



Europäisches Patentamt  
European Patent Office  
Office européen des brevets



(11) **EP 1 505 142 A1**

(12) **DEMANDE DE BREVET EUROPEEN**

(43) Date de publication:  
**09.02.2005 Bulletin 2005/06**

(51) Int Cl.7: **C10G 69/04**

(21) Numéro de dépôt: **04290989.5**

(22) Date de dépôt: **13.04.2004**

(84) Etats contractants désignés:  
**AT BE BG CH CY CZ DE DK EE ES FI FR GB GR  
HU IE IT LI LU MC NL PL PT RO SE SI SK TR**  
Etats d'extension désignés:  
**AL HR LT LV MK**

(72) Inventeurs:  
• **Gueret, Christophe**  
**69560 St Romain en Gal (FR)**  
• **Kressmann, Stéphane**  
**69360 Serezin du Rhone (FR)**  
• **Verstraete, Jan**  
**69007 Lyon (FR)**

(30) Priorité: **25.04.2003 FR 0305211**

(71) Demandeur: **Institut Français du Pétrole**  
**92852 Rueil-Malmaison Cedex (FR)**

(54) **Procédé de valorisation de charges lourdes par désasphaltage et hydrocraquage en lit bouillonnant**

(57) L'invention porte sur un procédé de traitement d'une charge d'hydrocarbures comprenant les étapes suivantes, dans lesquelles :

a) on met en contact la charge avec un solvant de manière à obtenir un effluent désalphalté ayant une teneur en asphaltènes inférieure à 3000 ppm poids,  
b) on craque l'effluent désalphalté en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrocraquage, dans un réacteur à lit bouillonnant, de manière à convertir au moins 50 % en poids de la fraction de l'effluent désalphalté bouillant au dessus de 500°C en composés ayant un point d'ébullition inférieur à 500°C,

c) on fractionne l'effluent de l'étape b) pour récupérer des essences, du kérosène, des gazoles et un premier résidu, et  
d) on craque au moins une partie de ce premier résidu de manière à obtenir un effluent comprenant des essences, du kérosène, des gazoles et un second résidu.

**EP 1 505 142 A1**

## Description

**[0001]** Le domaine de la présente invention est celui du raffinage des coupes pétrolières. Il concerne en particulier le domaine des procédés de traitement de charges lourdes telles que des résidus provenant d'une distillation atmosphérique ou d'une distillation sous vide.

**[0002]** Etant donné la demande croissante en carburants, en essences et en diesel, et la baisse de consommation des fuels lourds, il devient de plus en plus important de pouvoir convertir à un niveau très élevé le fond du baril.

**[0003]** Ceci est particulièrement vrai pour certains pays où la production locale en pétrole est constituée essentiellement de bruts dit lourds, tel que, par exemple, le brut Athabaska au Canada, Morichal au Venezuela, contenant très peu de distillats légers. En effet, ces bruts lourds contiennent environ 80% en poids de résidu sous vide. Ces bruts sont également caractérisés par une densité API faible, inférieure à 12.

**[0004]** Par ailleurs, les charges lourdes telles que les résidus atmosphériques et les résidus sous vide contiennent des quantités importantes de métaux, de sédiments et d'asphaltènes. Lorsque ces charges sont utilisées dans des procédés de conversion thermique, tels qu'une viscoréduction, les impuretés de ces charges entraînent rapidement le cokage et le bouchage des capacités par floculation et sédimentation. Lorsque ces mêmes charges sont utilisées dans des procédés de conversion catalytique en lit fixe, la présence d'impuretés nécessite l'utilisation de lit de garde pour protéger les catalyseurs de raffinage et éviter une désactivation très rapide, augmentant ainsi le volume des réacteurs de ces unités.

**[0005]** Par ailleurs, dans les unités de conversion en lit fixe, la conversion de la charge est limitée par des niveaux thermiques qui sont plus faibles que dans les unités de conversion en lit bouillonnant. Lorsque ces charges sont utilisées telles qu'elles dans des procédés de conversion catalytique en lit bouillonnant, la présence de ces impuretés entraîne l'augmentation du taux de remplacement de catalyseur.

**[0006]** Le brevet français FR 2 803 596 décrit un procédé de conversion de distillats comprenant une étape d'hydroconversion en lit bouillonnant, une étape de séparation dans laquelle on obtient une fraction légère et une fraction lourde, et une étape de craquage catalytique de la fraction lourde. Un tel procédé peut conduire à des niveaux de conversion élevés, mais sa mise en oeuvre n'est généralement envisagée que pour des charges ayant un point d'ébullition final inférieur à 600°C. En outre, le procédé décrit dans ce brevet n'est, a priori, pas adapté pour le traitement d'un résidu atmosphérique ou d'un résidu sous vide provenant d'un brut lourd.

**[0007]** Il a été trouvé un procédé permettant de pallier aux inconvénients évoqués ci-dessus et permettant également d'obtenir des rendements élevés en essences, en kérosène et en gazoles, à partir de résidus provenant d'une distillation atmosphérique ou d'une distillation sous vide d'un brut lourd. Ce procédé permet également d'obtenir des produits de bonne qualité ne nécessitant pas de post-traitement ou ne nécessitant que des post-traitements modérés.

**[0008]** La présente invention porte donc sur un procédé de traitement d'une charge d'hydrocarbures dont au moins 95% en poids sont constitués de composés ayant une température d'ébullition d'au moins 340°C, caractérisé en ce qu'il comprend les étapes suivantes, dans lesquelles :

a) on met en contact la charge avec un solvant de manière à obtenir un effluent désasphalté ayant une teneur en asphaltènes (insolubles dans le n-heptane selon la norme NF-T-60-115) inférieure à 3000 ppm poids,

b) on craque l'effluent désasphalté en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrocraquage, dans un réacteur à lit bouillonnant, de manière à convertir au moins 50 % en poids de la fraction de l'effluent désasphalté bouillant au dessus de 500°C en composés ayant un point d'ébullition inférieur à 500°C,

c) on fractionne l'effluent de l'étape b) pour récupérer des essences, du kérosène, des gazoles et un premier résidu, et

d) on craque catalytiquement au moins une partie de ce premier résidu de manière à obtenir un effluent comprenant des essences, du kérosène, des gazoles et un second résidu.

**[0009]** Un avantage de l'invention est de fournir un procédé permettant d'obtenir une meilleure valorisation de charges lourdes telles que des résidus atmosphériques, des résidus sous vide obtenus à partir de n'importe quels pétroles bruts, en particulier à partir de pétroles bruts lourds. Ces pétroles bruts présentent généralement une densité API inférieure à 12.

**[0010]** Un autre avantage de l'invention est de fournir un procédé permettant de viser un rendement global élevé en essences, en kérosène et en gazoles.

**[0011]** Un autre avantage de l'invention est de fournir un procédé permettant d'obtenir des essences, du kérosène et des gazoles ayant d'excellentes qualités et permettant de limiter le nombre ou la sévérité des post-traitements.

