

PROCEDE DE TRAITEMENT D'HUILES DE PYROLYSE DE PLASTIQUES INCLUANT UNE ETAPE D'HYDROGENATION

DOMAINE TECHNIQUE

La présente invention concerne un procédé de traitement d'une huile de pyrolyse de
5 plastiques afin d'obtenir un effluent hydrocarboné qui peut être valorisé en étant directement
intégré à une unité de stockage naphta ou diesel ou comme charge d'une unité de
vapocraquage. Plus particulièrement, la présente invention concerne un procédé de
traitement d'une charge issue de la pyrolyse des déchets plastiques afin d'éliminer au moins
10 en partie des impuretés que ladite charge peut contenir en quantités relativement
importantes.

TECHNIQUE ANTERIEURE

Les plastiques issus des filières de collecte et de tri peuvent subir une étape de pyrolyse afin
d'obtenir entre autres des huiles de pyrolyse. Ces huiles de pyrolyse de plastiques sont
généralement brûlées pour générer de l'électricité et/ou utilisées en tant que combustible
15 dans des chaudières industrielles ou de chauffage urbain.

Une autre voie de valorisation des huiles de pyrolyse de plastiques est l'utilisation de ces
huiles de pyrolyse de plastiques en tant que charge d'une unité de vapocraquage afin de
(re)créer des oléfines, ces dernières étant des monomères constitutifs de certains
polymères. Cependant, les déchets plastiques sont généralement des mélanges de plusieurs
20 polymères, par exemple des mélanges de polyéthylène, de polypropylène, de polyéthylène
téréphtalate, de polychlorure de vinyle, de polystyrène. De plus, en fonction des usages, les
plastiques peuvent contenir, en plus des polymères, d'autres composés, comme des
plastifiants, des pigments, des colorants ou encore des résidus de catalyseurs de
polymérisation. Les déchets plastiques peuvent en outre contenir, de manière minoritaire, de
25 la biomasse provenant par exemple des ordures ménagères. Le traitement des déchets
d'une part, notamment le stockage, les traitements mécaniques, le tri, la pyrolyse, et aussi le
stockage et le transport de l'huile de pyrolyse d'autre part peuvent également induire de la
corrosion. Il en résulte que les huiles issues de la pyrolyse des déchets plastiques
comprennent beaucoup d'impuretés, en particulier des dioléfines, des métaux, notamment
30 du fer, du silicium, ou encore des composés halogénés, notamment des composés à base
de chlore, des hétéroéléments comme du soufre, de l'oxygène et de l'azote, des insolubles,
à des teneurs souvent élevées et incompatibles avec les unités de vapocraquage ou les
unités situées en aval des unités de vapocraquage, notamment les procédés de
polymérisation et les procédés d'hydrogénation sélective. Ces impuretés peuvent générer

des problèmes d'opérabilité et notamment des problèmes de corrosion, de cokage ou de désactivation catalytique, ou encore des problèmes d'incompatibilité dans les usages des polymères cibles. La présence de dioléfines peut également conduire à des problèmes d'instabilité de l'huile de pyrolyse se caractérisant par la formation de gommages. Les gommages et les insolubles éventuellement présents dans l'huile de pyrolyse peuvent générer des problèmes de colmatage dans les procédés.

De plus, lors de l'étape de vapocraquage, les rendements en oléfines légères recherchées pour la pétrochimie, notamment l'éthylène et le propylène, dépendent fortement de la qualité des charges envoyées au vapocraquage. Le BMCI (Bureau of Mines Correlation Index selon la terminologie anglo-saxonne) est souvent utilisé pour caractériser les coupes hydrocarbonées. Cet indice, développé pour les produits hydrocarbonés issus de pétroles bruts, est calculé à partir de la mesure de la masse volumique et de la température moyenne d'ébullition : il est égal à 0 pour une paraffine linéaire et à 100 pour le benzène. Sa valeur est donc d'autant plus élevée que le produit analysé a une structure condensée aromatique, les naphthalènes ayant un BMCI intermédiaire entre les paraffines et les aromatiques. Globalement, les rendements en oléfines légères augmentent quand la teneur en paraffines augmente et donc quand le BMCI diminue. A l'inverse, les rendements en composés lourds non recherchés et/ou en coke augmentent quand le BMCI augmente.

Le document WO 2018/055555 propose un procédé de recyclage des déchets plastiques global, très général et relativement complexe, allant de l'étape même de pyrolyse des déchets plastiques jusqu'à l'étape de vapocraquage. Le procédé de la demande WO 2018/055555 comprend, entre autres, une étape d'hydrotraitement de la phase liquide issue directement de la pyrolyse, de préférence dans des conditions assez poussées notamment en termes de température, par exemple à une température comprise entre 260 et 300°C, une étape de séparation de l'effluent d'hydrotraitement puis une étape d'hydrodealkylation de l'effluent lourd séparé à une température de préférence élevée, par exemple comprise entre 260 et 400°C.

La demande de brevet non publiée FR20/01.758 décrit un procédé de traitement d'une huile de pyrolyse de plastiques, comprenant :

- a) l'hydrogénation sélective des dioléfines contenues dans ladite charge en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrogénation sélective pour obtenir un effluent hydrogéné ;
- b) l'hydrotraitement dudit effluent hydrogéné en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrotraitement, pour obtenir un effluent d'hydrotraitement ;

- c) une séparation de l'effluent d'hydrotraitement en présence d'un flux aqueux, à une température entre 50 et 370°C, pour obtenir un effluent gazeux, un effluent liquide aqueux et un effluent liquide hydrocarboné ;
- d) optionnellement une étape de fractionnement de tout ou partie de l'effluent hydrocarboné issu de l'étape c), pour obtenir un flux gazeux et au moins deux flux hydrocarbonés qui peuvent être une coupe naphta et une coupe plus lourde ;
- e) une étape de recyclage comprenant une phase de récupération d'une fraction de l'effluent hydrocarboné issu de l'étape c) de séparation ou une fraction du et/ou d'au moins un des flux hydrocarboné(s) issu(s) de l'étape d) de fractionnement, vers l'étape a) d'hydrogénation sélective et/ou l'étape b) d'hydrotraitement.

Selon la demande FR20/01.758, l'étape a) d'hydrogénation sélective et l'étape b) d'hydrotraitement sont des étapes séparées, conduites dans des conditions différentes et dans des réacteurs distincts. De plus, selon la demande FR20/01.758, l'étape a) d'hydrogénation sélective est conduite dans des conditions douces, notamment à une température comprise entre 100 et 250°C, ce qui peut conduire à une désactivation prématurée du catalyseur. Enfin, selon la demande FR20/01.758, l'étape b) d'hydrotraitement est généralement conduite à une température significativement plus élevée que l'étape a) d'hydrogénation sélective, notamment à une température comprise entre 250 et 430°C, ce qui nécessite un dispositif de chauffe entre ces deux étapes.

Il serait donc avantageux de réaliser l'hydrogénation des dioléfines et une partie des réactions d'hydrotraitement, notamment une partie de l'hydrogénation des oléfines et des réactions d'hydrodémétallation, notamment la rétention du silicium, dans une même étape et à une température suffisante pour limiter la désactivation du catalyseur.

Cette même étape permettrait aussi de bénéficier des chaleurs de réactions d'hydrogénation, notamment d'une partie des dioléfines, de manière à avoir un profil de température montant dans cette étape et pouvant ainsi éliminer la nécessité d'un dispositif de chauffe entre la section catalytique d'hydrogénation et la section catalytique d'hydrotraitement.

RESUME DE L'INVENTION

L'invention concerne un procédé de traitement d'une charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques, comprenant :

- a) une étape d'hydrogénation mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrogénation, mettant en œuvre au moins un réacteur à lit fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à 1, comprenant chacun au moins un catalyseur d'hydrogénation, ladite section réactionnelle d'hydrogénation étant alimentée au moins par
5 ladite charge et un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, ladite section réactionnelle d'hydrogénation étant mise en œuvre à une température moyenne entre 140 et 400°C, une pression partielle d'hydrogène entre 1,0 et 10,0 MPa abs. et une vitesse volumique horaire entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, la température en sortie de la section réactionnelle de l'étape a) étant au moins supérieure de 15°C à la température en entrée de la section réactionnelle de
10 l'étape a), pour obtenir un effluent hydrogéné,
- b) une étape d'hydrotraitement mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrotraitement, mettant en œuvre au moins un réacteur à lit fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à 1, comprenant chacun au moins un catalyseur d'hydrotraitement, ladite section réactionnelle d'hydrotraitement étant alimentée au moins par
15 ledit effluent hydrogéné issu de l'étape a) et un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, ladite section réactionnelle d'hydrotraitement étant mise en œuvre à une température moyenne entre 250 et 430°C, une pression partielle d'hydrogène entre 1,0 et 10,0 MPa abs. et une vitesse volumique horaire entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, la température moyenne de la section réactionnelle de l'étape b) étant supérieure à la température moyenne de la section
20 réactionnelle d'hydrogénation de l'étape a), pour obtenir un effluent hydrotraité,
- b') optionnellement une étape d'hydrocraquage mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrocraquage, mettant en œuvre au moins un lit fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à 1, comprenant chacun au moins un catalyseur d'hydrocraquage, ladite section réactionnelle d'hydrocraquage étant alimentée
25 au moins par ledit effluent hydrotraité issu de l'étape b) et/ou par la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C issue de l'étape d) et un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, ladite section réactionnelle d'hydrocraquage étant mise en œuvre à une température moyenne entre 250 et 450°C, une pression partielle d'hydrogène entre 1,5 et 20,0 MPa abs. et une vitesse volumique horaire entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, pour
30 obtenir un effluent hydrocraqué qui est envoyé dans l'étape c) de séparation,
- c) une étape de séparation, alimentée par l'effluent hydrotraité issu de l'étape b) ou par l'effluent hydrocraqué issu de l'étape b') et une solution aqueuse, ladite étape étant opérée à une température entre 50 et 370°C, pour obtenir au moins un effluent gazeux, un effluent aqueux et un effluent hydrocarboné,

d) optionnellement une étape de fractionnement de tout ou partie de l'effluent hydrocarboné issu de l'étape c), pour obtenir au moins un effluent gazeux et au moins au moins une coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C et une coupe hydrocarbonée comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C.

- 5 Un avantage du procédé selon l'invention est de purifier une huile issue de la pyrolyse de déchets plastiques d'au moins une partie de ses impuretés ce qui permet de l'hydrogéner et ainsi de pouvoir la valoriser en particulier en l'incorporant directement à l'unité de stockage carburant ou encore en la rendant compatible à un traitement dans une unité de vapocraquage afin de pouvoir obtenir en particulier des oléfines légères avec des rendements accrus qui pourront servir de monomères dans la fabrication de polymères.

Un autre avantage de l'invention est de prévenir des risques de bouchage et/ou de corrosion de l'unité de traitement dans laquelle le procédé de l'invention est mis en œuvre, les risques étant exacerbés par la présence, souvent en quantités importantes, de dioléfines, de métaux et de composés halogénés dans l'huile de pyrolyse de plastiques.

- 15 Le procédé de l'invention permet ainsi d'obtenir un effluent hydrocarboné issu d'une huile de pyrolyse de plastiques débarrassé au moins en partie des impuretés de l'huile de pyrolyse de plastiques de départ, limitant ainsi les problèmes d'opérabilité, comme les problèmes de corrosion, de cokage ou de désactivation catalytique, que peuvent engendrer ces impuretés, en particulier dans les unités vapocraquage et/ou dans les unités situées en aval des unités de vapocraquage, notamment les unités de polymérisation et d'hydrogénation. L'élimination d'au moins une partie des impuretés des huiles issues de la pyrolyse des déchets plastiques permettra aussi d'augmenter la gamme des applications des polymères cibles, les incompatibilités d'usages étant réduites.

Selon une variante, le procédé comprend l'étape d).

- 25 Selon une variante, le procédé comprend l'étape b').

Selon une variante, la quantité du flux gazeux comprenant de l'hydrogène alimentant ladite section réactionnelle de l'étape a), est telle que la couverture en hydrogène est comprise entre 50 et 1000 Nm³ d'hydrogène par m³ de charge (Nm³/m³), et de préférence entre 200 et 300 Nm³ d'hydrogène par m³ de charge (Nm³/m³).

- 30 Selon une variante, la température en sortie de l'étape a) est au moins supérieure de 30°C à la température en entrée de l'étape a).

Selon une variante, au moins une fraction de l'effluent hydrocarboné issu de l'étape c) de séparation ou au moins une fraction de la coupe naphta comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C issue de l'étape d) de fractionnement est envoyée vers l'étape a) d'hydrogénation et/ou l'étape b) d'hydrotraitement.

- 5 Selon une variante, au moins une fraction de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C issue de l'étape d) de fractionnement est envoyée vers l'étape a) d'hydrogénation et/ou l'étape b) d'hydrotraitement et/ou l'étape b') d'hydrocraquage.

- 10 Selon une variante, le procédé comprend une étape a0) de prétraitement de la charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques, ladite étape de prétraitement étant mise en œuvre en amont de l'étape a) d'hydrogénation et comprend une étape de filtration et/ou une étape de séparation électrostatique et/ou une étape d'un lavage à l'aide d'une solution aqueuse et/ou une étape d'adsorption.

- 15 Selon une variante, l'effluent hydrocarboné issu de l'étape c) de séparation, ou au moins l'un des deux flux hydrocarboné(s) liquides issu(s) de l'étape d), est en tout ou partie envoyé vers une étape e) de vapocraquage réalisée dans au moins un four de pyrolyse à une température comprise entre 700 et 900°C et à une pression comprise entre 0,05 et 0,3 MPa relatif.

- 20 Selon une variante, la section réactionnelle de l'étape a) met en œuvre aux moins deux réacteurs fonctionnant en mode permutable.

Selon une variante, un flux contenant une amine est injecté en amont de l'étape a).

- 25 Selon une variante, ledit catalyseur d'hydrogénation comprend un support choisi parmi l'alumine, la silice, les silices-alumines, la magnésie, les argiles et leurs mélanges et une fonction hydro-déshydrogénante comprenant soit au moins un élément du groupe VIII et au moins un élément du groupe VIB, soit au moins un élément du groupe VIII.

Selon une variante, ledit catalyseur d'hydrotraitement comprend un support choisi dans le groupe constitué par l'alumine, la silice, les silices-alumines, la magnésie, les argiles et leurs mélanges, et une fonction hydro-déshydrogénante comprenant au moins un élément du groupe VIII et/ou au moins un élément du groupe VIB.

- 30 Selon une variante, le procédé comprend en outre une deuxième étape d'hydrocraquage b'') mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrocraquage, mettant en œuvre au moins un lit fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à 1,

comprenant chacun au moins un catalyseur d'hydrocraquage, ladite section réactionnelle d'hydrocraquage étant alimentée par la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C issue de l'étape d) et un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, ladite section réactionnelle d'hydrocraquage étant mise en œuvre à une

5 température entre 250 et 450°C, une pression partielle d'hydrogène entre 1,5 et 20,0 MPa abs. et une vitesse volumique horaire entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, pour obtenir un effluent hydrocraqué qui est envoyé dans l'étape c) de séparation.

