

19 RÉPUBLIQUE FRANÇAISE
INSTITUT NATIONAL
DE LA PROPRIÉTÉ INDUSTRIELLE
COURBEVOIE

11 N° de publication : **3 020 372**
(à n'utiliser que pour les
commandes de reproduction)

21 N° d'enregistrement national : **14 53741**

51 Int Cl⁸ : **C 10 G 45/08 (2013.01), C 10 G 65/08, 45/50, 45/38**

12 **DEMANDE DE BREVET D'INVENTION**

A1

22 **Date de dépôt** : 25.04.14.

30 **Priorité** :

43 **Date de mise à la disposition du public de la demande** : 30.10.15 Bulletin 15/44.

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

60 **Références à d'autres documents nationaux apparentés** :

Demande(s) d'extension :

71 **Demandeur(s)** : IFP ENERGIES NOUVELLES — FR.

72 **Inventeur(s)** : DREILLARD MATTHIEU, PLENNEVAUX THOMAS et GIROUDIERE FABRICE.

73 **Titulaire(s)** : IFP ENERGIES NOUVELLES.

74 **Mandataire(s)** : IFP ENERGIES NOUVELLES.

54 **PROCEDE D'HYDROTRAITEMENT DANS DES REACTEURS CO-COURANT DESCENDANT PRESENTANT UN CONTRE-COURANT D'ENSEMBLE.**

57 Un procédé d'hydrotraitement en lit fixe en contre-courant simulé comportant deux zones d'hydrotraitement à co-courant descendant et deux zones de séparation dans lequel la deuxième zone d'hydrotraitement est disposée en dessous de la première zone de séparation de manière à créer une hauteur hydrostatique H_a de liquide dans une jambe liquide connectant la première zone de séparation à la deuxième zone d'hydrotraitement, la hauteur H_a générant une différence de pression permettant de réaliser l'écoulement de la première fraction liquide vers la deuxième zone d'hydrotraitement de manière gravitaire sans nécessité d'une pompe.

FR 3 020 372 - A1



La présente invention se rapporte au domaine des procédés d'hydrotraitement de charge hydrocarbonée, de préférence de type gazole. Plus particulièrement, la présente invention se rapporte à un procédé d'hydrotraitement en lit fixe en contre-courant simulé dans lequel la charge et l'hydrogène sont injectés en co-courant descendant.

De façon générale, le procédé d'hydrotraitement d'une charge d'hydrocarbures, notamment une coupe gazole, a pour but d'améliorer ses caractéristiques en réduisant la présence de soufre ou d'autres hétéroatomes comme l'azote, mais aussi en diminuant la teneur en composés hydrocarbures aromatiques par hydrogénation pour augmenter l'indice de cétane. En particulier, le procédé d'hydrotraitement de coupes hydrocarbonées a pour but d'éliminer les composés soufrés ou azotés contenus dans celles-ci afin de mettre par exemple un produit pétrolier aux spécifications requises (teneur en soufre, teneur en aromatiques etc..) pour une application donnée (carburant automobile, essence ou gazole, fioul domestique, carburacteur). Le durcissement des normes de pollution automobile dans la communauté européenne a contraint les raffineurs à réduire très fortement la teneur en soufre dans les carburants diesel et les essences (au maximum 10 parties par million poids (ppm) de soufre au 1er janvier 2009, contre 50 ppm au 1er janvier 2005).

Les procédés d'hydrotraitement classiques utilisent généralement un réacteur en lit fixe, dans lequel un ou plusieurs lits catalytiques contenant un ou plusieurs catalyseurs d'hydrotraitement sont disposés. La charge et l'hydrogène sont généralement introduits en tête du réacteur et traversent le réacteur de haut en bas en co-courant descendant. Lorsque la charge et l'hydrogène traversent le réacteur, la réaction d'hydrotraitement permet de décomposer les impuretés, notamment les impuretés comportant du soufre ou de l'azote et éventuellement d'éliminer partiellement les composés hydrocarbures aromatiques et plus particulièrement les composés hydrocarbures polyaromatiques. La destruction des impuretés conduit à la production d'un produit hydrocarboné hydrorafiné et d'un gaz acide riche en H_2S et en NH_3 , gaz connus pour être des inhibiteurs et même dans certains cas des poisons des catalyseurs d'hydrotraitement. Les

réactions d'hydrogénation les plus faciles ont généralement lieu dans la partie haute du réacteur, puis deviennent de plus en plus difficiles au fur et à mesure que la charge et l'hydrogène traversent progressivement le réacteur. Cette perte en efficacité est due non seulement au fait que la charge d'hydrocarbures comporte de plus en plus de composés soufrés réfractaires aux réactions d'hydrogénation mais également au fait que la phase gaz comprenant de l'hydrogène se charge en composés inhibiteurs (NH_3 et H_2S) qui diminue par conséquent la pression partielle d'hydrogène. Des quantités de catalyseurs importantes doivent donc être mises en place afin de compenser cette baisse de réactivité.

