 de la revue de l'INSTITUT FRANÇAIS DU PETROLE PAGES 495 à 507 ou encore à la description donnée dans la description du brevet français FR-B-2480773 ou dans la description du brevet FR-B-2681871 au nom de la demanderesse ou encore dans la description
5 du brevet US-A-4715946 au nom de la demanderesse dont les descriptions sont considérées comme incorporées à la présente du seul fait de cette mention. Le désasphaltage est habituellement effectué à une température de 60 à 250 °C avec au moins un solvant hydrocarboné ayant de 3 à 7 atomes de carbone éventuellement additionné d'au moins un additif. Les solvants utilisables et les
10 additifs sont largement décrits dans les documents cités ci-devant et dans les documents de brevet US-A-1948296, US-A-2081473, US-A-2587643, US-A-2882219, US-A-3278415 et US-A-3331394 par exemple. Il est également possible d'effectuer la récupération du solvant selon le procédé opticritique c'est-à-dire en utilisant un solvant dans des conditions supercritiques. Ce procédé permet en particulier
15 d'améliorer notablement l'économie globale du procédé. Ce désasphaltage peut être fait dans un mélangeur-décanteur ou dans une colonne d'extraction. Dans le cadre de la présente invention on préfère la technique utilisant au moins une colonne d'extraction.

20 Dans une forme préférée de l'invention l'asphalte résiduel obtenu à l'étape f) est envoyé dans une section d'oxyvapo-gazéification dans laquelle il est transformé en un gaz contenant de l'hydrogène et du monoxyde de carbone. Ce mélange gazeux peut être utilisé pour la synthèse de méthanol ou pour la synthèse d'hydrocarbures par la réaction de Fischer-Tropsch. Ce mélange dans le cadre de
25 la présente invention est de préférence envoyé dans une section de conversion à la vapeur (shift conversion en anglais) dans laquelle en présence de vapeur d'eau il est converti en hydrogène et en dioxyde de carbone. L'hydrogène obtenu peut être employé dans les étapes a) et b) du procédé selon l'invention. L'asphalte résiduel peut aussi être utilisé comme combustible solide ou après fluxage comme
30 combustible liquide, ou entrer dans la composition des bitumes.

EXEMPLES

Ces exemples sont réalisés dans une unité pilote qui diffère d'une unité
35 industrielle en ce que l'écoulement des fluides dans la zone hydrocraquage en lit fixe est réalisé en écoulement ascendant. Il a été en effet vérifié par ailleurs que ce

mode de travail en unité pilote fournit des résultats équivalents à ceux des unités industrielles travaillant à courant descendant de fluides.

Exemple 1 (exemple comparatif)

5

Dans un premier réacteur en lit fixe, on charge un catalyseur amorphe contenant 15 % en poids de Mo exprimé en oxyde de molybdène MoO₃, 5 % en poids de Ni exprimé en oxyde de nickel NiO et 80 % en poids d'alumine ; dans un second réacteur en lit fixe situé après ce premier réacteur, on charge un catalyseur dont la composition est la suivante : 12 % Mo exprimé en oxyde de molybdène MoO₃, 4 % en poids de Ni exprimé en oxyde de nickel NiO, 10 % en poids de zéolithe Y et 74 % en poids d'alumine.

On introduit une charge constituée par un distillat sous vide dont la composition est donnée dans le tableau 1.

15

tableau 1

	Charge
d15/4	0,926
Viscosité à 100 °C (m ² /s)	10,1×10 ⁻⁴
Soufre (% poids)	2,58
Azote (ppm)	1300
Distillation	
5 %	393
95%	565

De l'hydrogène est introduit sous une pression de 13,5 MPa et dans un rapport volumique H₂/HC = 1 300. La vitesse spatiale est alors de 0,7 h⁻¹. Le produit issu du premier réacteur est introduit dans le second réacteur. La pression est de 13,5 MPa et le produit circule à une vitesse spatiale de 1,5 h⁻¹. À l'issue de cette deuxième étape, la conversion réalisée est de 93,9 % en fraction 385 °C comme indiquée dans le tableau 2 ci-après. La température de fonctionnement du premier réacteur est réglée pour réaliser complètement la déazotation de la charge et l'effluent à la sortie de cette étape a une teneur en azote de 3 ppm. Dans ces conditions, la conversion réalisée est de 25 % poids en 385 °C.