Selon une variante, ledit catalyseur d'hydrocraquage comprend un support choisi parmi les alumines halogénées, les combinaisons d'oxydes de bore et d'aluminium, les silice-alumines

10 amorphes et les zéolithes et une fonction hydro-déshydrogénante comprenant au moins un métal du groupe VIB choisi parmi le chrome, le molybdène et le tungstène, seul ou en mélange, et/ou au moins un métal du groupe VIII choisi parmi le fer, le cobalt, le nickel, le ruthénium, le rhodium, le palladium et le platine.

L'invention concerne aussi le produit susceptible d'être obtenu, et de préférence obtenu par

15 le procédé selon l'invention.

Selon cette variante, le produit comporte par rapport au poids total du produit :

- une teneur totale en éléments métalliques inférieure ou égale à 5,0 ppm poids,
- dont une teneur en élément fer inférieure ou égale à 100 ppb poids,
- une teneur en élément silicium inférieure ou égale à 1,0 ppm poids,
- 20 - une teneur en soufre inférieure ou égale à 500 ppm poids,
- une teneur en azote inférieure ou égale à 100 ppm poids,
- une teneur en élément chlore inférieure ou égale à 10 ppm poids.

Selon la présente invention, les pressions sont des pressions absolues, encore notées abs., et sont données en MPa absolus (ou MPa abs.), sauf indication contraire.

25 Selon la présente invention, les expressions « compris entre ... et ... » et « entre et ... » sont équivalentes et signifient que les valeurs limites de l'intervalle sont incluses dans la gamme de valeurs décrite. Si tel n'était pas le cas et que les valeurs limites n'étaient pas incluses dans la gamme décrite, une telle précision sera apportée par la présente invention.

Dans le sens de la présente invention, les différents plages de paramètre pour une étape donnée tels que les plages de pression et les plages température peuvent être utilisés seul

30 ou en combinaison. Par exemple, dans le sens de la présente invention, une plage de valeurs préférées de pression peut être combinée avec une plage de valeurs de température plus préférées.

Dans la suite, des modes de réalisation particuliers et/ou préférés de l'invention peuvent être décrits. Ils pourront être mis en œuvre séparément ou combinés entre eux, sans limitation de combinaison lorsque c'est techniquement réalisable.

- Dans la suite, les groupes d'éléments chimiques sont donnés selon la classification CAS
- 5 (CRC Handbook of Chemistry and Physics, éditeur CRC press, rédacteur en chef D.R. Lide, 81^{ème} édition, 2000-2001). Par exemple, le groupe VIII selon la classification CAS correspond aux métaux des colonnes 8, 9 et 10 selon la nouvelle classification IUPAC.

La teneur en métaux est mesurée par fluorescence X.

DESCRIPTION DETAILLEE

10 La charge

Selon l'invention, une « huile de pyrolyse de plastiques » est une huile, avantageusement sous forme liquide à température ambiante, issue de la pyrolyse de plastiques, de préférence de déchets plastiques provenant notamment de filières de collecte et de tri. Elle peut aussi être issue de la pyrolyse de pneus usés.

- 15 Elle comprend en particulier un mélange de composés hydrocarbonés, notamment des paraffines, des mono- et/ou di-oléfines, des naphthènes et des aromatiques. Au moins 80% poids de ces composés hydrocarbonés ont de préférence un point d'ébullition inférieur à 700°C, et de manière préférée inférieur à 550°C. En particulier, selon l'origine de l'huile de pyrolyse, celle-ci peut comprendre jusqu'à 70% poids en paraffines, jusqu'à 90 % poids en
- 20 oléfines et jusqu'à 90 % poids en aromatiques, étant entendu que la somme des paraffines, des oléfines et des aromatiques est 100 % poids des composées hydrocarbonés.

La densité de l'huile de pyrolyse, mesurée à 15°C selon la méthode ASTM D4052, est généralement comprise entre 0,75 et 0,99 g/cm³, de préférence comprise entre 0,75 et 0,95 g/cm³.

- 25 L'huile de pyrolyse de plastiques peut comprendre, et le plus souvent comprend, en outre des impuretés comme des métaux, notamment du fer, du silicium, des composés halogénés, notamment des composés chlorés. Ces impuretés peuvent être présentes dans l'huile de pyrolyse de plastiques à des teneurs élevées, par exemple jusqu'à 350 ppm poids ou encore 700 ppm poids voire 1000 ppm poids d'éléments halogène (notamment du chlore) apportés
- 30 par des composés halogénés, et jusqu'à 100 ppm poids, voire 200 ppm poids d'éléments métalliques ou semi-métalliques. Les métaux alcalins, les alcalino terreux, les métaux de transition, les métaux pauvres et les métalloïdes peuvent être assimilés aux contaminants de nature métallique, appelés métaux ou éléments métalliques ou semi métalliques. De manière

particulière, les métaux ou éléments métalliques ou semi métalliques, éventuellement contenus dans les huiles issues de la pyrolyse des déchets plastiques, comprennent du silicium, du fer ou ces deux éléments. L'huile de pyrolyse de plastiques peut également comprendre d'autres impuretés comme des hétéroéléments apportés notamment par des composés soufrés, des composés oxygénés et/ou des composés azotés, à des teneurs
5 généralement inférieures à 10000 ppm poids d'hétéroéléments et de préférence inférieures à 4000 ppm poids d'hétéroéléments.

La charge du procédé selon l'invention comprend au moins une huile de pyrolyse de plastiques. Ladite charge peut être constituée uniquement d'huile(s) de pyrolyse de
10 plastiques. De préférence, ladite charge comprend au moins 50% poids, de manière préférée entre 70 et 100% poids, d'huile de pyrolyse de plastiques par rapport au poids total de la charge, c'est-à-dire de préférence entre 50 et 100% poids, de manière préférée entre 70% et 100% poids de d'huile de pyrolyse de plastiques.

La charge du procédé selon l'invention peut comprendre en plus de l'huile ou des huiles de pyrolyse de plastiques, une charge pétrolière conventionnelle ou une charge issue de la
15 conversion de la biomasse qui est alors co-traitée avec l'huile de pyrolyse de plastiques de la charge.

La charge pétrolière conventionnelle peut avantageusement être une coupe ou un mélange de coupes de type naphta, gazole ou gazole sous vide.

La charge issue de la conversion de la biomasse peut avantageusement être choisie parmi
20 les huiles végétales, les huiles d'algues ou algales, les huiles de poissons, les huiles alimentaires usagées, et les graisses d'origine végétale ou animale ; ou des mélanges de telles charges. Lesdites huiles végétales peuvent avantageusement être brutes ou raffinées, totalement ou en partie, et issues des végétaux choisis parmi le colza, le tournesol, le soja, le palmier, l'olive, la noix de coco, le coprah, le ricin, le coton, les huiles d'arachides, de lin et
25 de crambe et toutes les huiles issues par exemple du tournesol ou du colza par modification génétique ou hybridation, cette liste n'étant pas limitative. Lesdites graisses animales sont avantageusement choisies parmi le lard et les graisses composées de résidus de l'industrie alimentaire ou issus des industries de la restauration. Les huiles de fritures, les huiles
30 animales variées comme les huiles de poisson, le suif, le saindoux peuvent également être utilisées.

La charge issue de la conversion de la biomasse peut également être choisie parmi des charges provenant des procédés de conversions thermiques ou catalytiques de biomasse, tel que des huiles qui sont produits à partir de la biomasse, en particulier de la biomasse

lignocellulosique, avec diverses méthodes de liquéfaction, telles que la liquéfaction hydrothermale ou la pyrolyse. Le terme «biomasse» fait référence à un matériau dérivé d'organismes récemment vivants, qui comprend les plantes, les animaux et leurs sous-produits. Le terme «biomasse lignocellulosique» désigne la biomasse dérivée de plantes ou de leurs sous-produits. La biomasse lignocellulosique est composée de polymères glucidiques (cellulose, hémicellulose) et d'un polymère aromatique (lignine).

La charge issue de la conversion de la biomasse peut également avantageusement être choisie parmi des charges issues de l'industrie papetière.

L'huile de pyrolyse de plastiques peut être issue d'un traitement de pyrolyse thermique, catalytique ou encore être préparée par hydropyrolyse (pyrolyse en présence d'un catalyseur et d'hydrogène).

Prétraitement (optionnel)

Ladite charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques peut avantageusement être prétraitée dans une étape optionnelle de prétraitement a0), préalablement à l'étape a) d'hydrogénation, pour obtenir une charge prétraitée qui alimente l'étape a).

Cette étape optionnelle de prétraitement a0) permet de diminuer la quantité de contaminants, en particulier la quantité de fer et/ou de silicium et/ou de chlore, éventuellement présents dans la charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques. Ainsi, une étape optionnelle a0) de prétraitement de la charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques est avantageusement réalisée en particulier lorsque ladite charge comprend plus de 10 ppm poids, notamment plus de 20 ppm poids, plus particulièrement plus de 50 ppm poids d'éléments métalliques, et en particulier lorsque ladite charge comprend plus de 5 ppm poids de silicium, plus particulièrement plus de 10 ppm poids, voire plus de 20 ppm poids de silicium. De même, une étape optionnelle a0) de prétraitement de la charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques est avantageusement réalisée en particulier lorsque ladite charge comprend plus de 10 ppm poids, notamment plus de 20 ppm poids, plus particulièrement plus de 50 ppm poids de chlore.

Ladite étape optionnelle de prétraitement a0) peut être mise en œuvre par n'importe quelle méthode connue par l'homme du métier permettant de diminuer la quantité de contaminants. Elle peut notamment comprendre une étape de filtration et/ou une étape de séparation électrostatique et/ou une étape d'un lavage à l'aide d'une solution aqueuse et/ou une étape d'adsorption.

Ladite étape optionnelle de prétraitement a0) est avantageusement mise en œuvre à une température entre 0 et 150°C, de préférence entre 5 et 100°C, et à une pression entre 0,15 et 10,0 MPa abs, de préférence entre 0,2 et 1,0 MPa abs.

Selon une variante, ladite étape optionnelle de prétraitement a0) est mise en œuvre dans
5 une section d'adsorption opérée en présence d'au moins un adsorbant, de préférence de type alumine, ayant une surface spécifique supérieure ou égale à 100 m²/g, de préférence supérieure ou égale à 200 m²/g. La surface spécifique dudit au moins adsorbant est avantageusement inférieure ou égale à 600 m²/g, en particulier inférieure ou égale à 400 m²/g. La surface spécifique de l'adsorbant est une surface mesurée par la méthode
10 BET, c'est-à-dire la surface spécifique déterminée par adsorption d'azote conformément à la norme ASTM D 3663-78 établie à partir de la méthode BRUNAUER-EMMETT-TELLER décrite dans le périodique "The Journal of the American Chemical Society", 6Q, 309 (1938).
Avantageusement, ledit adsorbant comprend moins de 1% poids d'éléments métalliques, de préférence est exempt d'éléments métalliques. Par éléments métalliques de l'adsorbant, il
15 faut entendre les éléments des groupes 6 à 10 du tableau périodique des éléments (nouvelle classification IUPAC). Le temps de séjour de la charge dans la section d'adsorbant est généralement compris entre 1 et 180 minutes.

Ladite section d'adsorption de l'étape optionnelle a0) comprend au moins une colonne d'adsorption, de préférence comprend au moins deux colonnes d'adsorption,
20 préférentiellement entre deux et quatre colonnes d'adsorption, contenant ledit adsorbant. Lorsque la section d'adsorption comprend deux colonnes d'adsorption, un mode de fonctionnement peut être un fonctionnement appelé « en swing », selon le terme anglo-saxon consacré, dans lequel l'une des colonnes est en ligne, c'est-à-dire en fonctionnement, tandis que l'autre colonne est en réserve. Lorsque l'absorbant de la colonne en ligne est usé,
25 cette colonne est isolée tandis que la colonne en réserve est mise en ligne, c'est-à-dire en fonctionnement. L'absorbant usé peut être ensuite régénéré *in situ* et/ou remplacé par de l'absorbant frais pour que la colonne le contenant puisse à nouveau être remise en ligne une fois que l'autre colonne aura été isolée.

Un autre mode de fonctionnement est d'avoir au moins deux colonnes fonctionnant en série.
30 Lorsque l'absorbant de la colonne placée en tête est usé, cette première colonne est isolée et l'absorbant usée est soit régénéré *in situ* ou remplacé par de l'absorbant frais. La colonne est ensuite remise en ligne en dernière position et ainsi de suite. Ce fonctionnement est appelé mode permutable, ou selon le terme anglais « PRS » pour Permutable Reactor System ou encore « lead and lag » selon le terme anglo-saxon consacré. L'association d'au
35 moins deux colonnes d'adsorption permet de palier à l'empoisonnement et/ou au colmatage

possible et éventuellement rapide de l'adsorbant sous l'action conjointe des contaminants métalliques, des dioléfines, des gommes issues des dioléfines et des insolubles éventuellement présents dans l'huile de pyrolyse de plastiques à traiter. La présence d'au moins deux colonnes d'adsorption facilite en effet le remplacement et/ou la régénération de l'adsorbant, avantageusement sans arrêt de l'unité de prétraitement, voire du procédé, permettant ainsi de diminuer les risques de colmatage et donc d'éviter l'arrêt de l'unité dû au colmatage, de maîtriser les coûts et de limiter la consommation d'adsorbant.

Selon une autre variante, ladite étape optionnelle de prétraitement a0) est mise en œuvre dans une section de lavage avec une solution aqueuse, par exemple de l'eau ou une solution acide ou basique. Cette section de lavage peut comporter des équipements permettant de mettre en contact la charge avec la solution aqueuse et de séparer les phases de manière à obtenir la charge prétraitée d'une part et la solution aqueuse comprenant des impuretés d'autre part. Parmi ces équipements, il peut y avoir par exemple un réacteur agité, un décanteur, un mélangeur-décanteur et/ou une colonne de lavage à co- ou contre-courant.

Ladite étape optionnelle a0) de prétraitement peut également être éventuellement alimentée par au moins une fraction d'un flux de recycle, avantageusement issu de l'étape d) du procédé, en mélange ou séparément de la charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques.

Ladite étape optionnelle a0) de prétraitement permet ainsi d'obtenir une charge prétraitée qui alimente ensuite l'étape a) d'hydrogénation.

Etape a) d'hydrogénation

Selon l'invention, le procédé comprend une étape a) d'hydrogénation mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrogénation, mettant en œuvre au moins un réacteur à lit fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à 1, comprenant chacun au moins un catalyseur d'hydrogénation, ladite section réactionnelle d'hydrogénation étant alimentée au moins par ladite charge et un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, ladite section réactionnelle d'hydrogénation étant mise en œuvre à une température moyenne entre 140 et 400°C, une pression partielle d'hydrogène entre 1,0 et 10,0 MPa abs. et une vitesse volumique horaire entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, la température en sortie de la section réactionnelle de l'étape a) étant au moins supérieure de 15°C à la température en entrée de la section réactionnelle de l'étape a), pour obtenir un effluent hydrogéné.