**[0012]** Pour une meilleure compréhension, deux modes non limitatifs du procédé de l'invention sont illustrés par des figures.

**[0013]** La Figure 1 représente, à titre d'exemple, un mode de réalisation du procédé selon l'invention enchaînant une étape de désasphaltage, une étape d'hydroconversion en lit bouillonnant, une étape de fractionnement par dis-

tillation atmosphérique et une étape de craquage catalytique de type FCC.

**[0014]** La Figure 2 représente, à titre d'exemple, un schéma similaire à celui de la Figure 1, mais dans lequel l'étape de fractionnement comprend une distillation atmosphérique et une distillation sous vide, le distillat sous vide étant envoyé dans une étape d'hydrocraquage.

**[0015]** Les charges qui peuvent être traitées par le procédé de l'invention sont des hydrocarbures dont au moins 95% en poids sont constitués de composés ayant une température d'ébullition d'au moins 340°C et pouvant aller à 700°C ou plus, par exemple entre 500°C et 700°C.

**[0016]** La charge d'hydrocarbures présente un point d'ébullition final, de préférence supérieur à 600°C, de manière plus préférée supérieur à 650°C, de manière encore plus préférée supérieur à 700°C.

**[0017]** Ces charges peuvent être des résidus atmosphériques et des résidus sous vide. Par exemple, ces charges peuvent être des résidus provenant de distillations directes ou de procédés de conversion comme la cokéfaction, de procédés d'hydroconversion en lit fixe comme le procédé HYVAHL ou de procédés en lit bouillonnant comme le procédé H-Oil. Les charges peuvent être formées par mélange de ces fractions dans n'importe quelle proportion ou par dilution dans des coupes pétrolières de point d'ébullition inférieur à 360°C.

**[0018]** L'invention se révèle particulièrement intéressante pour certains résidus de bruts lourds, c'est à dire des bruts contenant peu de distillats. Typiquement les bruts Athabasca et Morichal comportent 80% de résidus sous vide. Leur densité API est généralement voisine 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.

**[0019]** Ainsi, selon un mode préférentiel, la charge d'hydrocarbures comporte essentiellement des résidus atmosphériques, dont au moins 95% en poids sont constitués de composés ayant une température d'ébullition d'au moins 600°C, et des résidus sous vide de bruts lourds, dont au moins 95% en poids sont constitués de composés ayant une température d'ébullition d'au moins 650°C.

**[0020]** Lors de l'étape a) du procédé de l'invention, on met en contact la charge avec un solvant afin d'obtenir un effluent désasphalté. Cette opération est souvent qualifiée de désasphaltage au solvant. Elle permet d'extraire une grande partie des asphaltènes et de réduire la teneur en métaux. Lors de ce désasphaltage, ces derniers éléments se retrouvent concentrés dans un effluent appelé asphalte. L'effluent désasphalté, souvent qualifié d'huile désasphaltée, présente une teneur réduite en asphaltènes et en métaux.

**[0021]** L'un des objectifs de l'étape de désasphaltage est, d'une part, de maximiser la quantité d'huile désasphaltée et, d'autre part, de maintenir, voire de minimiser, la teneur en asphaltènes. Cette teneur en asphaltènes est généralement déterminée en terme de teneur en asphaltène insolubles dans l'heptane, c'est à dire mesurée selon une méthode décrite dans la norme NF-T 60-115 de janvier 2002.

**[0022]** Selon l'invention, la teneur en asphaltènes de l'effluent désasphalté est inférieure à 3000 ppm poids.

**[0023]** De préférence, la teneur en asphaltènes de l'effluent désasphalté est inférieure à 1000 ppm poids, de manière plus préférée inférieure à 500 ppm poids.

**[0024]** En dessous d'une teneur en asphaltènes de 500 ppm poids, la méthode de la norme NF-T 60-115 n'est plus suffisante pour mesurer cette teneur. La demanderesse a mis au point une méthode analytique, couvrant l'analyse quantitative des asphaltènes des produits de distillation directe et des produits lourds issus du désasphaltage des résidus. Cette méthode est utilisable pour des concentrations en asphaltènes inférieures à 3000 ppm poids et supérieures à 20 ppm poids. La méthode en question consiste à comparer l'absorbance à 750 nm d'un échantillon en solution dans le toluène avec celle d'un échantillon en solution dans l'heptane après filtration. La différence entre les deux valeurs mesurées est corrélée à la concentration en asphaltènes insolubles dans l'heptane en utilisant une équation de calibrage. Cette méthode vient compléter la méthode AFNOR T60-115 et la méthode standard IP143 qui sont utilisées pour des concentrations plus élevées.

**[0025]** Le solvant utilisé lors de l'étape a) de désasphaltage est avantageusement un solvant paraffinique, une coupe d'essence ou des condensats contenant des paraffines.

**[0026]** De préférence, le solvant utilisé lors de l'étape a) comprend au moins 50 % en poids de composés hydrocarbonés ayant entre 3 et 7 atomes de carbone, de manière plus préférée entre 5 et 7 atomes de carbone, de manière encore plus préférée 5 atomes de carbone.

**[0027]** En fonction du solvant utilisé, le rendement en huile désasphaltée et la qualité de cette huile peuvent varier. A titre d'exemple, lorsque que l'on passe d'un solvant à 3 atomes de carbone à un solvant à 7 atomes de carbone, le rendement en huile augmente mais, en contrepartie, les teneurs en impuretés (asphaltènes, métaux, Carbone Conradson, soufre, azote...) augmentent également.

**[0028]** Le tableau suivant illustre, à titre d'exemple, l'impact du nombre d'atomes de carbone des composés hydrocarbonés du solvant sur les rendements en huile désasphaltée et sur la qualité de l'huile lors du désasphaltage d'un résidu sous vide (RSV) Arabe Léger.

EP 1 505 142 A1

Solvant	C3	C4	C5
Rendement en huile désasphaltée par rapport au résidu sous vide, % en poids	base	base+30	base+45
Caractéristiques de l'huile			
Densité d15/4	0,933	0,959	0,974
Soufre (% en poids)	2,6	3,3	3,7
Carbone Conradson (% en poids)	1,9	5,9	7,9
Asphaltènes C7 (% en poids)	<0,05	0,07	0,15
Ni(ppm)	1	3	7
V (ppm)	1,5	2,5	15,5

**[0029]** Par ailleurs pur un solvant donné, le choix des conditions opératoires en particulier la température et la quantité de solvant injectée a un impact sur le rendement en huile désasphaltée et sur la qualité de cette huile. L'homme du métier peut choisir les conditions optimales pour obtenir une teneur en asphaltène inférieure à 3000 ppm.

**[0030]** L'étape a) de désasphaltage peut être réalisée par tout moyen connu de l'homme du métier. L'étape a) est généralement réalisée dans un mélangeur décanteur ou dans une colonne d'extraction. De préférence, l'étape de désasphaltage est réalisée dans une colonne d'extraction.