20

25

tableau 2

Données concernant la première et la deuxième étape	
Températures	
1 ère étape lit fixe	395 °C
2 ème étape lit fixe	375 °C
Conversion en 385 °C ⁻ (% Poids)	93,9 %
Bilan matière (% Poids)	
H2S + NH3	2,89
C1-C4	4,08
C5-135 °C (essence)	21,93
135-385°C (coupe gazole)	65,0
385 ⁺ °C	8,92
Total	102,82
Caractéristiques des produits	
C5-135 °C (essence)	
d15/4	0,698
Soufre (ppm poids)	2
P/N/A (% poids)	66/32/2
135-385 °C (coupe gazole)	
d15/4	0,805
Soufre (ppm poids)	10
Indice de cétane	57
385 ⁺ °C	
d15/4	0,822
Viscosité à 100 °C (m ² /s)	4,2.10 ⁻⁴
Indice de viscosité après déparaffinage au MIBK	125
Point d'écoulement de l'huile (°C)	-18

MIBK =méthylisobutylcétone, P/N/A =paraffines/naphtènes/aromatiques

- 5 Dans ces conditions très sévères de fonctionnement avec une charge lourde et un niveau de conversion élevé, la désactivation du système catalytique utilisée et la

sélectivité en distillats moyens exprimée sous la forme du ratio de la fraction de distillat moyen (135-385°C) produit divisé par la quantité de produit converti (385 °C), qui sont les deux paramètres importants de ce procédé, sont présentées dans le tableau 3 :

5

tableau 3

Données concernant la durée de cycle	
Désactivation du premier catalyseur (°C/mois)	1 °C
Désactivation du deuxième catalyseur (°C/mois)	0,5 °C
Durée de cycle totale (mois)	30
sélectivité en 135-385 °C (% Poids)	65

On constate que :

- 10 • Pour une température fin de cycle correspondant à la limite métallurgique des réacteurs (généralement 425 °C), la durée de cycle est toujours limitée par le premier réacteur alors que la durée de cycle du deuxième catalyseur est potentiellement beaucoup plus importante. Il est possible d'accroître le volume du premier catalyseur pour limiter la désactivation, mais ceci au détriment de
- 15 l'investissement minimal qui est souvent la règle pour la construction d'unités industrielles.
- La sélectivité en distillat moyen est de 65% poids.

20 Exemple 2 (exemple selon l'invention)

Dans un réacteur fonctionnant en lit bouillonnant avec ajout et soutirage de catalyseur contenant le même catalyseur que dans l'exemple 1, et dans les mêmes conditions de pression et de vitesse spatiale, on introduit la même charge que

25 dans l'exemple 1. Le rapport volumique H₂/HC est de 500. Dans les conditions de fonctionnement du premier réacteur, l'effluent à la sortie de cette étape a une teneur en azote de 12 ppm en poids. Dans ces conditions, la conversion réalisée est de 45 % poids en 385 °C.

Le produit issu du premier réacteur est introduit dans le second réacteur fonctionnant en lit fixe dans les mêmes conditions de pression, de vitesse spatiale et de rapport volumique H₂/HC que dans l'exemple 1. La température est ajustée de façon à réaliser niveau de conversion très proche de celui présenté dans

5 l'exemple 1 (93,9 % en 385 °C). comme indiquée dans le tableau 4.

tableau 4

Données concernant la première et la deuxième étape	
Températures	
1 ère étape lit bouillonnant	415 °C
2 ème étape lit fixe	365 °C
Conversion en 385 °C ⁻ (% Poids)	93,8 %
Bilan matière (% Poids)	
H ₂ S + NH ₃	2,89
C1-C4	4,0
C5-135 °C (essence)	19,2
135-385 °C (coupe gazole)	67,7
385 ⁺ °C	9,0
Total	102,79
Caractéristiques des produits	
C5-135 °C (essence)	
d15/4	0,697
Soufre (ppm poids)	3
P/N/A (% poids)	65/33/2
135-385 °C (coupe gazole)	
d15/4	0,806
Soufre (ppm poids)	12
Indice de cétane	56
385 ⁺ °C	
d15/4	0,823
Viscosité à 100 °C (m ² /s)	4,25x10 ⁻⁴
Indice de viscosité après déparaffinage au MIBK	123
Point d'écoulement de l'huile (°C)	-17