L'étape a) est notamment effectuée dans des conditions de pression en hydrogène et de température permettant d'effectuer l'hydrogénation des dioléfines et des oléfines en début de

la section réactionnelle d'hydrogénation tout en permettant un profil montant de la température de manière à ce que la température en sortie de la section réactionnelle de l'étape a) soit au moins supérieure de 15°C à la température en entrée de la section réactionnelle de l'étape a). En effet, une quantité d'hydrogène nécessaire est injectée de manière à permettre l'hydrogénation d'au moins une partie des dioléfinés et des oléfinés présentes dans l'huile de pyrolyse de plastiques, l'hydrodémétallation d'au moins une partie des métaux, notamment la rétention du silicium, et aussi la conversion d'au moins une partie du chlore (en HCl). L'hydrogénation des dioléfinés et des oléfinés permet ainsi d'éviter ou au moins de limiter la formation de « gommes », c'est-à-dire la polymérisation des dioléfinés et des oléfinés et donc la formation d'oligomères et polymères, pouvant boucher la section réactionnelle de l'étape b) d'hydrotraitement. En parallèle de l'hydrogénation, l'hydrodémétallation, et notamment la rétention du silicium lors de l'étape a), permet de limiter la désactivation catalytique de la section réactionnelle de l'étape b) d'hydrotraitement. De plus, les conditions de l'étape a), notamment la température et son profil montant, permettent de convertir au moins une partie du chlore.

Le contrôle de la température est ainsi important dans cette étape et doit répondre à une contrainte antagoniste. D'un côté la température en entrée et dans toute la section réactionnelle d'hydrogénation doit être suffisamment basse afin de permettre l'hydrogénation des dioléfinés et des oléfinés en début de la section réactionnelle d'hydrogénation. D'un autre côté, la température en entrée de la section réactionnelle d'hydrogénation doit être suffisamment élevée afin d'éviter la désactivation du catalyseur. Les réactions d'hydrogénation, notamment d'une partie des oléfinés et des dioléfinés, étant fortement exothermiques, on observe alors un profil montant de la température dans la section réactionnelle d'hydrogénation. Cette température plus élevée en fin de ladite section permet d'effectuer les réaction d'hydrodémétallation et d'hydrodéchloration. Ainsi, la température en sortie de la section réactionnelle de l'étape a) est au moins supérieure de 15°C, de préférence au moins supérieure à 25°C et de manière particulièrement préférée au moins supérieure à 30°C à la température en entrée de la section réactionnelle de l'étape a).

La différence de température entre l'entrée et la sortie de la section réactionnelle de l'étape a) s'entend avec injection éventuelle d'un quelconque flux de refroidissement gazeux (hydrogène) ou liquide (par exemple le recycle d'un flux provenant des étapes c) et/ou d).

La différence de température entre l'entrée et la sortie de la section réactionnelle de l'étape a) est exclusivement due à l'exothermicité des réactions chimiques réalisées dans la section réactionnelle et s'entend donc hors utilisation d'un moyen de chauffe (four, échangeur de chaleur etc).

La température en entrée de la section réactionnelle de l'étape a) est comprise entre 135 et 385°C, de préférence entre 210 et 335°C.

La température en sortie de la section réactionnelle de l'étape a) est comprise entre 150 et 400°C, de préférence entre 225 et 350°C.

- 5 Selon l'invention, il est avantageux de réaliser l'hydrogénation des dioléfinés et une partie des réactions d'hydrotraitement dans une même étape et à une température suffisante pour limiter la désactivation du catalyseur de l'étape a) qui se manifeste par une baisse de la conversion des dioléfinés. Cette même étape permet aussi de bénéficier des chaleurs de réactions d'hydrogénation, notamment d'une partie des oléfinés et des dioléfinés, de manière
- 10 à avoir un profil de température montant dans cette étape et pouvant ainsi éliminer la nécessité d'un dispositif de chauffe entre la section catalytique d'hydrogénation et la section catalytique d'hydrotraitement.

- Ladite section réactionnelle met en œuvre une hydrogénation en présence d'au moins un catalyseur d'hydrogénation, avantageusement à une température moyenne (ou WABT telle
- 15 que définie ci-dessous) entre 140 et 400°C, de préférence entre 220 et 350°C, et de manière particulièrement préférée entre 260 et 330°C, une pression partielle d'hydrogène entre 1,0 et 10,0 MPa abs, de manière préférée entre 1,5 et 8,0 MPa abs et à une vitesse volumique horaire (VVH) entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, de manière préférée entre 0,2 et 5,0 h⁻¹, et de manière très préférée entre 0,3 et 3,0 h⁻¹.

- 20 Selon l'invention, la « température moyenne » d'une section réactionnelle correspond à la Weight Average Bed Temperature (WABT) selon le terme anglo-saxon consacré, bien connue de l'Homme du métier. La température moyenne est avantageusement déterminée en fonction des systèmes catalytiques, des équipements, de la configuration de ceux-ci, utilisés. La température moyenne (ou WABT) est calculée de la manière suivante :

25
$$WABT = (T_{\text{entrée}} + T_{\text{sortie}})/2$$

avec T_{entrée} : la température de l'effluent en entrée de la section réactionnelle et T_{sortie} : la température de l'effluent en sortie de section réactionnelle.

- La vitesse volumique horaire (VVH) est définie ici comme le ratio entre le débit volumique horaire de la charge comprenant l'huile de pyrolyse de plastiques, éventuellement prétraitée,
- 30 par le volume de catalyseur(s).

La couverture en hydrogène est définie comme le rapport du débit volumique d'hydrogène pris dans les conditions normales de température et pression par rapport au débit volumique

de charge « fraîche », c'est-à-dire de la charge à traiter, éventuellement prétraitée, sans tenir compte de l'éventuelle fraction recyclée, à 15°C (en normaux m³, noté Nm³, de H₂ par m³ de charge).

La quantité du flux gazeux comprenant de l'hydrogène (H₂), alimentant ladite section réactionnelle de l'étape a), est avantageusement telle que la couverture en hydrogène est comprise entre 50 et 1000 Nm³ d'hydrogène par m³ de charge (Nm³/m³), de préférence entre 50 et 500 Nm³ d'hydrogène par m³ de charge (Nm³/m³), de manière préférée entre 200 et 300 Nm³ d'hydrogène par m³ de charge (Nm³/m³). En effet, la quantité d'hydrogène nécessaire permettant l'hydrogénation d'au moins une partie des dioléfinés et des oléfinés et l'hydrodémétallation d'au moins une partie des métaux, notamment la rétention du silicium, et aussi la conversion d'au moins une partie du chlore (en HCl) est supérieure à la quantité d'hydrogène nécessaire permettant d'effectuer que l'hydrogénation des dioléfinés tel que décrit dans FR20/01.758.

La section réactionnelle d'hydrogénation de l'étape a) est alimentée au moins par ladite charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques, ou par la charge prétraitée issue de l'éventuelle étape a0) de prétraitement, et un flux gazeux comprenant de l'hydrogène (H₂). Eventuellement, la section réactionnelle de ladite étape a) peut également être alimentée en outre par au moins une fraction d'un flux de recycle, avantageusement issu de l'étape c) ou de l'étape d) optionnelle.

Avantageusement, la section réactionnelle de ladite étape a) comprend entre 1 et 5 réacteurs, de préférence entre 2 et 5 réacteurs, et manière particulièrement préférée elle comprend deux réacteurs. L'avantage d'une section réactionnelle d'hydrogénation comprenant plusieurs réacteurs réside dans un traitement optimisé de la charge, tout en permettant de diminuer les risques de colmatage du ou des lits catalytiques et donc d'éviter l'arrêt de l'unité dû au colmatage.

Selon une variante, ces réacteurs fonctionnent en mode permutable, appelé selon le terme anglais « PRS » pour Permutable Reactor System ou encore « lead and lag ». L'association d'au moins deux réacteurs en mode PRS permet d'isoler un réacteur, de décharger le catalyseur usé, de recharger le réacteur en catalyseur frais et remettre en service ledit réacteur sans arrêt du procédé. La technologie PRS est décrite, en particulier, dans le brevet FR2681871.

Selon une variante particulièrement préférée, la section réactionnelle d'hydrogénation de l'étape a) comprend deux réacteurs fonctionnent en mode permutable.

Avantageusement, des internes de réacteurs, par exemple de type plateaux filtrants, peuvent être utilisés pour prévenir le bouchage du(des) réacteur(s). Un exemple de plateau filtrant est décrit dans le brevet FR3051375.

Avantageusement, ledit catalyseur d'hydrogénation comprend un support, de préférence
5 minéral, et une fonction hydro-déshydrogénante.

Selon une variante, la fonction hydro-déshydrogénante comprend en particulier au moins un élément du groupe VIII, de préférence choisi parmi le nickel et le cobalt, et au moins un élément du groupe VIB, de préférence choisi parmi le molybdène et le tungstène. Selon cette variante, la teneur totale exprimée en oxydes des éléments métalliques des groupes VIB et
10 VIII est de préférence comprise entre 1% et 40% en poids, préférentiellement de 5% à 30% en poids par rapport au poids total du catalyseur. Lorsque le métal est le cobalt ou le nickel, la teneur en métal s'exprime en CoO et NiO respectivement. Lorsque le métal est le molybdène ou le tungstène, la teneur en métal s'exprime en MoO₃ et WO₃ respectivement.

Le rapport pondéral exprimé en oxyde métallique entre le métal (ou les métaux) du groupe
15 VIB par rapport au métal (ou aux métaux) du groupe VIII est de préférence compris entre 1 et 20, et de manière préférée entre 2 et 10.

Selon cette variante, la section réactionnelle de ladite étape a) comprend par exemple un catalyseur d'hydrogénation comprenant entre 0,5% et 12% en poids de nickel, de préférence entre 1% et 10% en poids de nickel (exprimé en oxyde de nickel NiO par rapport
20 au poids dudit catalyseur), et entre 1% et 30% en poids de molybdène, de préférence entre 3% et 20% en poids de molybdène (exprimé en oxyde de molybdène MoO₃ par rapport au poids dudit catalyseur) sur un support de préférence minéral, de préférence sur un support d'alumine.

Selon une autre variante, la fonction hydro-déshydrogénante comprend, et est de préférence
25 constituée d'au moins un élément du groupe VIII, de préférence du nickel. Selon cette variante, la teneur en oxydes de nickel est de préférence comprise entre 1 et 50 % en poids, de préférence entre 10% et 30% en poids par rapport au poids dudit catalyseur. Ce type de catalyseur est de préférence utilisé sous sa forme réduite, sur un support de préférence minéral, de préférence sur un support d'alumine.

30 Le support dudit catalyseur d'hydrogénation est de préférence choisi parmi l'alumine, la silice, les silices-alumines, la magnésie, les argiles et leurs mélanges. Ledit support peut renfermer des composés dopants, notamment des oxydes choisis parmi l'oxyde de bore, en particulier le trioxyde de bore, la zircone, la cérine, l'oxyde de titane, l'anhydride

phosphorique et un mélange de ces oxydes. De préférence, ledit catalyseur d'hydrogénation comprend un support d'alumine, éventuellement dopé avec du phosphore et éventuellement du bore. Lorsque l'anhydride phosphorique P_2O_5 est présent, sa concentration est inférieure à 10% en poids par rapport au poids de l'alumine et avantageusement d'au moins 0,001 % poids par rapport au poids total de l'alumine. Lorsque le trioxyde de bore B_2O_3 est présent, sa concentration est inférieure à 10% en poids par rapport au poids de l'alumine et avantageusement d'au moins 0,001 % par rapport au poids total de l'alumine. L'alumine utilisée peut être par exemple une alumine γ (gamma) ou η (êta).

Ledit catalyseur d'hydrogénation est par exemple sous forme d'extrudés.

De manière très préférée, l'étape a) peut mettre en œuvre en plus du ou des catalyseurs d'hydrogénation décrits ci-dessus en outre au moins un catalyseur d'hydrogénation utilisé dans l'étape a) comprenant moins de 1% en poids de nickel et au moins 0,1 % poids de nickel, de préférence 0,5% poids de nickel, exprimé en oxyde de nickel NiO par rapport au poids dudit catalyseur, et moins de 5% en poids de molybdène et au moins 0,1 % poids de molybdène, de préférence 0,5% poids de molybdène, exprimé en oxyde de molybdène MoO_3 par rapport au poids dudit catalyseur, sur un support d'alumine. Ce catalyseur peu chargé en métaux peut être mis de préférence en amont ou en aval du ou des catalyseurs d'hydrogénation décrits ci-dessus.

Ladite étape a) d'hydrogénation permet d'obtenir un effluent hydrogéné, c'est-à-dire un effluent à teneur réduite en oléfines, en particulier en dioléfines, et en métaux, en particulier en silicium. La teneur en impuretés, en particulier en dioléfines, de l'effluent hydrogéné obtenu à l'issue de l'étape a) est réduite par rapport à celle des mêmes impuretés, en particulier des dioléfines, comprises dans la charge du procédé. L'étape a) d'hydrogénation permet généralement de convertir au moins 40 %, et de préférence au moins 60 % des dioléfines ainsi qu'au moins 40 %, et de préférence au moins 60 % des oléfines contenues dans la charge initiale. L'étape a) permet également l'élimination, au moins en partie, d'autres contaminants, comme par exemple le silicium et le chlore. De préférence, au moins 50%, et plus préférentiellement au moins 75% du chlore et du silicium de la charge initiale sont éliminés lors de l'étape a). L'effluent hydrogéné obtenu à l'issue de l'étape a) d'hydrogénation est envoyé, de préférence directement, vers l'étape b) d'hydrotraitement.

Etape b) d'hydrotraitement

Selon l'invention, le procédé de traitement comprend une étape b) d'hydrotraitement mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrotraitement, mettant en œuvre au moins un réacteur à lit fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à 1,

comprenant chacun au moins un catalyseur d'hydrotraitement, ladite section réactionnelle d'hydrotraitement étant alimentée au moins par ledit effluent hydrogéné issu de l'étape a) et un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, ladite section réactionnelle d'hydrotraitement étant mise en œuvre à une température moyenne entre 250 et 430°C, une pression partielle d'hydrogène entre 1,0 et 10,0 MPa abs. et une vitesse volumique horaire entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, la température moyenne de la section réactionnelle de l'étape b) étant supérieure à la température moyenne de la section réactionnelle d'hydrogénation de l'étape a), pour obtenir un effluent hydrotraité.

Avantageusement, l'étape b) met en œuvre les réactions d'hydrotraitement bien connues de l'homme du métier, et plus particulièrement des réactions d'hydrotraitement telles que l'hydrogénation des aromatiques, l'hydrodésulfuration et l'hydrodéazotation. De plus, l'hydrogénation des oléfines et des composés halogénés restants ainsi que l'hydrodémétallation sont poursuivies.