**[0031]** Dans un mode de réalisation préféré, on introduit dans la colonne d'extraction un mélange comprenant la charge d'hydrocarbures et une première fraction d'une charge de solvant, le rapport volumique entre la fraction de charge 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 la charge de solvant, le rapport volumique entre la seconde fraction de charge 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 charge de solvant et la charge d'hydrocarbures est appelé 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.

**[0032]** Le taux de solvant global est, de préférence, supérieur à 4/1, de manière plus préférée supérieur à 5/1.

**[0033]** 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.

**[0034]** Par ailleurs, dans 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 de la résine qui descend dans l'extracteur. Le contre-courant ascendant du mélange permet de dissoudre à une température plus basse les fractions comprenant de la résine qui sont les plus légères.

**[0035]** La température en tête d'extracteur est, de préférence, comprise entre 175 et 195°C. La température en fond d'extracteur est, quant à elle, de préférence, comprise entre 135 et 165°C.

**[0036]** La pression régnant à l'intérieur de l'extracteur est généralement ajustée de manière à ce que tous les produits demeurent à l'état liquide. Cette pression est, de préférence, comprise entre 4 et 5 MPa.

**[0037]** Lors de l'étape b) du procédé de l'invention, on craque l'effluent désasphalté en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrocraquage, dans un réacteur à lit bouillonnant selon 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 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".

**[0038]** L'intérêt de réaliser une telle hydroconversion dans un réacteur à lit bouillonnant, par rapport à un réacteur à lit fixe, est de pouvoir atteindre des niveaux de conversion beaucoup plus élevés grâce à des températures réactionnelles plus importantes. Une conversion maximale a pour intérêt de réduire le résidu non converti, d'augmenter les rendements en essences, en kérosène et en gazoles, et d'améliorer la qualité des produits. Ainsi des niveaux de conversion élevés compensent, au moins en partie, les pertes de rendement en effluent désasphalté engendrées par les contraintes de pureté de l'huile désasphaltée de l'étape a) de désasphaltage. Ainsi, en dépit de la quantité plus importante d'asphalte produit lors de l'étape a), les étapes a) et b) selon l'invention vont concourir à augmenter le

## EP 1 505 142 A1

rendement en essences, en kérosène et en gazoles.

**[0039]** Selon un mode préférentiel de l'invention, l'étape b) est conduite avec ajout de catalyseur frais et retrait de catalyseur usé. En particulier, la présence d'asphaltènes réduit l'activité du catalyseur dans le lit bouillonnant en termes d'hydrodésulfuration, d'hydrodézotation, de réduction du Carbone Conradson, d'hydrogénation des aromatiques, de

démétallisation et entraîne une augmentation du taux de remplacement de catalyseur frais.

**[0040]** Le fait de traiter un effluent préalablement désasphalté, ayant une teneur en asphaltènes (insolubles dans l'heptane) inférieure à 3000 ppm poids, permet de limiter le taux de remplacement du catalyseur. En effet l'effluent désasphalté présente une réactivité supérieure et un pouvoir désactivant moindre par rapport à la charge moins désasphaltée.

**[0041]** La conversion en produits légers de l'huile désasphaltée est définie par la formule suivante:

$$\frac{100 * (500_{+charge} - 500_{+produit})}{500_{+charge}},$$

dans laquelle  $500_{+charge}$  représente la fraction massique de l'huile désasphaltée constituée des composants bouillants au-dessus de  $500^{\circ}\text{C}$  et  $500_{+produit}$  est la fraction massique du produit constituée des composants bouillants au-dessus de  $500^{\circ}\text{C}$ .

**[0042]** Selon l'invention, les conditions de l'étape b) permettent d'atteindre une conversion d'au moins 50 % en poids.

**[0043]** De préférence, la conversion de l'effluent désasphalté est d'au moins 70 % en poids, de manière plus préférée d'au moins 75 % en poids, de manière encore plus préférée d'au moins 80 % en poids.

**[0044]** Les conditions opératoires doivent être choisies de manière à réaliser ce niveau de performance.

**[0045]** 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 l'étape b) peut aller d'environ  $350$  à environ  $550^{\circ}\text{C}$ , de préférence d'environ  $380$  à environ  $500^{\circ}\text{C}$ . 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  $0,1 \text{ h}^{-1}$  à environ  $10 \text{ h}^{-1}$ , de préférence d'environ  $0,2 \text{ h}^{-1}$  à environ  $5 \text{ h}^{-1}$ . La quantité d'hydrogène mélangé à la charge peut être d'environ  $50$  à environ  $5000 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ , de préférence d'environ  $100$  à environ  $1000 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ , de manière plus préférée d'environ  $200$  à environ  $500 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ , exprimé en normaux mètres cube ( $\text{Nm}^3$ ) par mètre cube ( $\text{m}^3$ ) de charge liquide.

**[0046]** Le catalyseur de l'étape b) est, de préférence, un catalyseur d'hydroconversion comprenant un support amorphe et au moins un métal ou composé de métal ayant une fonction hydrogénante.

**[0047]** En général, on utilise un catalyseur dont la répartition poreuse est adaptée au traitement des charges contenant des métaux.

**[0048]** 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  $\text{MoO}_3$ ). 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.

**[0049]** Le support du catalyseur de l'étape b) peut être choisi dans le groupe formé par l'alumine, la silice, les silices-alumines, la magnésie, les argiles et les mélanges d'au moins deux de ces minéraux. Ce support peut également renfermer d'autres composés tels que, par exemple, des oxydes choisis dans le groupe formé par l'oxyde de bore, la zircone, l'oxyde de titane, l'anhydride phosphorique. De préférence, le support est à base d'alumine. L'alumine utilisée est habituellement une alumine bêta ou gamma. Ce support, en particulier dans le cas de l'alumine, peut être dopé avec du phosphore et éventuellement du bore et/ou du silicium. Dans ce cas, la concentration en anhydride phosphorique P205 est généralement inférieure à environ 20 % en poids, de préférence inférieure à environ 10 % en poids et d'au moins 0,001 % en poids. La concentration en trioxyde de bore B2O3 est généralement comprise entre 0 et environ 10 % en poids. Ce catalyseur est le plus souvent sous forme d'extrudé.

**[0050]** De préférence, le catalyseur de l'étape b) est à base de nickel et de molybdène, dopé avec du phosphore et supporté sur de l'alumine

**[0051]** 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, c'est-à-dire par exemple par bouffée, 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 b) d'hydroconversion. Le dispositif dans lequel est mise en oeuvre l'étape b) 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 b) d'hydroconversion.

**[0052]** Lors de l'étape c) du procédé de l'invention, on fractionne l'effluent de l'étape b) pour récupérer des essences, du kérosène, du gazole et un premier résidu. Ce résidu comporte des composés ayant des points d'ébullitions supérieurs à ceux du gazole.

**[0053]** Le fractionnement de l'étape c) peut être réalisé par tout moyen connu de l'homme du métier tel que, par exemple, par distillation. On peut procéder à une distillation atmosphérique suivie d'une distillation sous vide du résidu récupéré lors de la distillation atmosphérique. De ce fait le premier résidu peut être un résidu atmosphérique ou un résidu sous vide.