Dans ces conditions de fonctionnement, l'ajout et le soutirage de catalyseur dans le premier réacteur permettent de ne pas être limité par la durée de cycle de ce catalyseur. De plus il est possible de travailler à plus haute température ce qui permet d'augmenter la conversion en première étape, donc la sélectivité en distillat moyen est plus importante selon le procédé de l'invention. La désactivation du deuxième catalyseur reste au même niveau ce qui permet de doubler la durée de cycle globale qui n'est plus limitée que par les arrêts nécessaires par le contrôle des appareils sous pression (tableau 5) :

10

tableau 5

Données concernant la durée de cycle	
Désactivation du deuxième catalyseur (°C/mois)	0,5 °C
Durée de cycle totale (mois)	> 60
sélectivité en 135-385-°C (% Poids)	67,7

On constate que :

- 15 • Pour une température fin de cycle correspondant à la limite métallurgique des réacteurs (généralement 425 °C), la durée de cycle totale selon le procédé de l'invention est plus que doublée et permet de profiter complètement du potentiel du catalyseur zéolithique.
- 20 • La sélectivité en distillat moyen est de 67,7 % poids ce qui représente un avantage supplémentaire quand l'objectif est de maximiser la production de distillats moyens.

Exemple 3 (exemple selon l'invention)

Dans un réacteur fonctionnant en lit bouillonnant avec ajout et soutirage de catalyseur contenant le même catalyseur que dans l'exemple 1, et dans les mêmes conditions de pression, H₂/HC et vitesse spatiale que dans l'exemple 2, on introduit la même charge que dans l'exemple 1. Dans les conditions de fonctionnement du premier réacteur, l'effluent à la sortie de cette étape a une teneur en azote de 12 ppm en poids. Dans ces conditions, la conversion réalisée est de 45 % poids en 385 °C.

10

Le produit issu du premier réacteur est fractionné de façon à récupérer la coupe essence et la coupe gazole déjà convertie et seule la fraction non convertie 385 °C est introduite dans le second réacteur fonctionnant en lit fixe dans les mêmes conditions de pression, de vitesse spatiale ce qui réduit le volume catalytique de ce réacteur par rapport aux exemples 1 et 2. La température est ajustée de façon à réaliser un niveau de conversion proche de celui présenté dans l'exemple 1 (93,9 % en 385 °C). comme indiquée dans le tableau 6.

15

Tableau 6

Données concernant la première et la deuxième étape	
Températures	
1 ère étape lit bouillonnant	415 °C
2 ème étape lit fixe	368 °C
Conversion en 385 °C ⁻ (% Poids)	94,25 %
Bilan matière (% Poids)	
H2S + NH3	2,89
C1-C4	3,8
C5-135 °C (essence)	18,0
135-385 °C (coupe gazole)	69,5
385 ⁺ °C	8,56
Total	102,75
Caractéristiques des produits	
C5-135 °C (essence)	
d15/4	0,698
Soufre (ppm poids)	5
P/N/A (% poids)	65/32/3
135-385 °C (coupe gazole)	
d15/4	0,808
Soufre (ppm poids)	15
Indice de cétane	54
385 ⁺ °C	
d15/4	0,824
Viscosité à 100 °C (m ² /s)	4,30x10 ⁻⁴
Indice de viscosité après déparaffinage au MIBK	122
Point d'écoulement de l'huile (°C)	-15

Dans ces conditions de fonctionnement, la sélectivité en distillat moyen est encore améliorée par rapport à l'exemple 2 puisque les produits déjà convertis ne peuvent pas être recraqué dans le réacteur en lit fixe ce qui maximise la sélectivité. La durée de cycle globale n'est pas affectée par cette variante du procédé (tableau 7) :

5

tableau 7

Données concernant la durée de cycle	
Désactivation du deuxième catalyseur (°C/mois)	0,6°C
Durée de cycle totale (mois)	> 60
sélectivité en 135-385-°C (% Poids)	69,5

On constate que :

10

- La sélectivité en distillat moyen est de 69,5 % poids ce qui représente un avantage supplémentaire quand l'objectif est de maximiser la production de distillats moyens.