Ladite section réactionnelle d'hydrotraitement est avantageusement mise en œuvre à une pression équivalente à celle utilisée dans la section réactionnelle de l'étape a) d'hydrogénation, mais à une température moyenne plus élevée que celle de la section réactionnelle de l'étape a) d'hydrogénation. Ainsi, ladite section réactionnelle d'hydrotraitement est avantageusement mise en œuvre à une température moyenne d'hydrotraitement entre 250 et 430°C, de préférence entre 280 et 380°C, à une pression partielle d'hydrogène entre 1,0 et 10,0 MPa abs. et à une vitesse volumique horaire (VVH) entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, de préférence entre 0,1 et 5,0 h⁻¹, préférentiellement entre 0,2 et 2,0 h⁻¹, de manière préférée entre 0,2 et 1h⁻¹. La couverture en hydrogène dans l'étape b) est avantageusement comprise entre 50 et 1000 Nm³ d'hydrogène par m³ de charge fraîche qui alimente l'étape a), et de préférence entre 50 et 500 Nm³ d'hydrogène par m³ de charge fraîche qui alimente l'étape a), de manière préférée entre 100 et 300 Nm³ d'hydrogène par m³ de charge fraîche qui alimente l'étape a). Les définitions de la température moyenne (WABT), de la VVH et de la couverture en hydrogène correspondent à celles décrites ci-dessus.

Ladite section réactionnelle d'hydrotraitement est alimentée au moins par ledit effluent hydrogéné issu de l'étape a) et un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, avantageusement au niveau du premier lit catalytique du premier réacteur en fonctionnement. Eventuellement, la section réactionnelle de ladite étape b) peut également être alimentée en outre par au moins une fraction d'un flux de recycle, avantageusement issu de l'étape c) ou de l'étape d) optionnelle.

Avantageusement, ladite étape b) est mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrotraitement comprenant au moins un, de préférence entre un et cinq, réacteur(s) à lit fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à un, de préférence compris entre un et dix, de manière préférée compris entre deux et cinq, le(s)dit(s) lit(s) 5 comprenant chacun au moins un, et de préférence pas plus de dix, catalyseur(s) d'hydrotraitement. Lorsqu'un réacteur comprend plusieurs lits catalytiques, c'est-à-dire au moins deux, de préférence entre deux et dix, de manière préférée entre deux et cinq lits catalytiques, lesdits lits catalytiques sont de préférence disposés en série dans ledit réacteur.

Lorsque l'étape b) est mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrotraitement 10 comprenant plusieurs, de préférence deux réacteurs, ces réacteurs peuvent fonctionner en série et/ou en parallèle et/ou en mode permutable (ou PRS) et/ou en mode « swing ». Les différents modes de fonctionnement éventuels, mode PRS (ou lead and lag) et mode swing, et sont bien connus de l'Homme du métier et sont avantageusement définis plus haut.

Dans un autre mode de réalisation de l'invention, ladite section réactionnelle 15 d'hydrotraitement comprend un seul réacteur à lit fixe contenant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à un, de préférence compris entre un et dix, de manière préférée compris entre deux et cinq.

Dans un mode particulièrement préféré, la section réactionnelle d'hydrogénation de l'étape a) comprend deux réacteurs fonctionnent en mode permutable suivie de la section 20 réactionnelle d'hydrotraitement de l'étape b) qui comprend un seul réacteur à lit fixe.

Avantageusement, ledit catalyseur d'hydrotraitement utilisé dans ladite étape b) peut être choisi parmi des catalyseurs connus d'hydrodémétallation, d'hydrotraitement, de captation du silicium, utilisés notamment pour le traitement des coupes pétrolières, et leurs combinaisons. Des catalyseurs d'hydrodémétallation connus sont par exemple ceux décrits 25 dans les brevets EP 0113297, EP 0113284, US 5221656, US 5827421, US 7119045, US 5622616 et US 5089463. Des catalyseurs d'hydrotraitement connus sont par exemple ceux décrits dans les brevets EP 0113297, EP 0113284, US 6589908, US 4818743 ou US 6332976. Des catalyseurs de captation du silicium connus sont par exemple ceux décrits dans les demandes de brevets CN 102051202 et US 2007/080099.

30 En particulier, ledit catalyseur d'hydrotraitement comprend un support, de préférence minéral, et au moins un élément métallique ayant une fonction hydro-déshydrogénante. Ledit élément métallique ayant une fonction hydro-déshydrogénante comprend avantageusement au moins un élément du groupe VIII, de préférence choisi dans le groupe constitué par le nickel et le cobalt, et/ou au moins un élément du groupe VIB, de préférence choisi dans le

groupe constitué par le molybdène et le tungstène. La teneur totale exprimée en oxydes des éléments métalliques des groupes VIB et VIII est de préférence entre 0,1% et 40% en poids, préférentiellement de 5% à 35% en poids, par rapport au poids total du catalyseur. Lorsque le métal est le cobalt ou le nickel, la teneur en métal s'exprime en CoO et NiO respectivement. Lorsque le métal est le molybdène ou le tungstène, la teneur en métal s'exprime en MoO₃ et WO₃ respectivement. Le rapport pondéral exprimé en oxyde métallique entre le métal (ou les métaux) du groupe VIB par rapport au métal (ou aux métaux) du groupe VIII est de préférence compris entre 1,0 et 20, de manière préférée entre 2,0 et 10. Par exemple, la section réactionnelle d'hydrotraitement de l'étape b) du procédé comprend un catalyseur d'hydrotraitement comprenant entre 0,5% et 10% en poids de nickel, de préférence entre 1% et 8% en poids de nickel, exprimé en oxyde de nickel NiO par rapport au poids total du catalyseur d'hydrotraitement, et entre 1,0% et 30% en poids de molybdène, de préférence entre 3,0% et 29% en poids de molybdène, exprimé en oxyde de molybdène MoO₃ par rapport au poids total du catalyseur d'hydrotraitement, sur un support minéral, de préférence sur un support d'alumine.

Le support dudit catalyseur d'hydrotraitement est avantageusement choisi parmi l'alumine, la silice, les silices-alumines, la magnésie, les argiles et leurs mélanges. Ledit support peut en outre renfermer des composés dopants, notamment des oxydes choisis parmi l'oxyde de bore, en particulier le trioxyde de bore, la zircone, la cérine, l'oxyde de titane, l'anhydride phosphorique et un mélange de ces oxydes. De préférence, ledit catalyseur d'hydrotraitement comprend un support d'alumine, de manière préférée un support d'alumine dopé avec du phosphore et éventuellement du bore. Lorsque l'anhydride phosphorique P₂O₅ est présent, sa concentration est inférieure à 10% en poids par rapport au poids de l'alumine et avantageusement d'au moins 0,001 % poids par rapport au poids total de l'alumine. Lorsque le trioxyde de bore B₂O₃ est présent, sa concentration est inférieure à 10% en poids par rapport au poids de l'alumine et avantageusement d'au moins 0,001 % par rapport au poids total de l'alumine. L'alumine utilisée peut être par exemple une alumine γ (gamma) ou η (êta).

Ledit catalyseur d'hydrotraitement est par exemple sous forme d'extrudés.

Avantageusement, ledit catalyseur d'hydrotraitement utilisé dans l'étape b) du procédé présente une surface spécifique supérieure ou égale à 250 m²/g, de préférence supérieure ou égale à 300 m²/g. La surface spécifique dudit catalyseur d'hydrotraitement est avantageusement inférieure ou égale à 800 m²/g, de préférence inférieure ou égale à 600 m²/g, en particulier inférieure ou égale à 400 m²/g. La surface spécifique du catalyseur d'hydrotraitement est mesurée par la méthode BET, c'est-à-dire la surface spécifique

déterminée par adsorption d'azote conformément à la norme ASTM D 3663-78 établie à partir de la méthode BRUNAUER-EMMETT-TELLER décrite dans le périodique "The Journal of the American Chemical Society", 6Q, 309 (1938). Une telle surface spécifique permet d'améliorer encore l'élimination des contaminants, en particulier des métaux comme le silicium.

Selon un autre aspect de l'invention, le catalyseur d'hydrotraitement tel que décrit plus haut comprend en outre un ou plusieurs composés organiques contenant de l'oxygène et/ou de l'azote et/ou du soufre. Un tel catalyseur est souvent désigné par le terme "catalyseur additif". Généralement, le composé organique est choisi parmi un composé comportant une ou plusieurs fonctions chimiques choisies parmi une fonction carboxylique, alcool, thiol, thioéther, sulfone, sulfoxyde, éther, aldéhyde, cétone, ester, carbonate, amine, nitrile, imide, oxime, urée et amide ou encore les composés incluant un cycle furanique ou encore les sucres.

Avantageusement, l'étape b) d'hydrotraitement permet l'hydrogénation d'au moins 80%, et de préférence de la totalité des oléfines restantes après l'étape a) d'hydrogénation, mais aussi la conversion au moins en partie d'autres impuretés présentes dans la charge, comme les composés aromatiques, les composés métalliques, les composés soufrés, les composés azotés, les composés halogénés (notamment les composés chlorés), les composés oxygénés. De préférence, la teneur en azote en sortie de l'étape b) est inférieure à 10 ppm poids. L'étape b) peut également permettre de réduire encore la teneur en contaminants, comme celle des métaux, en particulier la teneur en silicium. De préférence, la teneur en métaux en sortie de l'étape b) est inférieure à 10 ppm poids, et de manière préférée inférieure à 2 ppm poids, et la teneur en silicium est inférieure à 5 ppm poids.

Etape (optionnelle) b') d'hydrocraquage

Selon une variante, le procédé de l'invention peut comprendre une étape b') d'hydrocraquage effectuée soit directement après l'étape b) d'hydrotraitement, soit après l'étape d) de fractionnement sur une coupe hydrocarbonée comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C (coupe diesel).

Avantageusement, l'étape b') met en œuvre les réactions d'hydrocraquage bien connues de l'homme du métier, et permet plus particulièrement de convertir les composés lourds, par exemple des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C en composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C contenus dans l'effluent hydrotraité issu de l'étape b) ou séparés lors de l'étape d) de fractionnement. D'autres réactions, comme l'hydrogénation des oléfines, des aromatiques, l'hydrodémétallation, l'hydrodésulfuration, l'hydrodézotation, etc. peuvent se poursuivre.

Les composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C ont un BMCI élevé et contiennent par rapport à des composés plus légers, plus de composés naphténiques, naphténo-aromatiques et aromatiques menant ainsi à un ratio C/H plus élevé. Ce ratio élevé est une cause de cokage dans le vapocraqueur, nécessitant ainsi des fours de
5 vapocraquage dédiés à cette coupe. Lorsqu'on souhaite minimiser le rendement de ces composés lourds (coupe diesel) et maximiser le rendement de composés légers (coupe naphtha), on peut transformer ces composés au moins en partie en composés légers par hydrocraquage, coupe généralement favorisée pour une unité de vapocraquage.

Ainsi, le procédé de l'invention peut comprendre une étape b') d'hydrocraquage mise en
10 œuvre dans une section réactionnelle d'hydrocraquage, mettant en œuvre au moins un lit fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à 1, comprenant chacun au moins un catalyseur d'hydrocraquage, ladite section réactionnelle d'hydrocraquage étant alimentée par ledit effluent hydrotraité issu de l'étape b) et/ou par la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C issue de
15 l'étape d) et un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, ladite section réactionnelle d'hydrocraquage étant mise en œuvre à une température moyenne entre 250 et 450°C, une pression partielle d'hydrogène entre 1,5 et 20,0 MPa abs. et une vitesse volumique horaire entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, pour obtenir un effluent hydrocraqué qui est envoyé dans l'étape d) de fractionnement.

Ainsi, ladite section réactionnelle d'hydrocraquage est avantageusement mise en œuvre à une température moyenne entre 250 et 480°C, de préférence entre 320 et 450°C, à une pression partielle d'hydrogène entre 1,5 et 20,0 MPa abs., de préférence entre 2 et 18,0 MPa abs, et à une vitesse volumique horaire (VVH) entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, de préférence entre 0,1 et 5,0 h⁻¹, préférentiellement entre 0,2 et 4 h⁻¹. La couverture en hydrogène dans l'étape
25 c) est avantageusement comprise entre 80 et 2000 Nm³ d'hydrogène par m³ de charge fraîche qui alimente l'étape a), et de préférence entre 200 et 1800 Nm³ d'hydrogène par m³ de charge fraîche qui alimente l'étape a). Les définitions de la température moyenne (WABT), de la VVH et de la couverture en hydrogène correspondent à celles décrites ci-dessus.

30 Avantageusement, ladite section réactionnelle d'hydrocraquage est mise en œuvre à une pression équivalente à celle utilisée dans la section réactionnelle de l'étape a) d'hydrogénation ou de l'étape b) d'hydrotraitement.

Avantageusement, ladite étape b') est mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrocraquage comprenant au moins un, de préférence entre un et cinq, réacteur(s) à lit
35 fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à un, de préférence

compris entre un et dix, de manière préférée compris entre deux et cinq, le(s)dit(s) lit(s) comprenant chacun au moins un, et de préférence pas plus de dix, catalyseur(s) d'hydrocraquage. Lorsqu'un réacteur comprend plusieurs lits catalytiques, c'est-à-dire au moins deux, de préférence entre deux et dix, de manière préférée entre deux et cinq lits catalytiques, lesdits lits catalytiques sont de préférence disposés en série dans ledit réacteur.

L'étape b) d'hydrotraitement et l'étape b') d'hydrocraquage peuvent avantageusement être réalisées dans un même réacteur ou dans des réacteurs différents. Dans le cas où elles sont réalisées dans un même réacteur, le réacteur comprend plusieurs lits catalytiques, les premiers lits catalytiques comprenant le ou les catalyseurs d'hydrotraitement et les lits catalytiques suivants comprenant le ou les catalyseurs d'hydrocraquage.

L'étape d'hydrocraquage peut être effectuée en une (étape b') ou deux étapes (étape b') et b'')). Lorsqu'elle est effectuée en deux étapes, on effectue une séparation de l'effluent issue de la première étape d'hydrocraquage b') permettant d'obtenir une coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C (coupe diesel) lors des étapes c) et d), laquelle est introduite dans la deuxième étape b'') d'hydrocraquage comprenant une deuxième section réactionnelle d'hydrocraquage dédiée, différente à la première section réactionnelle d'hydrocraquage b'). Cette configuration est particulièrement adaptée lorsqu'on souhaite produire uniquement une coupe naphta.

La deuxième étape d'hydrocraquage b'') mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrocraquage, mettant en œuvre au moins un lit fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à 1, comprenant chacun au moins un catalyseur d'hydrocraquage, ladite section réactionnelle d'hydrocraquage étant alimentée par la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C issue de l'étape d) et un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, ladite section réactionnelle d'hydrocraquage étant mise en œuvre à une température moyenne entre 250 et 450°C, une pression partielle d'hydrogène entre 1,5 et 20,0 MPa abs. et une vitesse volumique horaire entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, pour obtenir un effluent hydrocraqué qui est envoyé dans l'étape c) de séparation. Les conditions opératoires préférées et catalyseurs utilisés dans la deuxième étape d'hydrocraquage sont celles décrites pour la première étape d'hydrocraquage. Les conditions opératoires et catalyseurs utilisés dans les deux étapes d'hydrocraquage peuvent être identiques ou différentes.