**[0054]** De préférence, on effectue, consécutivement à l'étape c), une séparation des particules solides de catalyseur. Ces particules de catalyseur sont le plus souvent des fines produites par dégradation mécanique du catalyseur utilisé dans l'étape b) d'hydroconversion. On utilise généralement un filtre rotatif, un filtre à panier ou encore un système de centrifugation tel qu'un hydrocyclone associé à des filtres ou à un décanteur en ligne. Cette étape complémentaire permet d'éviter la désactivation rapide du catalyseur utilisé lors de l'étape d) du fait de la présence éventuelle de molybdène dans les fines du catalyseur. Selon un mode particulier de réalisation de cette étape de filtration, on utilise au moins deux moyens de séparation en parallèle, l'un est utilisé pour effectuer la séparation pendant que l'autre est purgé des fines du catalyseur retenues.

**[0055]** Dans le cas où l'étape c) comporte une distillation sous vide, le distillat sous vide peut être envoyé dans une étape d'hydrocraquage catalytique.

**[0056]** Cette étape d'hydrocraquage est généralement réalisée sur au moins une fraction du distillat sous vide en présence d'hydrogène, afin d'obtenir un effluent comprenant de l'essence, du kérosène, du gazole et un résidu.

**[0057]** Dans cette étape d'hydrocraquage, au moins une partie du premier résidu obtenue à l'étape c) avec éventuellement un distillat sous vide de distillation directe sont hydrocraquées catalytiquement dans des conditions bien connues par l'homme du métier, afin de produire une fraction carburant (comprenant une fraction essence, une fraction kérosène et une fraction gazole) que l'on envoie habituellement au moins en partie aux pools carburants et une fraction résidu.

**[0058]** Dans le cadre de la présente invention, l'expression hydrocraquage catalytique englobe les procédés de craquage comprenant au moins une étape de conversion de la fraction distillat sous vide utilisant au moins un catalyseur en présence d'hydrogène.

**[0059]** Les conditions opératoires utilisées lors de l'étape d'hydrocraquage permettent d'atteindre des conversions par passe, en produits ayant des points d'ébullition inférieurs à 340°C, et mieux inférieurs à 370°C, supérieures à 10 % en poids et de manière encore plus préférée supérieures à 15 % en poids, voire supérieures à 40 % en poids.

**[0060]** Par conséquent, l'expression hydrocraquage catalytique peut englober l'hydrocraquage doux, dont l'objectif est un hydrosulfurage convertissant de la charge d'un FCC et l'hydrocraquage classique.

**[0061]** L'hydrocraquage classique englobe, quant à lui, les schémas en une étape comportant en premier lieu, et de façon générale, un hydrosulfurage poussé qui a pour but de réaliser une hydrodésazotation et une désulfuration poussées de la charge avant que l'effluent ne soit envoyé en totalité sur le catalyseur d'hydrocraquage proprement dit, en particulier dans le cas où celui-ci comporte une zéolithe. Il englobe également l'hydrocraquage en deux étapes qui comporte une première étape qui a pour objectif, comme dans le procédé "une étape", de réaliser l'hydrosulfurage de la charge, mais aussi d'atteindre une conversion de cette dernière de l'ordre en général de 40 à 60%. Dans la deuxième étape d'un procédé d'hydrocraquage en deux étapes, seule la fraction de la charge non convertie lors de la première étape est traitée.

**[0062]** Les catalyseurs d'hydrosulfurage classique contiennent généralement au moins un support amorphe et au moins un élément hydro-déshydrogénant (généralement au moins un élément des groupes VIB et VIII non noble, et le plus souvent au moins un élément du groupe VIB et au moins un élément du groupe VIII non noble).

**[0063]** Les matrices qui peuvent être utilisées dans le catalyseur d'hydrosulfurage seules ou en mélange sont, à titre d'exemple, de l'alumine, de l'alumine halogénée, de la silice, de la silice-alumine, des argiles (choisies par exemple parmi les argiles naturelles telles que le kaolin ou la bentonite), de la magnésite, de l'oxyde de titane, de l'oxyde de bore, de la zircone, des phosphates d'aluminium, des phosphates de titane, des phosphates de zirconium, du charbon, des aluminates. On préfère utiliser des matrices contenant de l'alumine, sous toutes les formes connues de l'homme du métier, et de manière encore plus préférée les alumines, par exemple l'alumine gamma.

**[0064]** Les catalyseurs décrits ci-dessus sont généralement employés pour assurer le craquage de la fraction distillat sous vide dans un procédé d'hydrocraquage doux, d'hydrorafinage et dans l'étape d'hydrorafinage de l'hydrocraquage classique.

**[0065]** Pour obtenir ce craquage, la charge est généralement mise en contact, en présence d'hydrogène, avec au moins un catalyseur tel que décrit précédemment, à une température comprise entre 330 et 450°C, de préférence entre 360 et 425°C, sous une pression comprise entre 4 et 25 MPa, de préférence inférieure à 20 MPa, avec une vitesse spatiale comprise entre 0,1 et 6 h<sup>-1</sup>, de préférence, entre 0,2 et 3h<sup>-1</sup>, et une quantité d'hydrogène introduite telle que le rapport volumique en litre d'hydrogène par litre d'hydrocarbure soit compris entre 100 et 2000 l/l.

**[0066]** Dans le cas d'un hydrocraquage classique, la fraction distillat sous vide subit, dans la zone d'hydrorafinage, un hydrotraitement poussé sur un catalyseur tel que celui décrit précédemment, afin d'être hydrodésulfurée et hydrodézotée avant d'être introduite en totalité ou en partie, dans une deuxième zone réactionnelle contenant un catalyseur d'hydrocraquage.

**[0067]** Les conditions opératoires utilisées dans le ou les réacteurs de cette deuxième zone réactionnelle sont généralement une température supérieure à 200°C, souvent comprise entre 250-480°C, avantageusement comprise entre 320 et 450°C, de préférence entre 330 et 420°C, une pression comprise entre 5 et 25 MPa, de préférence inférieure à 20 MPa, une vitesse spatiale comprise entre 0,1 et 20h<sup>-1</sup> et de préférence entre 0,1 et 6h<sup>-1</sup>, de préférence entre 0,2 et 3h<sup>-1</sup>, et une quantité d'hydrogène introduite telle que le rapport volumique en litre d'hydrogène par litre d'hydrocarbure soit compris entre 80 et 5000 l/l, le plus souvent entre 100 et 2000 l/l.