Pour contourner cette difficulté, deux principales alternatives sont généralement proposées dans l'état de la technique :

La première alternative est un procédé d'hydrotraitement en contre-courant pur : Dans ce type de procédé, l'hydrogène est introduit en fond de réacteur et la charge hydrocarbonée en tête. Ainsi, l'hydrogène le plus pur se situe dans les zones de finition dans lesquelles se trouvent les composés soufrés les plus réfractaires aux réactions d'hydrogénation. Le problème de ce type de procédé est le risque d'engorgement dû à la circulation en contre-courant de la charge et de l'hydrogène. Un tel procédé est connu du document US 2002/0130063.

La deuxième alternative est un procédé d'hydrotraitement en contre-courant simulé : ce type de procédé permet d'éviter les difficultés hydrodynamiques liées à l'engorgement tout en profitant des avantages du contre-courant pur. Ce type de procédé met en place une succession de lit-fixe en co-courant mais avec une circulation globale de l'hydrogène et de la charge à contre-courant. Dans le cas de deux lits fixes successifs, la charge fraîche est introduite dans le premier réacteur en co-courant avec de l'hydrogène non pur issu du deuxième réacteur. L'effluent liquide du premier réacteur d'hydrotraitement est séparé de la phase gaz contenant des impuretés (H_2S , NH_3) par flash ou stripage à l'hydrogène ou par tout autre moyen de séparation connu de l'homme du métier (par exemple un enchainement de flashes). Ce flux gazeux est purifié avant d'être réinjecté avec l'effluent liquide du premier réacteur dans un second réacteur d'hydrotraitement

de finition. L'effluent liquide du second réacteur est séparé de la phase gaz contenant de l'hydrogène non pur chargé d'impuretés (H_2S , NH_3), l'hydrogène non pur étant par la suite recyclé dans le premier réacteur. Globalement, la circulation de l'hydrogène est à contre-courant de celle de la charge. Ce procédé nécessite
5 l'ajout de plusieurs équipements et internes souvent coûteux pouvant rendre le procédé non-compétitif.

Les deux principaux types de procédés en contre-courant simulé connus sont décrits à la figure 1a et figure 1b :

Le procédé de la figure 1a correspond à un procédé en contre-courant simulé
10 dans lequel la pression de la zone de réaction R1 est supérieure à la pression de la zone de réaction R2 ($P1 > P2$). La charge hydrocarbonée arrivant par le conduit 1 est mélangée avec de l'hydrogène arrivant par le conduit 2. Puis, le mélange est introduit dans un premier réacteur d'hydrotraitement R1 pour être mis en contact avec un catalyseur d'hydrotraitement. L'effluent issu du réacteur R1 est ensuite
15 introduit dans le ballon séparateur S1 permettant de séparer une première phase liquide et une première phase gazeuse comportant de l'hydrogène, de l' H_2S et du NH_3 . La première phase liquide est évacuée en fond du ballon S1 par le conduit 4. La première phase gazeuse comportant de l'hydrogène, de l' H_2S et du NH_3 est évacuée en tête du ballon S1 par le conduit 5 pour être refroidie, lavée à l'eau et
20 purifiée dans une unité de lavage aux amines non représentée pour produire un flux enrichi en hydrogène. La première phase liquide arrivant par le conduit 4 est mélangée avec le flux enrichi en hydrogène obtenu de l'unité de lavage aux amines arrivant par le conduit 6 auquel on peut ajouter un appoint en hydrogène. Puis, le mélange est introduit dans un deuxième réacteur d'hydrotraitement R2
25 pour être mis en contact avec un catalyseur d'hydrotraitement. L'effluent issu du réacteur R2 est ensuite introduit par le conduit 7 dans le ballon séparateur S2 permettant de séparer le deuxième effluent en une deuxième fraction gazeuse comportant de l'hydrogène, de l' H_2S et du NH_3 et une deuxième fraction liquide. Cette deuxième fraction liquide est évacuée par le conduit 11 et représente le
30 produit hydrotraité. La deuxième fraction gazeuse comportant de l'hydrogène, de l' H_2S et du NH_3 est comprimée dans le compresseur C puis recyclée par le

conduit 2 vers le premier réacteur R1. Dans le cas où la pression du réacteur R1 est supérieure à la pression du réacteur R2 ($P1 > P2$), il est donc nécessaire d'avoir au minimum un compresseur permettant de comprimer l'hydrogène non pur issu du deuxième réacteur R2 (via le séparateur S2) pour pouvoir l'injecter dans le premier réacteur R1 opérant à une pression plus élevée.

Le procédé de la figure 1b est identique au procédé décrit en référence à la figure 1a à l'exception que la pression de la zone de réaction R1 est inférieure à la pression de la zone de réaction R2 ($P1 < P2$). Dans ce cas de figure, il est nécessaire d'avoir une pompe P pour envoyer l'effluent liquide du premier réacteur R1 vers le deuxième réacteur R2.