REVENDICATIONS

- 1 - Procédé de conversion d'une fraction d'hydrocarbures ayant une teneur en soufre d'au moins 0,05 %, une température initiale d'ébullition d'au moins 300 °C et une température finale d'ébullition d'au moins 400 °C caractérisé en ce qu'il comprend les étapes suivantes :
- 5
- a) on traite la charge hydrocarbonée dans une section de traitement en présence d'hydrogène ladite section comprenant au moins un réacteur triphasique, contenant au moins un catalyseur d'hydrotraitement dont le support minéral est au moins en partie amorphe, en lit bouillonnant, fonctionnant à courant ascendant de liquide et de gaz, ledit réacteur comportant au moins un moyen de soutirage du catalyseur hors dudit réacteur situé à proximité du bas du réacteur et au moins un moyen d'appoint de catalyseur frais dans ledit réacteur situé à proximité du sommet dudit réacteur,
- 10
- 15
- b) on envoie au moins une partie de l'effluent issu de l'étape a) dans une section de traitement en présence d'hydrogène ladite section comprenant au moins un réacteur contenant au moins un catalyseur d'hydrocraquage en lit fixe comprenant un support minéral, dans des conditions permettant d'obtenir un effluent à teneur réduite en soufre et à teneur élevée en distillat moyen.
- 20
- 2 - Procédé selon la revendication 1 dans lequel au moins une partie de l'effluent obtenu à l'étape b) est envoyé dans une zone de distillation (étape c)) à partir de laquelle on récupère une fraction gazeuse, une fraction carburant moteur de type essence, une fraction carburant moteur de type gazole et une fraction liquide plus lourde que la fraction de type gazole.
- 25
- 3 - Procédé selon l'une des revendications 1 ou 2 dans lequel la fraction liquide plus lourde que la fraction de type gazole obtenue à l'étape c) est envoyé dans une section de craquage catalytique (étape d)) dans laquelle elle est traitée dans des conditions permettant de produire une fraction gazeuse, une fraction essence, une fraction gazole et une fraction slurry.
- 30

- 4- Procédé selon la revendication 3 dans lequel au moins une partie de la fraction gazole récupérée à l'étape d) de craquage catalytique est recyclée à l'étape a) et/ou à l'étape b).
- 5 5- Procédé selon la revendication 3 dans lequel l'étape d) de craquage catalytique est effectuée dans des conditions permettant de produire une fraction essence qui est au moins en partie envoyée au pool carburant, une fraction gazole qui est envoyée au moins en partie au pool gazole et une fraction slurry qui est au moins en partie envoyé au pool fuel lourd.
- 10 6- Procédé selon l'une des revendications 3 à 5 dans lequel au moins une partie de la fraction gazole et/ou de la fraction essence obtenue à l'étape d) de craquage catalytique est recyclée à l'entrée de cette étape d).
- 15 7- Procédé selon l'une des revendications 3 à 6 dans lequel au moins une partie de la fraction slurry obtenue à l'étape d) de craquage catalytique est recyclée à l'entrée de cette étape d).
- 8 - Procédé selon l'une des revendications 2 à 7 dans lequel la fraction liquide plus
20 lourde que la fraction de type gazole obtenue à l'étape c) est au moins en partie renvoyée soit à l'étape a) d'hydrotraitement, soit à l'étape b) d'hydrocraquage, soit dans chacune de ces étapes.
- 9 - Procédé selon l'une des revendications 3 à 8 dans lequel au moins une partie de
25 cette fraction slurry est renvoyée soit à l'étape a) d'hydrotraitement, soit à l'étape b) d'hydrocraquage, soit dans chacune de ces étapes.
- 10 - Procédé selon l'une des revendications 1 à 9 caractérisé en ce qu'il comprend
une étape a1) entre l'étape a) et l'étape b) dans laquelle on scinde le produit issu
30 de l'étape a) en une fraction liquide lourde qui est envoyée dans l'étape b) d'hydrocraquage. et en une fraction plus légère que l'on récupère.

11 - Procédé selon la revendication 10 dans lequel la fraction liquide plus légère que l'on récupère est envoyée dans une zone de distillation à partir de laquelle on récupère une fraction gazeuse, une fraction carburant moteur de type essence, une fraction carburant moteur de type gazole et une fraction liquide plus lourde que la
5 fraction de type gazole.

12 - Procédé selon la revendication 10 ou 11 dans lequel la fraction liquide plus lourde que la fraction de type gazole est renvoyée au moins en partie dans l'étape a) et/ou au moins en partie renvoyée dans l'étape b).

10

13 - Procédé selon l'une des revendications 10 à 12 dans lequel la fraction liquide plus légère que l'on récupère est envoyée dans la zone de distillation de l'étape c).