La dite deuxième étape d'hydrocraquage est de préférence mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrocraquage comprenant au moins un, de préférence entre un et cinq, réacteur(s) à lit fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à un,

de préférence compris entre un et dix, de manière préférée compris entre deux et cinq, le(s)dit(s) lit(s) comprenant chacun au moins un, et de préférence pas plus de dix, catalyseur(s) d'hydrocraquage.

Ces conditions opératoires utilisées dans la ou les étape(s) d'hydrocraquage permettent
5 généralement d'atteindre des conversions par passe, en produits ayant au moins 80% en volume de composés ayant des points d'ébullition inférieurs ou égale à 175°C, de préférence inférieurs à 160°C et de manière préférée inférieurs à 150°C, et supérieures à 15% poids et de manière encore plus préférée comprises entre 20 et 95% poids. Lorsque le procédé est effectué en deux étapes d'hydrocraquage, la conversion par passe dans la deuxième étape
10 est maintenue modérée afin de maximiser la sélectivité en composés de la coupe naphta (ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C, en particulier entre 80 et inférieur ou égal à 175°C). La conversion par passe est limitée par l'utilisation d'un taux de recycle élevé sur la boucle de la deuxième étape d'hydrocraquage. Ce taux est défini comme le ratio entre le débit d'alimentation de l'étape b'') et le débit de la charge de l'étape a), préférentiellement
15 ce ratio est compris entre 0,2 et 4, de manière préférée entre 0,5 et 2,5.

La ou les étape(s) d'hydrocraquage ne permet(tent) ainsi pas forcément de transformer tous les composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C (coupe diesel) en composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C (coupe naphta). Après l'étape de fractionnement d), il peut rester donc une proportion plus ou moins importante de composés
20 ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C. Pour augmenter la conversion, au moins une partie de cette coupe non convertie peut être recyclée comme décrit ci-dessous à l'étape b') ou encore être envoyé dans une deuxième étape d'hydrocraquage b''). Une autre partie peut être purgée. En fonction des conditions opératoires du procédé, ladite purge peut être comprise entre 0 et 10% poids de la coupe comprenant des composés ayant un point
25 d'ébullition supérieur à 175°C par rapport à la charge entrante, et de préférence entre 0,5% et 5% poids.

Conformément à l'invention, la ou les étape(s) d'hydrocraquage opère(nt) en présence d'au moins un catalyseur d'hydrocraquage.

Le ou les catalyseur(s) d'hydrocraquage utilisé(s) dans la ou les étape(s) d'hydrocraquage
30 sont des catalyseurs classiques d'hydrocraquage connus de l'Homme du métier, de type bifonctionnel associant une fonction acide à une fonction hydro-déshydrogénante et éventuellement au moins une matrice liante. La fonction acide est apportée par des supports de grande surface (150 à 800 m²/g généralement) présentant une acidité superficielle, telles que les alumines halogénées (chlorées ou fluorées notamment), les combinaisons d'oxydes
35 de bore et d'aluminium, les silice-alumines amorphes et les zéolithes. La fonction hydro-

déshydrogénante est apportée par au moins un métal du groupe VIB de la classification périodique et/ou au moins un métal du groupe VIII.

- De préférence, le ou les catalyseurs d'hydrocraquage comprennent une fonction hydro-déshydrogénante comprenant au moins un métal du groupe VIII choisi parmi le fer, le cobalt, le nickel, le ruthénium, le rhodium, le palladium et le platine, et de préférence parmi le cobalt et le nickel. De préférence, le(s)dit(s) catalyseurs comprennent également au moins un métal du groupe VIB choisi parmi le chrome, le molybdène et le tungstène, seul ou en mélange, et de préférence parmi le molybdène et le tungstène. Des fonctions hydro-déshydrogénantes de type NiMo, NiMoW, NiV sont préférées.
- 5 De préférence, le(s)dit(s) catalyseurs comprennent également au moins un métal du groupe VIB choisi parmi le chrome, le molybdène et le tungstène, seul ou en mélange, et de préférence parmi le molybdène et le tungstène. Des fonctions hydro-déshydrogénantes de type NiMo, NiMoW, NiV sont préférées.
- 10 De préférence, la teneur en métal du groupe VIII dans le ou les catalyseur(s) d'hydrocraquage est avantageusement comprise entre 0,5 et 15% poids et de préférence entre 1 et 10% poids, les pourcentages étant exprimés en pourcentage poids d'oxydes par rapport au poids total du catalyseur. Lorsque le métal est le cobalt ou le nickel, la teneur en métal s'exprime en CoO et NiO respectivement.
- 15 De préférence, la teneur en métal du groupe VIB dans le ou les catalyseur(s) d'hydrocraquage est avantageusement comprise entre 5 et 35% poids, et de préférence entre 10 et 30% poids, les pourcentages étant exprimés en pourcentage poids d'oxydes par rapport au poids total du catalyseur. Lorsque le métal est le molybdène ou le tungstène, la teneur en métal s'exprime en MoO₃ et WO₃ respectivement.
- 20 Le ou les catalyseur(s) d'hydrocraquage peuvent également comprendre éventuellement au moins un élément promoteur déposé sur le catalyseur et choisi dans le groupe formé par le phosphore, le bore et le silicium, éventuellement au moins un élément du groupe VIIA (chlore, fluor préférés), éventuellement au moins un élément du groupe VIIB (manganèse préféré), et éventuellement au moins un élément du groupe VB (niobium préféré).
- 25 De préférence, le ou les catalyseur(s) d'hydrocraquage comprennent au moins une matrice minérale poreuse amorphe ou mal cristallisée de type oxyde choisie parmi les alumines, les silices, les silice-alumines, les aluminates, l'alumine-oxyde de bore, la magnésie, la silice-magnésie, le zircon, l'oxyde de titane, l'argile, seuls ou en mélange, et de préférence les alumines ou les silice-alumines, seules ou en mélange.
- 30 De préférence, la silice-alumine contient plus de 50% poids d'alumine, de préférence plus de 60% poids d'alumine.

De préférence, le ou les catalyseur(s) d'hydrocraquage comprennent également éventuellement une zéolithe choisie parmi les zéolithes Y, de préférence parmi les zéolithes USY, seules ou en combinaison, avec d'autres zéolithes parmi les zéolithes beta, ZSM-12,

IZM-2, ZSM-22, ZSM-23, SAPO-11, ZSM-48, ZBM-30, seules ou en mélange. De manière préférée la zéolithe est la zéolithe USY seule.

Dans le cas où ledit catalyseur comprend une zéolithe, la teneur en zéolithe dans le ou les catalyseur(s) d'hydrocraquage est avantageusement comprise entre 0,1 et 80% poids, de
5 préférence comprise entre 3 et 70% poids, les pourcentages étant exprimés en pourcentage de zéolithe par rapport au poids total du catalyseur.

Un catalyseur préféré comprend, et est de préférence constitué, d'au moins un métal du groupe VIB et éventuellement d'au moins un métal du groupe VIII non noble, d'au moins un élément promoteur, et de préférence le phosphore, d'au moins une zéolithe Y et d'au moins
10 un liant alumine.

Un catalyseur encore plus préféré comprend, et est de préférence constitué, du nickel, du molybdène, du phosphore, d'une zéolithe USY, et éventuellement aussi une zéolithe bêta, et de l'alumine.

Un autre catalyseur préféré comprend, et est de préférence constitué, du nickel, du tungstène, de l'alumine et de la silice-alumine.
15

Un autre catalyseur préféré comprend, et est de préférence constitué, du nickel, du tungstène, d'une zéolithe USY, de l'alumine et de la silice-alumine.

Ledit catalyseur d'hydrocraquage est par exemple sous forme d'extrudés.

Dans une variante, le catalyseur d'hydrocraquage mis en œuvre dans l'étape b") comprend
20 une fonction hydro-déshydrogénante comprenant au moins un métal noble du groupe VIII choisi parmi le palladium et le platine, seul ou en mélange. La teneur en métal noble du groupe VIII est avantageusement comprise entre 0,01 et 5% poids et de préférence entre 0,05 et 3% poids, les pourcentages étant exprimés en pourcentage poids d'oxydes (PtO ou PdO) par rapport au poids total du catalyseur.

25 Selon un autre aspect de l'invention, le catalyseur d'hydrocraquage tel que décrit plus haut comprend en outre un ou plusieurs composés organiques contenant de l'oxygène et/ou de l'azote et/ou du soufre. Un tel catalyseur est souvent désigné par le terme "catalyseur additif". Généralement, le composé organique est choisi parmi un composé comportant une ou plusieurs fonctions chimiques choisies parmi une fonction carboxylique, alcool, thiol,
30 thioéther, sulfone, sulfoxyde, éther, aldéhyde, cétone, ester, carbonate, amine, nitrile, imide, oxime, urée et amide ou encore les composés incluant un cycle furanique ou encore les sucres.

La préparation des catalyseurs des étapes a), b), b') ou b'') est connue et comprend généralement une étape d'imprégnation des métaux du groupe VIII et du groupe VIB lorsqu'il est présent, et éventuellement du phosphore et/ou du bore sur le support, suivie d'un séchage, puis éventuellement d'une calcination. Dans le cas de catalyseur additif, la
5 préparation se fait généralement par simple séchage sans calcination après introduction du composé organique. On entend ici par calcination un traitement thermique sous un gaz contenant de l'air ou de l'oxygène à une température supérieure ou égale à 200°C. Avant leur utilisation dans une étape du procédé, les catalyseurs sont généralement soumis à une sulfuration afin de former l'espèce active. Le catalyseur de l'étape a) peut aussi être un
10 catalyseur utilisé sous sa forme réduite, impliquant ainsi une étape de réduction dans sa préparation.

Le flux gazeux comprenant de l'hydrogène, qui alimente la section réactionnelle de l'étape a), b), b') ou b'') peut être constitué d'un appoint en hydrogène et/ou d'hydrogène recyclé issu en particulier de l'étape c) de séparation. De préférence, un flux gazeux supplémentaire
15 comprenant de l'hydrogène est avantageusement introduit en entrée de chaque réacteur, en particulier fonctionnant en série, et/ou en entrée de chaque lit catalytique à partir du second lit catalytique de la section réactionnelle. Ces flux gazeux supplémentaires sont appelés encore flux de refroidissement. Ils permettent de contrôler la température dans le réacteur dans lequel les réactions mises en œuvre sont généralement très exothermiques.

20 Eventuellement, chacune des étapes a), b), b') ou b'') peut mettre en œuvre une section de chauffe située en amont de la section réactionnelle et dans laquelle l'effluent entrant est chauffé pour atteindre une température adaptée. Ladite éventuelle section de chauffe peut ainsi comprendre un ou plusieurs échangeurs, permettant de préférence un échange de chaleur entre l'effluent hydrotraité et l'effluent hydrocraqué, et/ou un four de préchauffe.

25 Cependant, le fait d'effectuer l'étape a) à une température moyenne relativement élevée avec un profil montant permet éventuellement d'éliminer la nécessité d'un dispositif de chauffe ou au moins de réduire le besoin calorique entre la section catalytique d'hydrogénation de l'étape a) et la section catalytique d'hydrotraitement de l'étape b).

Etape c) de séparation

30 Selon l'invention, le procédé de traitement comprend une étape c) de séparation, avantageusement mise en œuvre dans au moins une section de lavage/séparation, alimentée au moins par l'effluent hydrotraité issu de l'étape b), ou l'effluent hydrocraqué issu des étapes b') et b'') optionnelles, et une solution aqueuse, pour obtenir au moins un effluent gazeux, un effluent aqueux et un effluent hydrocarboné.

L'effluent gazeux obtenu à l'issu de l'étape c) comprend avantageusement de l'hydrogène, de préférence comprend au moins 80 % volume, de préférence au moins 85 % volume, d'hydrogène. Avantageusement, ledit effluent gazeux peut au moins en partie être recyclé vers les étapes a) d'hydrogénation et/ou b) d'hydrotraitement et/ou b') d'hydrocraquage et/ou b'') d'hydrocraquage, le système de recyclage pouvant comprendre une section de purification.

L'effluent aqueux obtenu à l'issu de l'étape c) comprend avantageusement des sels d'ammonium et/ou de l'acide chlorhydrique.

Cette étape c) de séparation permet en particulier d'éliminer les sels de chlorure d'ammonium, qui se forment par réaction entre les ions chlorure, libérés par l'hydrogénation des composés chlorés sous forme HCl notamment lors des étapes a) et b) puis dissolution dans l'eau, et les ions ammonium, générés par l'hydrogénation des composés azotés sous forme de NH_3 notamment lors de l'étape b) et/ou apportés par injection d'une amine puis dissolution dans l'eau, et ainsi de limiter les risques de bouchage, en particulier dans les lignes de transfert et/ou dans les sections du procédé de l'invention et/ou les lignes de transfert vers le vapocraqueur, dû à la précipitation des sels de chlorure d'ammonium. Il permet aussi d'éliminer l'acide chlorhydrique formé par la réaction des ions hydrogène et des ions chlorures.

En fonction de la teneur en composés chlorés dans la charge initiale à traiter, un flux contenant une amine telle que par exemple la monoéthanolamine, la diéthanolamine et/ou la monodiéthanolamine peut être injecté en amont de l'étape a) d'hydrogénation et/ou entre l'étape a) d'hydrogénation et l'étape b) d'hydrotraitement et/ou entre l'étape b') d'hydrocraquage et l'étape c) de séparation, de préférence en amont de l'étape a) d'hydrogénation afin d'assurer une quantité suffisante en ions ammonium pour combiner les ions chlorure formés lors de l'étape d'hydrotraitement, permettant ainsi de limiter la formation d'acide chlorhydrique et ainsi de limiter la corrosion en aval de la section de séparation.

Avantageusement, l'étape c) de séparation comprend une injection d'une solution aqueuse, de préférence une injection d'eau, dans l'effluent hydrotraité issu de l'étape b), ou l'effluent hydrocraqué issu des étapes b') et b'') optionnelles, en amont de la section de lavage/séparation, de manière à dissoudre au moins en partie des sels de chlorure d'ammonium et/ou de l'acide chlorhydrique et améliorer ainsi l'élimination des impuretés chlorées et réduire les risques de bouchages dus à une accumulation des sels de chlorure d'ammonium.

L'étape c) de séparation est avantageusement opérée à une température comprise entre 50 et 450°C, préférentiellement entre 100 et 440°C, de manière préférée entre 200 et 420°C. Il est important d'opérer dans cette gamme de température (et donc de ne pas trop refroidir l'effluent hydroconverti) au risque de bouchage dans les lignes dû à la précipitation des sels de chlorure d'ammonium. Avantageusement, l'étape c) de séparation est opérée à une pression proche de celle mise en œuvre dans les étapes a) et/ou b), de préférence entre 1,0 et 20,0 MPa, de manière à faciliter le recyclage d'hydrogène.