**[0068]** Cette zone réactionnelle comprend généralement au moins un réacteur contenant au moins un lit fixe de catalyseur d'hydrocraquage. Ce lit fixe de catalyseur d'hydrocraquage peut être précédé d'au moins un lit fixe d'un catalyseur d'hydrorafinage tel que décrit précédemment. Les catalyseurs d'hydrocraquage utilisés dans les procédés d'hydrocraquage sont généralement du type bi-fonctionnel associant une fonction acide à une fonction hydrogénante. La fonction acide peut être apportée par des supports ayant une grande surface (150 à 800 m<sup>2</sup>.g<sup>-1</sup> généralement) et présentant une acidité superficielle, telles que les alumines halogénées (chlorées ou fluorées notamment), les combinaisons d'oxydes de bore et d'aluminium, les silice-alumines amorphes appelées catalyseurs d'hydrocraquage amorphes et les zéolithes. La fonction hydrogénante peut être apportée soit par un ou plusieurs métaux du groupe VIII de la classification périodique des éléments, soit par une association d'au moins un métal du groupe VIB de la classification périodique et au moins un métal du groupe VIII.

**[0069]** Le catalyseur d'hydrocraquage peut comporter au moins une fonction acide cristallisée telle qu'une zéolithe Y, ou une fonction acide amorphe telle qu'une silice-alumine, au moins une matrice et une fonction hydro-déshydrogénante. Eventuellement, il peut également comporter au moins un élément choisi parmi le bore, le phosphore et le silicium, au moins un élément du groupe VIIA (chlore, fluor par exemple), au moins un élément du groupe VIIB (manganèse par exemple), au moins un élément du groupe VB (niobium par exemple).

**[0070]** Lors de l'étape d) du procédé de l'invention, on réalise un craquage catalytique d'au moins une partie du premier résidu pour obtenir un effluent comprenant des essences, du kérosène, des gazoles et un second résidu.

**[0071]** Les conditions spécifiques de désasphaltage de l'étape a) du procédé de l'invention sont telles que le premier résidu issu de l'effluent de l'étape b) d'hydroconversion présente un niveau de pureté suffisant pour autoriser un craquage performant lors de l'étape d). En particulier, l'étape a) selon l'invention permet d'obtenir un effluent en sortie de l'étape b) ayant, de préférence, une teneur en Carbone Conradson inférieure à 10% en poids, de manière plus préférée inférieure à 5% en poids et une teneur en azote inférieure à 3000 ppm, ce qui est propice à l'obtention d'une conversion élevée du résidu de l'étape b) associée à l'obtention de rendements en essences, en kérosène et en gazole élevés. Ainsi les conditions de sévérité de l'étape a) de désasphaltage combinées aux conditions de l'étape b) d'hydroconversion et de l'étape d) de craquage concourent à augmenter le rendement en essences, en kérosène et en gazoles du procédé de l'invention et à améliorer la qualité de ces produits. Notons également que dans le cas où l'étape d) comprend un hydrocraquage, les produits issus du craquage catalytique et de l'hydrocraquage catalytique présentent une qualité suffisante pour être exploitable directement ou avec peu de post-traitements.

**[0072]** Au moins une partie du premier résidu obtenu à l'étape c) est craquée catalytiquement dans des conditions bien connues par l'homme du métier pour produire d'une part, une fraction carburant (comprenant une fraction essence et une fraction gazole) que l'on envoie habituellement au moins en partie aux pools carburants et d'autre part, une fraction slurry qui peut être, 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.

**[0073]** Ce craquage catalytique peut être tel qu'il est décrit 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.

**[0074]** 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 dépend 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 novembre-décembre 1975 pages 969-1006. On opère habituellement à une température d'environ 450 à environ 600 °C et des temps de séjour dans le réacteur inférieurs à 1 minute, souvent d'environ 0,1 à environ 50 secondes.

**[0075]** Le craquage catalytique peut aussi être un craquage catalytique en lit fluidisé, par exemple selon le procédé mis au point par la demanderesse dénommé R2R. Ce craquage catalytique en lit fluidisé 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. 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 zéolithe habituellement en mélange avec une matrice appropriée telle que par exemple l'alumine, la silice, la silice-alumine.

**[0076]** L'effluent obtenu lors de l'étape d) est généralement fractionné pour récupérer au moins une fraction essence, une fraction kérosène, du gazole et un second résidu. Ce fractionnement peut être réalisé par tout moyen connu de l'homme du métier tel que, par exemple, par distillation. Généralement, on procède à une distillation atmosphérique suivie d'une distillation sous vide du résidu récupéré lors de la distillation atmosphérique.

**[0077]** Les figures 1 et 2 représentent schématiquement les principales variantes pour la mise en oeuvre du procédé selon la présente invention.

**[0078]** Sur la figure 1, la charge hydrocarbonée à traiter entre par la ligne 1 dans la section de désasphaltage 2 en présence d'un solvant, ledit solvant étant introduit par la ligne 3. La fraction asphalte plus une partie du solvant injecté dans la section 2 est soutirée par la ligne 4 et dirigée vers une section de séparation 5 du solvant et de l'asphalte. L'asphalte est soutiré par la ligne 6. Le solvant est soutiré par la ligne 7 et réinjecté dans la section 2 par les lignes 8, 1 et 3. La fraction désasphaltée, appelée couramment huile désasphaltée, plus une partie du solvant injecté dans la section 2 est soutirée par la ligne 9 et dirigée vers une section 10 de séparation du solvant et de l'huile désasphaltée. Le solvant est soutiré par la ligne 8 et réinjecté dans la section 2 par les lignes 8, 1 et 3. L'huile désasphaltée à hydrocraquer entre par la ligne 11 dans la section d'hydroconversion en lit bouillonnant 12. L'appoint de catalyseur se fait par la ligne 13 et le soutirage par la ligne 14. L'hydrogène est introduit par la ligne 15. L'effluent traité dans la section 12 est envoyé par la ligne 16 dans une section 17 de séparation à partir de laquelle on récupère après détente, par la ligne 18, un effluent qui est envoyé dans la section 19 de distillation à partir de laquelle on récupère une fraction gaz par la ligne 20, une fraction essence par la ligne 21, une fraction kérosène par la ligne 22 et une fraction gazole par la ligne 23. Le résidu atmosphérique est envoyé par la ligne 24 dans la section 25 de craquage catalytique. L'effluent de la section de craquage catalytique est envoyé par la ligne 26 vers une section de distillation 27 à partir de laquelle on récupère par la ligne 28 une fraction gazeuse, par la ligne 29 une fraction essence, par la ligne 30 une fraction gazole et par la ligne 31 une fraction slurry qui est en partie envoyée au pool fuel lourd de la raffinerie, une autre partie de cette fraction slurry étant éventuellement envoyée par la ligne 32 dans la section de craquage catalytique 25, une autre partie étant éventuellement envoyée dans la section de traitement 12 en lit bouillonnant. Une partie de la fraction gazole de la ligne 23 est éventuellement envoyée avec le résidu de la ligne 24 dans la section de craquage catalytique 25. Une partie de la fraction essence de la ligne 21 ou 22 est éventuellement envoyée avec le résidu de la ligne 24 dans la section de craquage catalytique 25.