15

14 - Procédé selon l'une des revendications 1 à 13 caractérisé en ce qu'il comporte une étape b1) de séparation au moins partielle des fines contenues dans le produit issu soit de l'étape a), soit de l'étape a1) avant son introduction soit dans l'étape a1) soit dans l'étape b).

20

15 - Procédé selon la revendication 14 dans lequel l'étape de séparation comporte l'utilisation de deux moyens de séparation en parallèles dont l'un sera utilisé pour effectuer la séparation pendant que l'autre sera purgé des fines retenues.

25

16 - Procédé selon l'une des revendications 1 à 15 dans lequel au cours de l'étape a) le traitement en présence d'hydrogène est effectué sous une pression absolue de 2 à 35 MPa, à une température d'environ 300 à 550 °C avec une vitesse spatiale horaire d'environ 0,1 à 10 h⁻¹ et la quantité d'hydrogène mélangé à la charge est d'environ 50 à 5000 Nm³/m³.

30

17- Procédé selon l'une des revendications 1 à 16 dans lequel l'étape b) d'hydrocraquage est effectuée sous une pression absolue d'environ 2 à 30 MPa, à une température d'environ 300 à 500 °C avec une vitesse spatiale horaire d'environ 0,1 à 10 h⁻¹ et la quantité d'hydrogène mélangé à la charge est d'environ 50 à 5000 Nm³/m³.

18- Procédé selon l'une des revendications 1 à 17 dans lequel la charge traitée est un distillat sous vide issu de la distillation sous vide d'un résidu de distillation atmosphérique d'un pétrole brut et le résidu sous vide est envoyé dans une étape f) de désasphaltage à partir de laquelle on récupère une huile désasphaltée qui est au moins en partie envoyée à l'étape a) et de l'asphalte.

19- Procédé selon la revendication 18 dans lequel le désasphaltage est effectué à une température de 60 à 250 °C avec au moins un solvant hydrocarboné ayant de 3 à 7 atomes de carbone.

10

20 - Procédé selon l'une des revendications 2 à 19 dans lequel au moins une partie de la fraction liquide plus lourde de charge hydrotraitée obtenue à l'étape c) est envoyée au pool fuel lourd.

15 21- Procédé selon l'une des revendications 1 à 20 dans lequel la fraction carburant moteur de type essence et la fraction carburant moteur de type gazole obtenues à l'étape c) sont au moins en partie envoyées dans leurs pools carburants respectifs.

INSTITUT NATIONAL
de la
PROPRIETE INDUSTRIELLE

RAPPORT DE RECHERCHE
PRELIMINAIRE

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

N° d'enregistrement
national

FA 545064
FR 9707984

DOCUMENTS CONSIDERES COMME PERTINENTS		Revendications concernées de la demande examinée
Catégorie	Citation du document avec indication, en cas de besoin, des parties pertinentes	
Y	US 4 478 705 A (GANGULI) * figure 3 * ---	1-21
Y	GB 2 104 544 A (HYDROCARBON RESEARCH) * le document en entier * ---	1-21
A	GB 1 495 586 A (NIPPON OIL CO LTD) * le document en entier * ---	1-21
A	US 3 725 251 A (CHERVENAK M ET AL) * abrégé * ---	1-21
A	US 3 297 563 A (DOUMANI) * le document en entier * ---	1-21
A	US 4 376 037 A (DAHLBERG ARTHUR J ET AL) * le document en entier * ---	1-21
A	GB 2 160 889 A (CHEVRON RES) * le document en entier * ---	1-21
A	US 3 972 803 A (WOLK RONALD H ET AL) * le document en entier * -----	1-21

DOMAINES TECHNIQUES
RECHERCHES (Int.CL.6)

C10G

1

EPO FORM 1503 03.82 (P44C13)

Date d'achèvement de la recherche

3 mars 1998

Examineur

Michiels, P

CATEGORIE DES DOCUMENTS CITES

X : particulièrement pertinent à lui seul
Y : particulièrement pertinent en combinaison avec un
autre document de la même catégorie
A : pertinent à l'encontre d'au moins une revendication
ou arrière-plan technologique général
O : divulgation non-écrite
P : document intermédiaire

T : théorie ou principe à la base de l'invention
E : document de brevet bénéficiant d'une date antérieure
à la date de dépôt et qui n'a été publié qu'à cette date
de dépôt ou qu'à une date postérieure.
D : cité dans la demande
L : cité pour d'autres raisons
.....
& : membre de la même famille, document correspondant