La section de lavage/séparation de l'étape c) peut au moins en partie être réalisée dans des équipements de lavage et de séparation communs ou distincts, ces équipements étant bien connus (ballons séparateurs pouvant opérés à différentes pressions et températures, pompes, échangeurs de chaleurs, colonnes de lavage, etc.).

Dans un mode de réalisation éventuel de l'invention, l'étape c) de séparation comprend l'injection d'une solution aqueuse dans l'effluent hydrotraité issu de l'étape b), suivi de la section de lavage/séparation comprenant avantageusement une phase de séparation permettant d'obtenir au moins un effluent aqueux chargé en sels d'ammonium, un effluent hydrocarboné liquide lavé et un effluent gazeux partiellement lavé. L'effluent aqueux chargé en sels d'ammonium et l'effluent hydrocarboné liquide lavé peuvent ensuite être séparés dans un ballon décanteur afin d'obtenir ledit effluent hydrocarboné et ledit effluent aqueux. Ledit effluent gazeux partiellement lavé peut parallèlement être introduit dans une colonne de lavage où il circule à contrecourant d'un flux aqueux, de préférence de même nature que la solution aqueuse injectée dans l'effluent hydrotraité, ce qui permet d'éliminer au moins en partie, de préférence en totalité, l'acide chlorhydrique contenu dans l'effluent gazeux partiellement lavé et d'obtenir ainsi ledit effluent gazeux, comprenant de préférence essentiellement de l'hydrogène, et un flux aqueux acide. Ledit effluent aqueux issu du ballon décanteur peut éventuellement être mélangé avec ledit flux aqueux acide, et être utilisé, éventuellement en mélange avec ledit flux aqueux acide dans un circuit de recyclage d'eau pour alimenter l'étape c) de séparation en ladite solution aqueuse en amont de la section de lavage/séparation et/ou en ledit flux aqueux dans la colonne de lavage. Ledit circuit de recyclage d'eau peut comporter un appoint d'eau et/ou d'une solution basique et/ou une purge permettant d'évacuer les sels dissous.

Dans un autre mode de réalisation éventuel de l'invention, l'étape c) de séparation peut comprendre avantageusement une section de lavage/séparation à « haute pression » qui opère à une pression proche de la pression de l'étape a) d'hydrogénation et/ou de l'étape b) d'hydrotraitement et/ou de l'étape b') d'hydrocraquage optionnelle, de préférence entre 1,0 et 20,0 MPa, afin de faciliter le recyclage d'hydrogène. Cette éventuelle section « haute

pression » de l'étape c) peut être complétée par une section « basse pression », afin d'obtenir une fraction liquide hydrocarbonée dépourvue d'une partie des gaz dissous à haute pression et destinée à être traitée directement dans un procédé de vapocraquage ou optionnellement être envoyée dans l'étape d) de fractionnement.

- 5 La ou les fractions gaz issue(s) de l'étape c) de séparation peut (peuvent) faire l'objet de purification(s) et de séparation(s) complémentaire(s) en vue de récupérer au moins un gaz riche en hydrogène pouvant être recyclé en amont des étapes a) et/ou b) et/ou b'') et/ou b'') et/ou des hydrocarbures légers, notamment de l'éthane, du propane et du butane, qui peuvent avantageusement être envoyés séparément ou en mélange dans un ou des fours
10 de l'étape e) de vapocraquage de manière à accroître le rendement global en oléfines.

L'effluent hydrocarboné issu de l'étape c) de séparation est envoyé, en partie ou en totalité, soit directement en entrée d'une unité de vapocraquage, soit vers une étape d) optionnelle de fractionnement. De préférence, l'effluent liquide hydrocarboné est envoyé, en partie ou en totalité, de manière préférée en totalité, vers une étape d) de fractionnement.

15 **Etape d) (optionnelle) de fractionnement**

- Le procédé selon l'invention peut comprendre une étape de fractionnement de tout ou partie, de manière préférée de la totalité, de l'effluent hydrocarboné issu de l'étape c), pour obtenir au moins un flux gazeux et au moins deux flux hydrocarbonés liquides, lesdits deux flux hydrocarbonés liquides étant au moins une coupe naphta comprenant des composés ayant
20 un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C, en particulier entre 80 et 175°C, et une coupe hydrocarbonée comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C.

L'étape d) permet en particulier d'éliminer les gaz dissous dans l'effluent liquide hydrocarboné, comme par exemple de l'ammoniac, de l'hydrogène sulfuré et des hydrocarbures légers ayant 1 à 4 atomes de carbone.

- 25 L'étape d) optionnelle de fractionnement est avantageusement opérée à une pression inférieure ou égale à 1,0 MPa abs., de préférence entre 0,1 et 1,0 MPa abs.

- Selon un mode de réalisation, l'étape d) peut être opérée dans une section comprenant avantageusement au moins une colonne de stripage équipée d'un circuit de reflux comprenant un ballon de reflux. Ladite colonne de stripage est alimentée par l'effluent liquide
30 hydrocarboné issu de l'étape c) et par un flux de vapeur d'eau. L'effluent liquide hydrocarboné issu de l'étape c) peut être éventuellement réchauffé avant l'entrée dans la colonne de stripage. Ainsi, les composés les plus légers sont entraînés en tête de colonne et dans le circuit de reflux comprenant un ballon de reflux dans lequel s'opère une séparation

gaz/liquide. La phase gazeuse qui comprend les hydrocarbures légers, est soutirée du ballon de reflux, en un flux gazeux. La coupe naphta comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C est avantageusement soutirée du ballon de reflux. La coupe hydrocarbonée comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C est avantageusement soutirée en fond de colonne de stripage.

Selon d'autres modes de réalisation, l'étape d) de fractionnement peut mettre en œuvre une colonne de stripage suivie d'une colonne de distillation ou uniquement une colonne de distillation.

La coupe naphta comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C et la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C, éventuellement mélangés, peu(ven)t être envoyés, en tout ou partie, vers une unité de vapocraquage, à l'issue de laquelle des oléfines pourront être (re)formées pour participer à la formation de polymères. De préférence, une partie seulement des dites coupes est envoyée vers une unité de vapocraquage ; au moins une fraction de la partie restante est éventuellement recyclée dans au moins une des étapes du procédé et/ou envoyée vers une unité de stockage carburant, par exemple une unité de stockage naphta, une unité de stockage diesel ou une unité de stockage kérosène, issu de charges pétrolières conventionnelles.

Selon un mode préféré, la coupe naphta comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C, tout ou partie, est envoyée vers une unité de vapocraquage, tandis que la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C est recyclée dans l'étape a) et/ou b) et/ou b'), et/ou envoyée vers une unité de stockage carburant.

Dans un mode de réalisation particulier, l'étape optionnelle d) de fractionnement peut permettre d'obtenir, outre un flux gazeux, une coupe naphta comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C, de préférence entre 80 et 175°C, et, une coupe distillats moyens comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C et inférieur à 385°C, et une coupe hydrocarbonée comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur ou égal à 385°C, dite coupe hydrocarbonée lourde. La coupe naphta peut être envoyée, en tout ou partie, vers une unité de vapocraquage et/ou vers l'unité de stockage naphta issu de charges pétrolières conventionnelles, elle peut encore être recyclée; la coupe distillats moyens peut également être, en tout ou partie, soit envoyée vers une unité de vapocraquage, soit vers une unité de stockage diesel issu de charges pétrolières conventionnelles, soit encore être recyclée ; la coupe lourde peut quant à elle être envoyée, au moins en partie, vers une unité de vapocraquage, ou être recyclée.

Dans un autre mode de réalisation particulier, l'étape optionnelle e) de fractionnement peut permettre d'obtenir, outre un flux gazeux, une coupe naphta comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C, de préférence entre 80 et 175°C, et une coupe kérosène comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C et inférieur ou égale à 280°C, une coupe diesel comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 280°C et inférieur à 385°C et une coupe hydrocarbonée comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur ou égal à 385°C, dite coupe hydrocarbonée lourde. La coupe naphta peut être envoyée, en tout ou partie, vers une unité de vapocraquage et/ou vers le pool naphta issu de charges pétrolières conventionnelles, elle peut encore être envoyée vers l'étape g) de recyclage; la coupe kérosène et/ou la coupe diesel peuvent également être, en tout ou partie, soit envoyée vers une unité de vapocraquage, soit respectivement vers un pool kérosène ou diesel issu de charges pétrolières conventionnelles, soit envoyée vers l'étape f) de recyclage ; la coupe lourde peut quant à elle être envoyée, au moins en partie, vers une unité de vapocraquage, ou être envoyée vers l'étape f) de recyclage.

Dans un autre mode de réalisation particulier la coupe naphta comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C issue de l'étape d) est fractionnée en une coupe naphta lourde comprenant des composés ayant un point d'ébullition entre 80 et 175°C et une coupe naphta légère comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieure à 80°C, au moins une partie de ladite coupe naphta lourde étant envoyée vers un complexe aromatique comportant au moins une étape de reformage du naphta en vue de produire des composés aromatiques. Selon ce mode de réalisation, au moins une partie de la coupe naphta légère est envoyée dans l'étape e) de vapocraquage décrite ci-dessous.

La ou les fractions gaz issue(s) de l'étape d) de fractionnement peut (peuvent) faire l'objet de purification(s) et de séparation(s) complémentaire(s) en vue de récupérer au moins des hydrocarbures légers, notamment de l'éthane, du propane et du butane, qui peuvent avantageusement être envoyés séparément ou en mélange dans un ou des fours de l'étape e) de vapocraquage de manière à accroître le rendement global en oléfines.

Recyclage de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C.

Au moins une fraction de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C issue de l'étape d) de fractionnement peut être récupérée pour constituer un flux de recycle qui est envoyé en amont de ou directement vers au moins l'une des étapes réactionnelles du procédé selon l'invention, en particulier vers l'étape a) d'hydrogénation et/ou l'étape b) d'hydrotraitement et/ou l'étape b') d'hydrocraquage.

Eventuellement, une fraction du flux de recycle peut être envoyée vers l'étape a0) optionnelle.

Le flux de recycle peut alimenter lesdites étapes réactionnelles a) et/ou b) et/ou b') en une seule injection ou peut être divisé en plusieurs fractions pour alimenter les étapes
5 réactionnelles a) et/ou b) et/ou b') en plusieurs injections, c'est-à-dire au niveau de différents lits catalytiques.

Avantageusement, la quantité du flux de recycle de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C est ajustée de sorte que le rapport pondéral entre le flux de recycle et la charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques, c'est-à-dire la charge à traiter alimentant le procédé global, est inférieur ou égal à 10, de préférence
10 inférieur ou égal à 5, et préférentiellement supérieur ou égal à 0,001, de préférence supérieur ou égal à 0,01, et de manière préférée supérieur ou égal à 0,1. De manière très préférée, la quantité du flux de recycle est ajustée de sorte que le rapport pondéral entre le flux de recycle et la charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques est compris
15 entre 0,2 et 5.

Selon une variante préférée, au moins une fraction de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C issue de l'étape d) de fractionnement est envoyée dans l'étape b') d'hydrocraquage lorsqu'elle est présente. Le recyclage d'une partie de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C vers ou
20 en amont de au moins une des étapes réactionnelles du procédé selon l'invention, et notamment vers l'étape b') d'hydrocraquage permet avantageusement d'augmenter le rendement en coupe naphta ayant un point d'ébullition inférieur à 175°C. Le recyclage permet également de diluer les impuretés et d'autre part de contrôler la température dans la ou les étape(s) réactionnelle(s), dans la(les)quelle(s) des réactions mises en jeu peuvent
25 être fortement exothermiques.

Selon une autre variante préférée, au moins une fraction de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C issue de l'étape d) de fractionnement est envoyée dans une deuxième étape b'') d'hydrocraquage lorsqu'elle est présente.

Une purge peut être installée sur le recycle de ladite de la coupe comprenant des composés
30 ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C. En fonction des conditions opératoires du procédé, ladite purge peut être comprise entre 0 et 10% poids de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C par rapport à la charge entrante, et de préférence entre 0,5% et 5%poids.

Recyclage de l'effluent hydrocarboné issu de l'étape c) et/ou de la coupe naphta ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C issue de l'étape d)

Une fraction de l'effluent hydrocarboné issu de l'étape c) de séparation ou une fraction de la coupe naphta ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C issue de l'étape d) optionnelle de fractionnement, peut être récupérée pour constituer un flux de recycle qui est envoyé en amont de ou directement vers au moins l'une des étapes réactionnelles du procédé selon l'invention, en particulier vers l'étape a) d'hydrogénation et/ou l'étape b) d'hydrotraitement. Eventuellement, une fraction du flux de recycle peut être envoyée vers l'étape a0) optionnelle de prétraitement.

De préférence, au moins une fraction de l'effluent hydrocarboné issu de l'étape c) de séparation ou de la coupe naphta ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C issue de l'étape d) optionnelle de fractionnement alimente l'étape b) d'hydrotraitement.

Avantageusement, la quantité du flux de recycle, c'est-à-dire la fraction de produit obtenu recyclée, est ajustée de sorte que le rapport pondéral entre le flux de recycle et la charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques, c'est-à-dire la charge à traiter alimentant le procédé global, est inférieur ou égal à 10, de préférence inférieur ou égal à 5, et préférentiellement supérieur ou égal à 0,001, de préférence supérieur ou égal à 0,01, et de manière préférée supérieur ou égal à 0,1. De manière très préférée, la quantité du flux de recycle est ajustée de sorte que le rapport pondéral entre le flux de recycle et la charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques est compris entre 0,2 et 5.

Avantageusement, pour les phases de démarrage du procédé, une coupe hydrocarbonée externe au procédé peut être utilisée comme flux de recycle. L'Homme du métier saura alors choisir ladite coupe hydrocarbonée.

Le recyclage d'une partie du produit obtenu vers ou en amont de au moins une des étapes réactionnelles du procédé selon l'invention permet avantageusement d'une part de diluer les impuretés et d'autre part de contrôler la température dans la ou les étape(s) réactionnelle(s), dans la(les)quelle(s) des réactions mises en jeu peuvent être fortement exothermiques.

Ledit effluent hydrocarboné ou le(s)dit(s) flux hydrocarboné(s) ainsi obtenu(s) par traitement selon le procédé de l'invention d'une huile de pyrolyse de plastiques, présente(nt) une composition compatible avec les spécifications d'une charge en entrée d'une unité de vapocraquage. En particulier, la composition de l'effluent hydrocarboné ou du(des)dit(s) flux hydrocarboné(s) est de préférence telle que :

- la teneur totale en éléments métalliques est inférieure ou égale à 5,0 ppm poids, de préférence inférieure ou égale à 2,0 ppm poids, préférentiellement inférieure ou égale à 1,0 ppm poids et de manière préférée inférieure ou égale à 0,5 ppm poids, avec :
 - une teneur en élément silicium (Si) inférieure ou égale à 1,0 ppm poids, de préférence inférieure ou égale à 0,6 ppm poids, et
 - une teneur en élément fer (Fe) inférieure ou égale à 100 ppb poids,
- la teneur en soufre est inférieure ou égale à 500 ppm poids, de préférence inférieure ou égale à 200 ppm poids,
- la teneur en azote est inférieure ou égale à 100 ppm poids, de préférence inférieure ou égale à 50 ppm poids et de manière préférée inférieure ou égale à 5 ppm poids
- la teneur en asphaltènes est inférieure ou égale à 5,0 ppm poids,
- la teneur totale en élément chlore est inférieure ou égale à 10 ppm poids, de manière préférée inférieure à 1,0 ppm poids,
- la teneur en composés oléfiniques (mono- et di-oléfinés) est inférieure ou égale à 5,0% poids, de préférence inférieure ou égale à 2,0% poids, de manière préférée inférieure ou égale à 0,1% poids.