**[0079]** Dans le mode particulier de l'invention schématisé sur la figure 2, le résidu atmosphérique obtenu à la section 19 est envoyé par la ligne 24 à une distillation sous vide 50 où est récupérée une fraction distillat sous vide par la ligne 51 et une fraction résidu sous vide par la ligne 52. La fraction distillat sous vide est envoyée vers une zone d'hydrocraquage catalytique. La fraction résidu sous vide est envoyée par la ligne 52 vers une zone de craquage catalytique 25 selon le processus décrit dans la figure 1.

**[0080]** Les exemples suivants, issus d'expérimentations réalisées dans des unités pilotes, permettent d'illustrer la présente invention.

## EP 1 505 142 A1

### Exemple

**[0081]** Un résidu sous vide (RSV) de brut lourd est désasphalté au pentane: Le résidu sous vide présente les propriétés suivantes:

5

Propriétés du Résidu Sous Vide	
D15/4	1,06
Soufre, % poids	5,7
Ni+V, ppm poids	500
Azote, ppm poids	6800
Asphaltènes insolubles C7, % poids	17
Carbon Conradson, % poids	25

10

15

**[0082]** Les conditions opératoires de l'étape de désasphaltage sont les suivantes:

20

Taux de dilution global, v/v	5/1
Taux de Solvant injecté avec la charge, v/v	1/1
Taux de Solvant en fond d'extracteur, v/v	4/1
Température en tête d'extracteur, °C	188
Température en fond d'extracteur, °C	158
Pression de l'extracteur, MPa	4,2

25

**[0083]** Une huile désasphaltée est produite avec un rendement de 62 % en poids et un asphalte est produit avec un rendement de 38 % en poids. Tous les rendements sont calculés à partir d'une base 100 (en masse) de résidu sous vide.

30

**[0084]** L'huile désasphaltée présente les propriétés suivantes:

35

Huile désasphaltée	
Densité spécifique	1,01
Teneur en Nickel + Vanadium, ppm poids	130
Teneur en soufre, % poids	4,6
Teneur en azote, % poids	0,42
Carbone Conradson, % poids	12,0
Teneur en asphaltènes (insolubles dans l'heptane) NF-T 60-115, % poids	< 0,05

40

**[0085]** L'huile désasphaltée est principalement caractérisée par sa teneur en asphaltènes (insolubles dans l'heptane) selon la norme NF-T 60-115 inférieure à 0,05 % en poids qui en fait une huile désasphaltée propre de très grande qualité.

45

**[0086]** Cette huile désasphaltée est ensuite introduite, en présence d'hydrogène, dans un réacteur pilote en lit bouillonnant afin d'obtenir une conversion de 85 % en poids de la fraction 524°C+.

**[0087]** Ce réacteur contient 1 litre d'un catalyseur spécifique pour l'application T-STAR® fabriqué par AXENS sous la référence HTS-458 qui est spécifique au traitement en lit bouillonnant des charges lourdes contenant des métaux.

50

**[0088]** Les conditions opératoires de mise en oeuvre sont les suivantes :

- VVH par rapport au lit catalytique tassé : 0.8 h-1
- Pression d'hydrogène : 13,5 MPa
- Recyclage d'hydrogène : 600 litres d'hydrogène par litre de charge
- Température dans le réacteur : 435°C
- Age du catalyseur: 29 jours

55

## EP 1 505 142 A1

**[0089]** Les performances globales du catalyseur sont les suivantes:

Taux de désulfuration HDS, %	96,7
Taux de désazotation HDN, %	71
Taux de réduction du Carbone Conradson HDCCR, %	90
Taux de démétaillisation HDM, %	99.9

**[0090]** Le taux de purification d'une impureté X est défini comme suit:

$$\frac{100 * (X_{charge} - X_{produit})}{X_{charge}}$$

où Xcharge représente la teneur en impuretés de la charge  
et Xproduit représente la teneur en impuretés du produit liquide

**[0091]** La structure de rendement obtenue après distillation TBP en laboratoire de l'effluent liquide au flash atmosphérique en sortie du réacteur en lit bouillonnant est la suivante:

Coupe	Rendement poids par rapport à l'huile désasphaltée
Essence1	16
Kérosène1	13
Gazole1	18
Résidu atmosphérique1	42

**[0092]** A cette étape les rendements en essence, kérosène et gazole par rapport au résidu sous vide non désasphalté sont les suivants:

Coupe	Rendement poids par rapport au résidu sous vide non désasphalté
Essence1	16*0,62=9,9
Kérosène1	13*0,62=8,1
Gazole1	18*0,62=11,2
Résidu1	42*0,62=26,0

**[0093]** Les qualités des produits associées sont les suivantes:

Essence1		
	Soufre/azote, ppm poids	<50/10
	Densité	0,737
Kérosène 1		
	Soufre/azote, ppm poids	210/175
	Densité	0,824
Gazole1		
	Soufre/azote, ppm poids	280/500
	Densité	0,866
	Nombre de cétane, ASTM D613	46
Résidu atmosphérique1		
	Soufre/azote, ppm poids	2950/2320

## EP 1 505 142 A1

(suite)

Résidu atmosphérique1		
	Densité	0,932
	Hydrogène RMN, % poids	11,8
	Ni+V, ppm poids	<1
	CCR, % poids	2,5

**[0094]** Les distillats produits à l'issue de cette étape, en particulier le gazole, possèdent des qualités qui permettent d'envisager un hydrotraitement modéré afin d'atteindre les spécifications actuelles.

**[0095]** Le résidu atmosphérique1, appelé premier résidu dans la présente invention, est traité dans une unité classique de craquage catalytique. Le résidu ainsi préparé possède, en effet de manière surprenante, des propriétés de pureté et d'hydrogénation remarquable. En particulier ce résidu est caractérisé par un Carbone Conradson faible qui permet de limiter la formation de coke.

**[0096]** La conversion de ce résidu dans une unité de ce FCC à hauteur de 74 % en poids de la fraction 360°C+ dans une marche maxi-essence donne les rendements suivants:

Gaz et LPG		
	% poids du résidu atmosphérique	18,6
Essence2		
	% poids du résidu atmosphérique	47,6
	Teneur en soufre, ppm poids	90
Gazole 2 (LCO)		
	% poids du résidu atmosphérique	14,8
	Teneur en soufre, % poids	0,390
Slurry (second résidu selon l'invention)		
	% poids du résidu atmosphérique	11,6
Coke		
	% poids du résidu atmosphérique	7,4

**[0097]** Finalement à l'issue des étapes de désasphaltage, d'hydroconversion en lit bouillonnant et de craquage catalytique, les rendements globaux en essence, kérosène et gazole par rapport au résidu sous vide non désasphalté sont les suivants:

Coupe	Rendement poids par rapport au résidu sous vide non désasphalté
Essence1+Essence2	9,9+12,4=22,3
Kérosène1	8,1
Gazole1+Gazole2	11,2+3,8=15,0
Résidu2	3,0
Asphalte	38

**[0098]** Les distillats produits sont par ailleurs caractérisés par des teneurs en impuretés faibles (par exemple le soufre du gazole) qui nécessiteront des hydrotraitements complémentaires modérés afin d'atteindre les spécifications en vigueur. Ces distillats peuvent donc être valorisés commercialement de manière individuelle.