Les teneurs sont données en concentrations pondérales relatives, pourcentage (%) poids, partie(s) par million (ppm) poids ou partie(s) par milliard (ppb) poids, par rapport au poids total du flux considéré.

- 20 Le procédé selon l'invention permet donc de traiter les huiles de pyrolyse de plastiques pour obtenir un effluent qui peut être injecté, en tout ou partie, dans une unité de vapocraquage.

Etape e) de vapocraquage (optionnelle)

- 25 L'effluent hydrocarboné issu de l'étape c) de séparation, ou au moins l'un des deux flux hydrocarboné(s) liquides issu(s) de l'étape d) optionnelle, peut être en tout ou partie envoyé vers une étape e) de vapocraquage.

De manière avantageuse, la ou les fractions gaz issue(s) de l'étape c) de séparation et/ou d) de fractionnelle et contenant de l'éthane, du propane et du butane, peut (peuvent) en tout ou partie être également envoyé vers l'étape e) de vapocraquage.

- 30 Ladite étape e) de vapocraquage est avantageusement réalisée dans au moins un four de pyrolyse à une température comprise entre 700 et 900°C, de préférence entre 750 et 850°C, et à une pression comprise entre 0,05 et 0,3 MPa relatif. Le temps de séjour des composés hydrocarbonés est généralement inférieur ou égale à 1,0 seconde (noté s), de préférence compris entre 0,1 et 0,5 s. Avantageusement, de la vapeur d'eau est introduite en amont de

l'étape e) de vapocraquage optionnelle et après la séparation (ou le fractionnement). La quantité d'eau introduite, avantageusement sous forme de vapeur d'eau, est avantageusement comprise entre 0,3 et 3,0 kg d'eau par kg de composés hydrocarbonés en entrée de l'étape e). De préférence, l'étape e) optionnelle est réalisée dans plusieurs fours de pyrolyse en parallèle de manière à adapter les conditions opératoires aux différents flux alimentant l'étape e) notamment issus de l'étape d), et aussi à gérer les temps de décokage des tubes. Un four comprend un ou plusieurs tubes disposés en parallèle. Un four peut également désigner un groupe de fours opérant en parallèle. Par exemple, un four peut être dédié au craquage de la coupe naphta comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C.

Les effluents des différents fours de vapocraquage sont généralement recombinaés avant séparation en vue de constituer un effluent. Il est entendu que l'étape e) de vapocraquage comporte les fours de vapocraquage mais aussi les sous étapes associées au vapocraquage bien connues de l'Homme du métier. Ces sous étapes peuvent comporter notamment des échangeurs de chaleur, des colonnes et des réacteurs catalytiques et des recyclages vers les fours. Une colonne permet généralement de fractionner l'effluent en vue de récupérer au moins une fraction légère comprenant de l'hydrogène et des composés ayant 2 à 5 atomes de carbone, et une fraction comprenant de l'essence de pyrolyse, et éventuellement une fraction comprenant de l'huile de pyrolyse. Des colonnes permettent de séparer les différents constituants de la fraction légère de fractionnement afin de récupérer au moins une coupe riche en éthylène (coupe C2) et une coupe riche en propylène (coupe C3) et éventuellement une coupe riche en butènes (coupe C4). Les réacteurs catalytiques permettent notamment de réaliser des hydrogénations des coupes C2, C3 voire C4 et de l'essence de pyrolyse. Les composés saturés, notamment les composés saturés ayant 2 à 4 atomes de carbone sont avantageusement recyclés vers les fours de vapocraquage de manière à accroître les rendements globaux en oléfines.

Cette étape e) de vapocraquage permet d'obtenir au moins un effluent contenant des oléfines comprenant 2, 3 et/ou 4 atomes de carbone (c'est-à-dire des oléfines en C2, C3 et/ou C4), à des teneurs satisfaisantes, en particulier supérieures ou égales à 30% poids, notamment supérieures ou égales 40% poids, voire supérieures ou égales 50% poids d'oléfines totales comprenant 2, 3 et 4 atomes de carbone par rapport au poids de l'effluent de vapocraquage considéré. Lesdites oléfines en C2, C3 et C4 peuvent ensuite être avantageusement utilisées comme monomères de polyoléfines.

Selon un mode de réalisation préféré de l'invention, le procédé de traitement d'une charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques comprend, de préférence consiste en, l'enchaînement des étapes, et de préférence dans l'ordre donné :

- a) d'hydrogénation, b) d'hydrotraitement, c) de séparation ou
- 5 - a) d'hydrogénation, b) d'hydrotraitement, c) de séparation et d) de fractionnement ou,
 - a) d'hydrogénation, b) d'hydrotraitement, c) de séparation, d) de fractionnement et recyclage de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C à l'étape a) et/ou b),
- 10 - a) d'hydrogénation, b) d'hydrotraitement, b') d'hydrocraquage, c) de séparation ou
 - a) d'hydrogénation, b) d'hydrotraitement, b') d'hydrocraquage, c) de séparation et d) de fractionnement ou
 - a) d'hydrogénation, b) d'hydrotraitement, b') d'hydrocraquage, c) de séparation, d) de fractionnement et recyclage de la coupe comprenant des composés ayant un point
 - 15 d'ébullition supérieur à 175°C à l'étape b') d'hydrocraquage ou
 - a) d'hydrogénation, b) d'hydrotraitement, b') d'hydrocraquage, c) de séparation, d) de fractionnement et de recyclage de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C à l'étape a) ou b) ou
 - a) d'hydrogénation, b) d'hydrotraitement, b') d'hydrocraquage, c) de séparation, d) de
 - 20 fractionnement, recyclage de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C à l'étape b') d'hydrocraquage et de recyclage de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C à l'étape a) ou b) ou
 - a) d'hydrogénation, b) d'hydrotraitement, b') d'hydrocraquage, c) de séparation, d) de
 - 25 fractionnement et recyclage de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C à l'étape b') d'hydrocraquage ou
 - a) d'hydrogénation, b) d'hydrotraitement, b') d'hydrocraquage, c) de séparation, d) de fractionnement, recyclage de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C à l'étape b') d'hydrocraquage et recyclage de la coupe comprenant des
 - 30 composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C à l'étape a) ou b) ou
 - a) d'hydrogénation, b) d'hydrotraitement, c) de séparation, d) de fractionnement et b') d'hydrocraquage ou
 - a) d'hydrogénation, b) d'hydrotraitement, c) de séparation, d) de fractionnement et b')
 - 35 d'hydrocraquage et recyclage de l'effluent de l'étape b') dans l'étape c) ou
 - a) d'hydrogénation, b) d'hydrotraitement, c) de séparation, d) de fractionnement et b') d'hydrocraquage et recyclage de l'effluent de l'étape b') dans l'étape c), et recyclage de la

coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C à l'étape a) ou b).

Tous les modes de réalisation peuvent comprendre et de préférence consistent en plus d'une étape de prétraitement a0.

- 5 Tous les modes de réalisation peuvent comprendre et de préférence consistent en plus d'une étape g) de vapocraquage.

Méthodes d'analyse utilisées

- 10 Les méthodes d'analyses et/ou normes utilisées pour déterminer les caractéristiques des différents flux en particuliers de la charge à traiter et des effluents, sont connues de l'Homme du métier. Elles sont en particulier listées ci-dessous à titre de renseignements. D'autres méthodes réputées équivalentes peuvent aussi être utilisées, notamment des méthodes équivalentes IP, EN ou ISO :

Tableau 1

Description	Méthodes
Masse volumique @15°C	ASTM D4052
Teneur en Soufre	ISO 20846
Teneur en Azote	ASTM D4629
Indice d'acide	ASTM D664
Nombre de Brome	ASTM D1159
Teneur en Di-oléfines à partir de l'indice d'anhydride Maléique	Méthode MAV (1)
Teneur en Oxygénés	Combustion + Infra-rouge
Teneur en Paraffines	UOP990-11
Teneur en Naphthènes et Oléfines	UOP990-11
Teneur en Aromatiques	UOP990-11
Teneur en Halogènes	ASTM D7359
Teneur en Chlorure	ASTM D7536
Teneur en Métaux :	ASTM D5185
P	
Fe	
Si	
Na	
B	
Distillation simulée	ASTM D2887

(1) Méthode MAV décrite dans l'article : C. López-García et al., Near Infrared Monitoring of Low Conjugated Diolefins Content in Hydrotreated FCC Gasoline Streams, Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP, Vol. 62 (2007), No. 1, pp. 57-68

5 LISTE DES FIGURES

La mention des éléments référencés dans les Figures 1 à 2 permet une meilleure compréhension de l'invention, sans que celle-ci ne se limite aux modes de réalisation particuliers illustrés dans les Figures 1 à 2. Les différents modes de réalisation présentés peuvent être utilisés seul ou en combinaison les uns avec les autres, sans limitation de combinaison.

La Figure 1 représente le schéma d'un mode de réalisation particulier du procédé de la présente invention, comprenant :

- une étape a) d'hydrogénation d'une charge hydrocarbonée issue de la pyrolyse de plastiques 1, en présence d'un gaz riche en hydrogène 2 et éventuellement d'une amine apportée par le flux 3, réalisée dans au moins un réacteur en lit fixe comportant au moins un catalyseur d'hydrogénation, pour obtenir un effluent 4 ;

- une étape b) d'hydrotraitement de l'effluent 4 issu de l'étape a), en présence d'hydrogène 5 réalisée dans au moins un réacteur en lit fixe comportant au moins un catalyseur d'hydrotraitement, pour obtenir un effluent hydrotraité 6 ;

- optionnellement une étape b') d'hydrocraquage de l'effluent 6 issu de l'étape b), en présence d'hydrogène 7, réalisée dans au moins un réacteur en lit fixe comportant au moins un catalyseur d'hydrocraquage, pour obtenir un effluent hydrocraqué 8 ;

- une étape c) de séparation de l'effluent 8 réalisée en présence d'une solution aqueuse de lavage 9 et permettant d'obtenir au moins une fraction 10 comprenant de l'hydrogène, une fraction aqueuse 11 contenant des sels dissous, et une fraction liquide hydrocarbonée 12 ;

- optionnellement une étape d) de fractionnement la fraction liquide hydrocarbonée 12 permettant d'obtenir au moins une fraction gazeuse 13, une coupe 14 comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C (coupe naphtha) et une coupe 15 comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C (coupe diesel).

A l'issue de l'étape d), une partie de la coupe 14 comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C est envoyée vers un procédé de vapocraquage (non représentée). Une autre partie de la coupe 14 alimente l'étape a) d'hydrogénation (fraction 14a) et l'étape b) d'hydrotraitement (fraction 14b). Une partie de la coupe 15 comprenant des

composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C issue de l'étape d) alimente l'étape b') d'hydrocraquage (fraction 15a), une autre partie 15b constitue la purge.

La Figure 2 représente le schéma d'un autre mode de réalisation particulier du procédé de la présente invention qui se base sur le schéma de la figure 1. Ce schéma comprend notamment une deuxième étape d'hydrocraquage b'') dans laquelle la coupe 15 comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C issue de l'étape d) alimente cette une deuxième étape d'hydrocraquage b'') (fraction 15a) qui est réalisée dans au moins un réacteur en lit fixe comportant au moins un catalyseur d'hydrocraquage et est alimentée en hydrogène (16). Le deuxième effluent hydrocraqué (17) est recyclé dans l'étape c) de séparation. L'autre partie de la coupe 15 constitue la purge 15b.

Au lieu d'injecter le flux d'amine 3 en entrée de l'étape a) d'hydrogénation, il est possible de l'injecter en entrée de l'étape b) d'hydrotraitement, en entrée de l'étape b') d'hydrocraquage, en entrée de l'étape c) de séparation ou encore de ne pas l'injecter, en fonction des caractéristiques de la charge.

Seules les principales étapes, avec les flux principaux, sont représentées sur les Figures 1 et 2, afin de permettre une meilleure compréhension de l'invention. Il est bien entendu que tous les équipements nécessaires au fonctionnement sont présents (ballons, pompes, échangeurs, fours, colonnes, etc.), même si non représentés. Il est également entendu que des flux de gaz riche en hydrogène (appoint ou recycle), comme décrit ci-dessus, peuvent être injectés en entrée de chaque réacteur ou lit catalytique ou entre deux réacteurs ou deux lits catalytiques. Des moyens bien connus de l'homme du métier de purification et de recyclage d'hydrogène peuvent être également mis en œuvre.

EXEMPLES

Exemple 1 (conforme à l'invention)

La charge 1 traitée dans le procédé est une huile de pyrolyse de plastiques (c'est-à-dire comprenant 100% poids de ladite huile de pyrolyse de plastiques) présentant les caractéristiques indiquées dans le tableau 2.

Tableau 2 : caractéristiques de la charge

Description /	Méthodes	Unité	Huile de pyrolyse
Masse volumique @15°C	ASTM D4052	g/cm ³	0,820
Teneur en soufre	ISO 20846	ppm poids	2500
Teneur en azote	ASTM D4629	ppm poids	730
Indice d'acide	ASTM D664	mgKOH/g	1,5
Teneur en Brome	ASTM D1159	g/100g	80
Teneur en Di-Oléfines à partir de l'Indice d'Anhydride Maléique	Méthode MAV ⁽¹⁾	% poids	10
Teneur en oxygénés	Combustion + Infra-Rouge	% poids	1,0
Teneur en Paraffines	UOP990-11	% poids	45
Teneur en Naphthènes	UOP990-11	% poids	20
Teneur en Oléfines	UOP990-11	% poids	25
Teneur en Aromatiques	UOP990-11	% poids	10
Teneur en Halogènes	ASTM-D7359	ppm poids	350
Teneur en Asphaltènes	IFP9313	ppm poids	380
Teneur en Chlorure	ASTM D7536	ppm poids	320
Teneur en métaux :			
P	ASTM-D5185	ppm poids	10
Fe		ppm poids	25
Si		ppm poids	45
Na		ppm poids	2
B		ppm poids	2
Distillation Simulée :			
0%	ASTM D2887	°C	40
10%		°C	98
30%		°C	161
50%		°C	232
70%		°C	309
90%		°C	394
100%		°C	432

- (1) Méthode MAV décrite dans l'article : C. López-García et al., Near Infrared Monitoring of Low Conjugated Diolefins Content in Hydrotreated FCC Gasoline Streams, Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP, Vol. 62 (2007), No. 1, pp. 57-68

La charge 1 est soumise à une étape a) d'hydrogénation réalisée dans un réacteur en lit fixe et en présence d'hydrogène 2 et d'un catalyseur d'hydrogénation de type NiMo sur alumine dans les conditions indiquées dans le tableau 3.

Tableau 3 : conditions de l'étape a) d'hydrogénation

Température entrée réacteur	°C	280
Température sortie réacteur	°C	310
Température moyenne (WABT)	°C	295
Pression Partielle d'Hydrogène	MPa abs	6,4
H ₂ /HC (Couverture volumique d'hydrogène par rapport au volume de charge)	Nm ³ /m ³	300
VVH (débit volumique de charge/volume de catalyseurs)	h ⁻¹	1,0

Les conditions indiquées dans le tableau 3 correspondent à des conditions de début de cycle et la température moyenne (WABT) est augmentée de 1°C par mois de manière à compenser la désactivation catalytique.

A l'issue de l'étape a) d'hydrogénation, les taux de conversion (= (concentration initiale - concentration finale) / concentration initiale) observés sont indiqués dans le tableau 4.

Tableau 4 : conversions des espèces lors de l'étape a) d'hydrogénation

Taux de conversion des dioléfinés	%	>60
Taux de conversion des oléfines	%	>60
Rétention du silicium	%	> 75

L'effluent 4 issu de l'étape a) d'hydrogénation est soumis directement, sans séparation, à une étape b) d'hydrotraitement réalisée en lit fixe et en présence d'hydrogène 5, et d'un catalyseur d'hydrotraitement de type NiMo sur alumine dans les conditions présentées dans le tableau 5.

Tableau 5 : conditions de l'étape b) d'hydrotraitement

Température moyenne d'hydrotraitement (WABT)	°C	355
Pression Partielle d'Hydrogène	MPa abs	6,2
H ₂ /HC (Couverture volumique d'hydrogène par rapport au volume de charge)	Nm ³ /m ³	300
VVH (débit volumique de charge/volume de catalyseurs)	h ⁻¹	0,5

15

Les conditions indiquées dans le tableau 5 correspondent à des conditions de début de cycle et la température moyenne (WABT) est augmentée de 1°C par mois de manière à compenser la désactivation catalytique.

L'effluent 6 issu de l'étape b) d'hydrotraitement est soumis à une étape c) de séparation : un flux d'eau est injecté dans l'effluent issu de l'étape b) d'hydrotraitement ; le mélange est

20

- ensuite traité dans une colonne de lavage des gaz acides et des ballons séparateurs pour obtenir une fraction gaz et un effluent liquide. Les rendements des différentes fractions obtenues après séparation sont indiqués dans le tableau 6 (les rendements correspondent aux rapports des quantités massiques des différents produits obtenus par rapport à la masse de charge en amont de l'étape a), exprimés en pourcentage et notés % m/m).

Tableau 6 : rendements des différents produits obtenus après séparation

Fraction gaz (NH ₃ + H ₂ S + C1-C4)	% m/m	0,94
Fraction liquide	% m/m	99,41

- Tout ou partie de la fraction liquide obtenue peut ensuite être valorisée dans une étape de vapocraquage en vue de former des oléfines qui pourront être polymérisées en vue de former des plastiques recyclés.

Le procédé mis en œuvre selon l'invention conduit à des désactivations catalytiques réduites lors de l'étape a) d'hydrogénation et lors de l'étape b) d'hydrotraitement par rapport aux désactivations catalytiques observées selon l'art antérieur.

Exemple 2 (non conforme à l'invention)

- Dans cet exemple selon l'art antérieur et non conforme à l'invention, la charge à traiter est identique à celle décrite dans l'Exemple 1 (cf. tableau 2).

La charge est soumise à une étape a) d'hydrogénation sélective réalisée dans un réacteur en lit fixe et en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrogénation sélective de type NiMo sur alumine dans les conditions indiquées dans le tableau 7.

- Tableau 7 : conditions de l'étape a) d'hydrogénation sélective*

Température entrée réacteur	°C	130
Température sortie réacteur	°C	138
Température moyenne (WABT)	°C	134
Pression Partielle d'Hydrogène	MPa abs	6,4
H ₂ /HC (Couverture volumique d'hydrogène par rapport au volume de charge)	Nm ³ /m ³	10
VVH (débit volumique de charge/volume de catalyseurs)	h ⁻¹	6

Les conditions indiquées dans le tableau 7 correspondent à des conditions de début de cycle et la température moyenne (WABT) est augmentée de 4°C par mois de manière à compenser la désactivation catalytique.

A l'issue de l'étape a) d'hydrogénation sélective, les taux de conversion (= (concentration initiale - concentration finale) / concentration initiale) observés sont indiqués dans le tableau 8.

Tableau 8 : conversions des espèces lors de l'étape a) d'hydrogénation sélective

Taux de conversion des dioléfinés	%	35
Taux de conversion des oléfinés	%	6
Rétention du silicium	%	< 1

5

L'effluent issu de l'étape a) d'hydrogénation sélective est soumis directement, sans séparation, à une étape b) d'hydrotraitement réalisée en lit fixe et en présence d'hydrogène, d'un flux hydrocarboné de recycle, et d'un catalyseur d'hydrotraitement de type NiMo sur alumine dans les conditions présentées dans le tableau 9.

10 *Tableau 9 : conditions de l'étape b) d'hydrotraitement*

Température moyenne d'hydrotraitement (WABT)	°C	355
Pression Partielle d'Hydrogène	MPa abs	6,2
H ₂ /HC (Couverture volumique d'hydrogène par rapport au volume de charge)	Nm ³ /m ³	300
VVH (débit volumique de charge/volume de catalyseurs)	h ⁻¹	0,5

Les conditions indiquées dans le tableau 9 correspondent à des conditions de début de cycle et la température moyenne (WABT) est augmentée de 2°C par mois de manière à compenser la désactivation catalytique.

- 15 L'effluent issu de l'étape b) d'hydrotraitement est soumis à une étape c) de séparation : un flux d'eau est injecté dans l'effluent issu de l'étape b) d'hydrotraitement ; le mélange est ensuite traité dans une colonne de lavage des gaz acides et des ballons séparateurs pour obtenir une fraction gaz et un effluent liquide. Les rendements des différentes fractions obtenues après séparation sont indiqués dans le tableau 10 (les rendements correspondent
- 20 aux rapports des quantités massiques des différents produits obtenus par rapport à la masse de charge en amont de l'étape a), exprimés en pourcentage et notés % m/m).

Tableau 10 : rendements des différents produits obtenus après séparation

Fraction gaz $\text{NH}_3 + \text{H}_2\text{S} + \text{C1-C4}$	% m/m	0,85
Fraction liquide	% m/m	99,50

Le procédé mis en œuvre selon l'art antérieur et non conforme à l'invention conduit à des désactivations catalytiques lors de l'étape a) d'hydrogénation sélective et lors de l'étape b) d'hydrotraitement supérieures aux désactivations catalytiques observées dans le procédé mis en œuvre selon l'invention lors de l'étape a) d'hydrogénation et lors de l'étape b) d'hydrotraitement.

REVENDEICATIONS

1. Procédé de traitement d'une charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques, comprenant :

- 5 a) une étape d'hydrogénation mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrogénation, mettant en œuvre au moins un réacteur à lit fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à 1, comprenant chacun au moins un catalyseur d'hydrogénation, ladite section réactionnelle d'hydrogénation étant alimentée au moins par ladite charge et un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, ladite section réactionnelle d'hydrogénation étant mise en œuvre à une température
- 10 moyenne entre 140 et 400°C, une pression partielle d'hydrogène entre 1,0 et 10,0 MPa abs. et une vitesse volumique horaire entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, la température en sortie de la section réactionnelle de l'étape a) étant au moins supérieure de 15°C à la température en entrée de la section réactionnelle de l'étape a), pour obtenir un effluent hydrogéné,
- 15 b) une étape d'hydrotraitement mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrotraitement, mettant en œuvre au moins un réacteur à lit fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à 1, comprenant chacun au moins un catalyseur d'hydrotraitement, ladite section réactionnelle d'hydrotraitement étant alimentée au moins par ledit effluent hydrogéné issu de l'étape a) et un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, ladite section réactionnelle d'hydrotraitement
- 20 étant mise en œuvre à une température moyenne entre 250 et 430°C, une pression partielle d'hydrogène entre 1,0 et 10,0 MPa abs. et une vitesse volumique horaire entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, la température moyenne de la section réactionnelle de l'étape b) étant supérieure à la température moyenne de la section réactionnelle d'hydrogénation de l'étape a), pour obtenir un effluent hydrotraité,
- 25 b') optionnellement une étape d'hydrocraquage mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrocraquage, mettant en œuvre au moins un lit fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à 1, comprenant chacun au moins un catalyseur d'hydrocraquage, ladite section réactionnelle d'hydrocraquage
- 30 étant alimentée au moins par ledit effluent hydrotraité issu de l'étape b) et/ou par la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C issue de l'étape d) et un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, ladite section réactionnelle d'hydrocraquage étant mise en œuvre à une température moyenne entre 250 et 450°C, une pression partielle d'hydrogène entre 1,5 et 20,0 MPa abs. et une vitesse volumique horaire entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, pour obtenir un effluent hydrocraqué qui est
- 35 envoyé dans l'étape c) de séparation,

- c) une étape de séparation, alimentée par l'effluent hydrotraité issu de l'étape b) ou par l'effluent hydrocraqué issu de l'étape b') et une solution aqueuse, ladite étape étant opérée à une température entre 50 et 370°C, pour obtenir au moins un effluent gazeux, un effluent aqueux et un effluent hydrocarboné,
- 5 d) optionnellement une étape de fractionnement de tout ou partie de l'effluent hydrocarboné issu de l'étape c), pour obtenir au moins un effluent gazeux et au moins au moins une coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C et une coupe hydrocarbonée comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C.
- 10 2. Procédé selon la revendication précédente comprenant l'étape d).
3. Procédé selon l'une des revendications précédentes comprenant l'étape b').
4. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel la quantité du flux gazeux comprenant de l'hydrogène alimentant ladite section réactionnelle de l'étape a), est telle que la couverture en hydrogène est comprise entre 50 et 1000 Nm³ d'hydrogène par m³ de charge.
- 15 5. Procédé selon la revendication précédente, dans lequel la quantité du flux gazeux comprenant de l'hydrogène alimentant ladite section réactionnelle de l'étape a), est telle que la couverture en hydrogène est comprise entre 200 et 300 Nm³ d'hydrogène par m³ de charge.
- 20 6. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel la température en sortie de l'étape a) est au moins supérieure de 30°C à la température en entrée de l'étape a).
7. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel au moins une fraction de l'effluent hydrocarboné issu de l'étape c) de séparation ou au moins une fraction de la coupe naphta comprenant des composés ayant un point d'ébullition inférieur ou égal à 175°C issue de l'étape d) de fractionnement est envoyée vers l'étape a) d'hydrogénation et/ou l'étape b) d'hydrotraitement.
- 25 8. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel au moins une fraction de la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C issue de l'étape d) de fractionnement est envoyée vers l'étape a) d'hydrogénation et/ou l'étape b) d'hydrotraitement et/ou l'étape b') d'hydrocraquage.
- 30

9. Procédé selon l'une des revendications précédentes, comprenant une étape a0) de prétraitement de la charge comprenant une huile de pyrolyse de plastiques, ladite étape de prétraitement étant mise en œuvre en amont de l'étape a) d'hydrogénation et comprend une étape de filtration et/ou une étape de séparation électrostatique et/ou une étape d'un lavage à l'aide d'une solution aqueuse et/ou une étape d'adsorption.
10. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel l'effluent hydrocarboné issu de l'étape c) de séparation, ou au moins l'un des deux flux hydrocarboné(s) liquides issu(s) de l'étape d), est en tout ou partie envoyé vers une étape e) de vapocraquage réalisée dans au moins un four de pyrolyse à une température comprise entre 700 et 900°C et à une pression comprise entre 0,05 et 0,3 MPa relatif.
11. Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel la section réactionnelle de l'étape a) met en œuvre aux moins deux réacteurs fonctionnant en mode permutable.
12. Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel un flux contenant une amine est injectée en amont de l'étape a).
13. Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel ledit catalyseur d'hydrogénation comprend un support choisi parmi l'alumine, la silice, les silices-alumines, la magnésie, les argiles et leurs mélanges et une fonction hydro-déshydrogénante comprenant soit au moins un élément du groupe VIII et au moins un élément du groupe VIB, soit au moins un élément du groupe VIII.
14. Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel ledit un catalyseur d'hydrotraitement comprend un support choisi dans le groupe constitué par l'alumine, la silice, les silices-alumines, la magnésie, les argiles et leurs mélanges, et une fonction hydro-déshydrogénante comprenant au moins un élément du groupe VIII et/ou au moins un élément du groupe VIB.
15. Procédé selon l'une des revendications précédentes, lequel comprend en outre une deuxième étape d'hydrocraquage b'') mise en œuvre dans une section réactionnelle d'hydrocraquage, mettant en œuvre au moins un lit fixe ayant n lits catalytiques, n étant un nombre entier supérieur ou égal à 1, comprenant chacun au moins un catalyseur d'hydrocraquage, ladite section réactionnelle d'hydrocraquage étant alimentée par la coupe comprenant des composés ayant un point d'ébullition supérieur à 175°C issue de l'étape d) et un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, ladite section réactionnelle d'hydrocraquage étant mise en œuvre à une température entre 250 et 450°C, une pression partielle d'hydrogène entre 1,5 et 20,0 MPa abs. et une vitesse volumique horaire entre 0,1 et 10,0 h⁻¹, pour obtenir un effluent hydrocraqué qui est envoyé dans l'étape c) de séparation.

16. Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel ledit catalyseur d'hydrocraquage comprend un support choisi parmi les alumines halogénées, les combinaisons d'oxydes de bore et d'aluminium, les silice-alumines amorphes et les zéolithes et une fonction hydro-déshydrogénante comprenant au moins un métal du groupe VIB choisi
- 5 parmi le chrome, le molybdène et le tungstène, seul ou en mélange, et/ou au moins un métal du groupe VIII choisi parmi le fer, le cobalt, le nickel, le ruthénium, le rhodium, le palladium et le platine.
17. Produit obtenu par le procédé selon l'une des revendications 1 à 16.
18. Produit selon la revendication 17, lequel comporte par rapport au poids total du produit :
- 10 - une teneur totale en éléments métalliques inférieure ou égale à 5,0 ppm poids,
- dont une teneur en élément fer inférieure ou égale à 100 ppb poids,
- une teneur en élément silicium inférieure ou égale à 1,0 ppm poids,
- une teneur en soufre inférieure ou égale à 500 ppm poids,
- une teneur en azote inférieure ou égale à 100 ppm poids,
- 15 - une teneur en élément chlore inférieure ou égale à 10 ppm poids.