## Revendications

- 5 1. Procédé de traitement d'une charge d'hydrocarbures dont au moins 95% en poids sont constitués de composés ayant une température d'ébullition d'au moins 340°C, **caractérisé en ce qu'il** comprend les étapes suivantes, dans lesquelles :
- 10 a) on met en contact la charge avec un solvant de manière à obtenir un effluent désasphalté ayant une teneur en asphaltènes (insolubles dans le n-heptane selon la norme NF-T-60-115) inférieure à 3000 ppm poids,  
 b) on craque l'effluent désasphalté en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrocraquage, dans un réacteur à lit bouillonnant, de manière à convertir au moins 50 % en poids de la fraction de l'effluent désasphalté bouillant au dessus de 500°C en composés ayant un point d'ébullition inférieur à 500°C,  
 c) on fractionne l'effluent de l'étape b) pour récupérer des essences, du kérosène, des gazoles et un premier résidu, et  
 d) on craque catalytiquement au moins une partie de ce premier résidu de manière à obtenir un effluent comprenant des essences, du kérosène, des gazoles et un second résidu.
- 15 2. Procédé selon la revendication 1, **caractérisé en ce que** la charge d'hydrocarbures présente un point d'ébullition final supérieur à 600°C.
- 20 3. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 ou 2, **caractérisé en ce que** la charge d'hydrocarbures comporte essentiellement des résidus atmosphériques et des résidus sous vide de bruts lourds.
- 25 4. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 3, **caractérisé en ce que** la teneur en asphaltènes de l'effluent désasphalté est inférieure à 1000 ppm poids.
5. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 3, **caractérisé en ce que** la teneur en asphaltènes de l'effluent désasphalté est inférieure à 500 ppm poids.
- 30 6. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 5, **caractérisé en ce que** le solvant utilisé lors de l'étape a) comprend au moins 50 % en poids de composés hydrocarbonés ayant entre 3 et 7 atomes de carbone.
7. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 6, **caractérisé en ce que** l'étape de désasphaltage est réalisée dans une colonne d'extraction.
- 35 8. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 7, **caractérisé en ce que** le catalyseur de l'étape b) est un catalyseur d'hydroconversion comprenant un support amorphe et au moins un métal ou composé de métal ayant une fonction hydrogénante.
- 40 9. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 8, **caractérisé en ce qu'on** effectue, consécutivement à l'étape c), une séparation des particules solides de catalyseur.
10. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 9, dans lequel l'étape c) comporte une distillation atmosphérique suivie d'une distillation sous vide.
- 45 11. Procédé selon la revendication 10, dans lequel le distillat sous vide est envoyé dans une étape d'hydrocraquage.

50

55

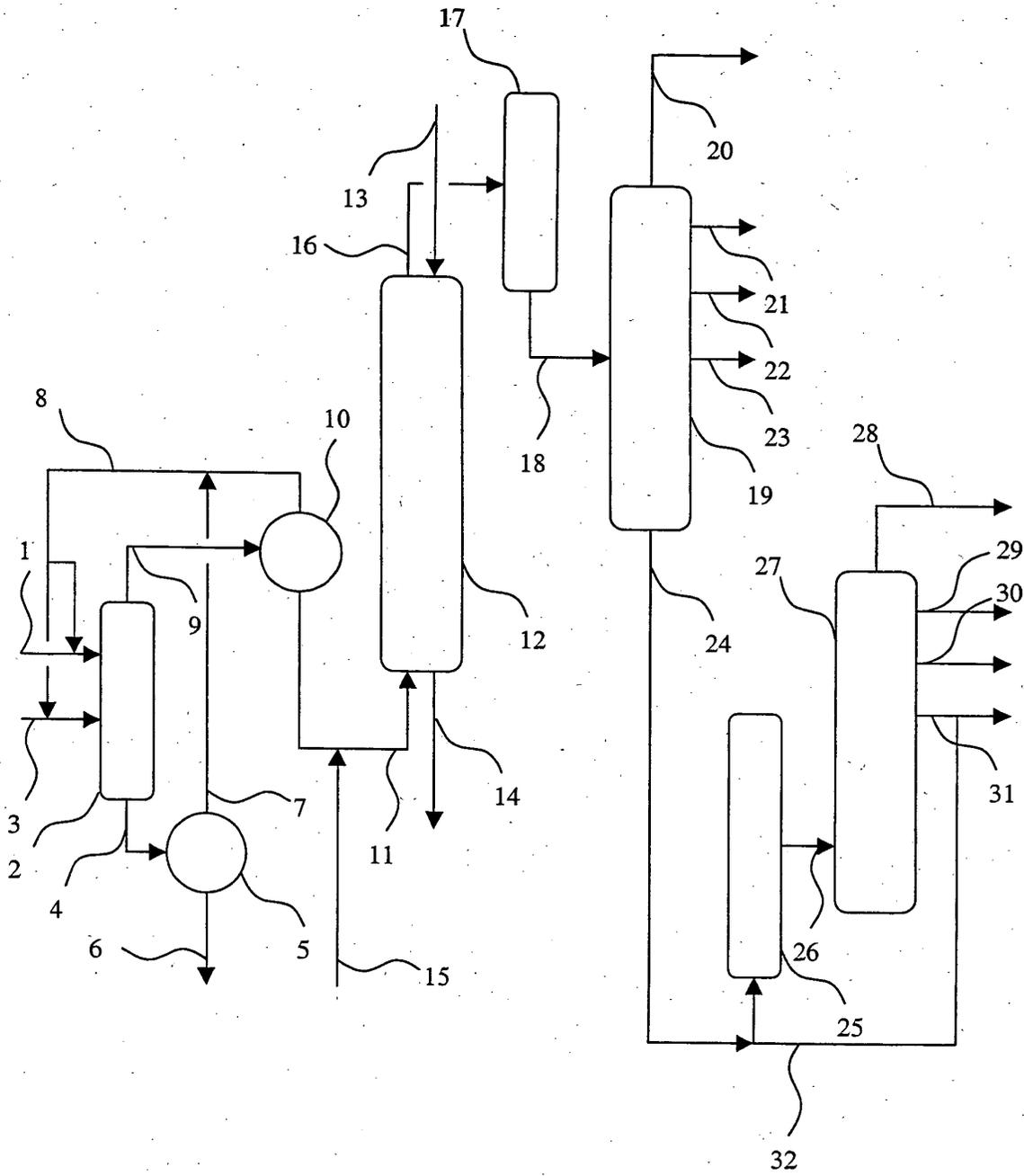


Figure 1

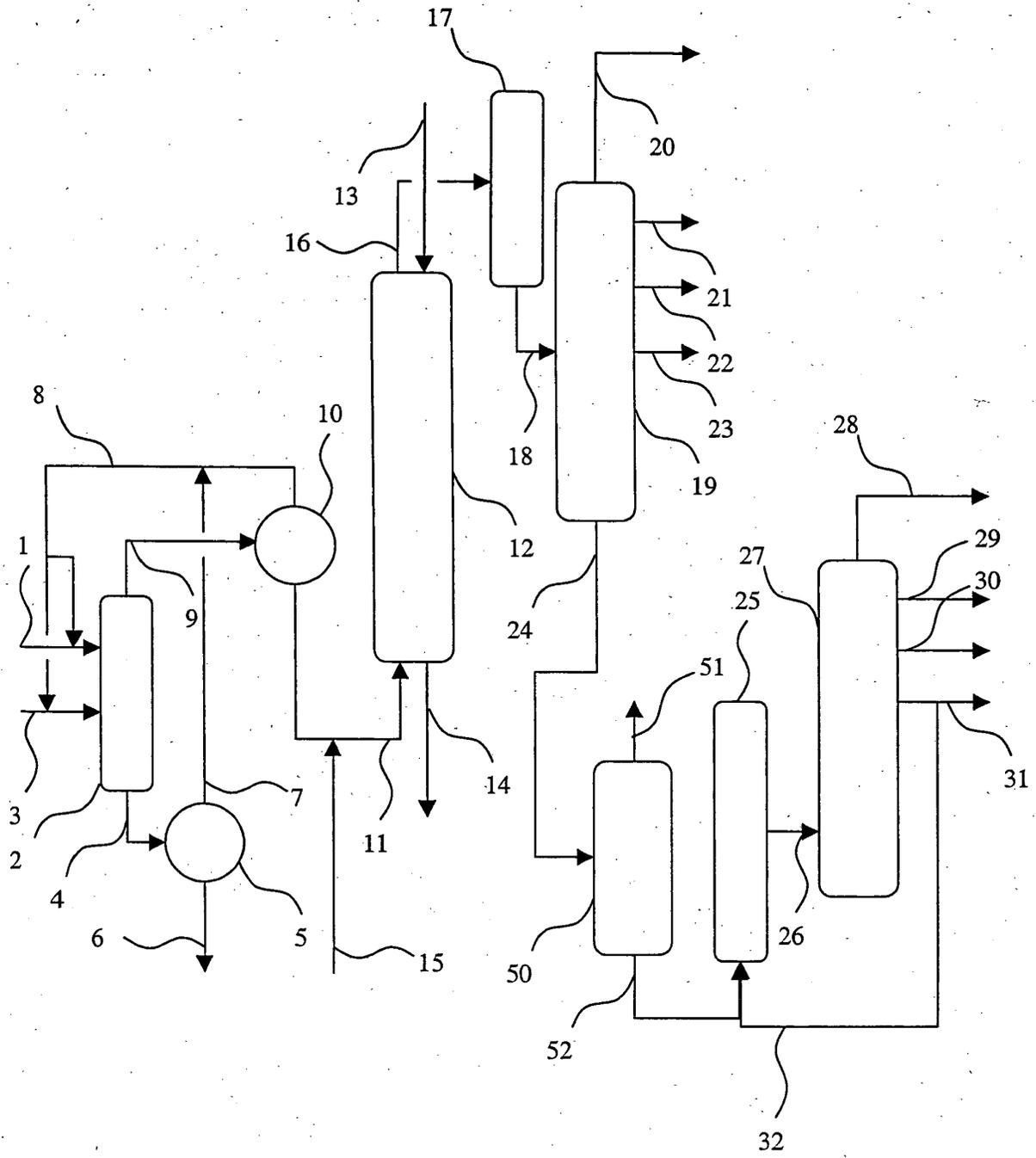


Figure 2



Office européen  
des brevets

RAPPORT DE RECHERCHE EUROPEENNE

Numéro de la demande  
EP 04 29 0989

DOCUMENTS CONSIDERES COMME PERTINENTS			
Catégorie	Citation du document avec indication, en cas de besoin, des parties pertinentes	Revendication concernée	CLASSEMENT DE LA DEMANDE (Int.Cl.7)
A	US 4 447 313 A (SMITH ROBERT L ET AL) 8 mai 1984 (1984-05-08) * revendications 1,2 * * tableau 1 *	1-3,6	C10G69/04
A	----- US 3 268 437 A (HAROLD BEUTHER ET AL) 23 août 1966 (1966-08-23) * revendication 2 * * colonne 1, ligne 71 - colonne 2, ligne 9 * * colonne 2, ligne 30 - ligne 31 * * colonne 2, ligne 62 - ligne 72 * * colonne 4, ligne 73 - colonne 5, ligne 26 * * exemple 1 *	1-5,8	
A	----- US 3 245 900 A (PATERSON NORMAN J) 12 avril 1966 (1966-04-12) * colonne 7, ligne 71 - colonne 8, ligne 40 * * colonne 8, ligne 54 - ligne 61 * * colonne 9, ligne 8 - ligne 15 * * colonne 12, ligne 48 - ligne 57 * * figure 1 *	1-3,8	
Le présent rapport a été établi pour toutes les revendications			DOMAINES TECHNIQUES RECHERCHES (Int.Cl.7)
			C10G
Lieu de la recherche	Date d'achèvement de la recherche	Examineur	
La Haye	22 novembre 2004	De Herdt, O	
CATEGORIE DES DOCUMENTS CITES		T : théorie ou principe à la base de l'invention E : document de brevet antérieur, mais publié à la date de dépôt ou après cette date D : cité dans la demande L : cité pour d'autres raisons ..... & : membre de la même famille, document correspondant	
X : particulièrement pertinent à lui seul Y : particulièrement pertinent en combinaison avec un autre document de la même catégorie A : arrière-plan technologique O : divulgation non-écrite P : document intercalaire			

EPO FORM 1503 03.82 (P04C02)

**ANNEXE AU RAPPORT DE RECHERCHE EUROPEENNE  
RELATIF A LA DEMANDE DE BREVET EUROPEEN NO.**

EP 04 29 0989

La présente annexe indique les membres de la famille de brevets relatifs aux documents brevets cités dans le rapport de recherche européenne visé ci-dessus.  
Lesdits membres sont contenus au fichier informatique de l'Office européen des brevets à la date du  
Les renseignements fournis sont donnés à titre indicatif et n'engagent pas la responsabilité de l'Office européen des brevets.

22-11-2004

Document brevet cité au rapport de recherche		Date de publication	Membre(s) de la famille de brevet(s)	Date de publication
US 4447313	A	08-05-1984	AUCUN	
-----				
US 3268437	A	23-08-1966	BE 652082 A	16-12-1964
			CH 433220 A	15-04-1967
			DE 1470566 A1	12-12-1968
			DK 112262 B	25-11-1968
			FR 1407410 A	30-07-1965
			GB 1042710 A	14-09-1966
			LU 46702 A1	05-10-1964
			NL 129736 C	01-03-1965
			NL 6410024 A	01-03-1965
-----				
US 3245900	A	12-04-1966	AUCUN	
-----				

EPO FORM P0460

Pour tout renseignement concernant cette annexe : voir Journal Officiel de l'Office européen des brevets, No.12/82