Un tel procédé est connu du document WO02/31088. Ce document décrit un procédé d'hydrotraitement d'un distillat moyen en deux étapes consécutives en vue de produire des coupes hydrocarbonées désulfurées et désaromatisées. Le procédé de ce brevet reprend la figure 1b en regroupant dans un même réacteur la zone de réaction R1, la séparation S1, la zone de réaction R2 et la séparation S2. La zone de réaction R2 est positionnée au-dessus de la zone de réaction R1, ces deux zones étant séparées par un interne permettant la séparation du gaz et du liquide issus de R2 (séparation nommée S2 dans la figure 1b). Comme la zone de réaction R2 a une pression légèrement plus élevée que la zone de réaction R1, l'interne transfère directement l'hydrogène issu de R2 vers R1 et collecte le liquide qui constitue l'effluent final. En sortie de R1, un interne permet également de séparer le gaz du liquide. Le gaz est envoyé vers une purification tandis que le liquide est refroidi puis pompé avant d'être réinjecté dans la zone de réaction R2 avec le gaz purifié. Un inconvénient de ce procédé est la nécessité d'employer un dispositif de pompage et avec éventuellement un dispositif de refroidissement en amont pour permettre un bon fonctionnement de la pompe. Ces deux dispositifs sont pénalisants à la fois d'un point de vue investissement mais également d'un point de vue coûts opératoires du fait de la consommation électrique pour faire fonctionner la pompe et assurer son refroidissement.

La présente invention propose de modifier la configuration du procédé décrit par le document WO02/31088 dans lequel la pression du réacteur R1 est inférieure à

- la pression du réacteur R2 ($P1 < P2$), en plaçant la zone de séparation S1 au-dessus de la zone de réaction R2 et en remplaçant la pompe par une jambe liquide suffisamment haute entre la zone de séparation S1 et la zone de réaction R2 pour permettre à la fraction liquide issue de la première zone de séparation de s'écouler de manière gravitaire dans la deuxième zone de réaction. Cela permet notamment de supprimer la pompe et les éventuels refroidissements et ainsi de diminuer les coûts d'investissement et d'opération liés à ceux-ci tout en maintenant les performances d'hydrotraitement en vue de produire un carburant à haut indice de cétane, désaromatisé et désulfuré.
- De manière générale, l'invention décrit un procédé d'hydrotraitement en lit fixe d'une charge hydrocarbonée comportant des composés soufrés et azotés, dans lequel on effectue les étapes suivantes :
- a) on effectue une première étape d'hydrotraitement HTD1a en mettant en contact au moins une partie de la charge et un flux gazeux comportant de l'hydrogène avec un premier catalyseur d'hydrotraitement dans une première zone de réaction R1a pour produire un premier effluent E1a hydrotraité comportant de l'hydrogène, de l' H_2S et du NH_3 , ladite partie de la charge et ledit flux gazeux circulant en co-courant descendant dans ladite première zone de réaction R1a,
 - b) puis on sépare le premier effluent E1a en une première fraction gazeuse G1a comportant de l'hydrogène, de l' H_2S et du NH_3 , et une première fraction liquide L1a dans une zone de séparation S1a,
 - c) puis on refroidit éventuellement, puis on purifie la première fraction gazeuse G1a pour produire un flux enrichi en hydrogène,
 - d) puis on effectue une deuxième étape d'hydrotraitement HDT2a en mettant en contact la première fraction liquide L1a obtenue à l'étape b) et au moins une partie dudit flux enrichi en hydrogène avec un deuxième catalyseur d'hydrotraitement dans une deuxième zone de réaction R2a pour produire un deuxième effluent E2a hydrotraité comportant de l'hydrogène, du NH_3 et de l' H_2S , ladite première fraction liquide L1a et ledit flux enrichi en hydrogène circulant en co-courant descendant dans ladite deuxième zone de réaction

R2a, ladite deuxième étape d'hydrotraitement HDT2a étant effectuée à une pression plus élevée que ladite première étape d'hydrotraitement HDT1a, ladite deuxième zone de réaction R2a étant disposée en dessous de ladite zone de séparation S1a de l'étape b) de manière à créer une hauteur hydrostatique H_a de liquide dans une jambe liquide connectant ladite première zone de séparation S1a à ladite deuxième zone de réaction R2a, la hauteur H_a générant une différence de pression permettant de réaliser l'écoulement de ladite première fraction liquide L1a issue de ladite première zone de séparation S1a vers la deuxième zone de réaction R2a de manière gravitaire,

e) puis on sépare dans une deuxième zone de séparation S2a le deuxième effluent E2a en une deuxième fraction gazeuse G2a comportant de l'hydrogène, de l' H_2S et du NH_3 et une deuxième fraction liquide L2a,

f) puis on recycle au moins une partie de la deuxième fraction gazeuse G2a comportant de l'hydrogène, de l' H_2S et du NH_3 à l'étape a) en tant que flux gazeux comportant de l'hydrogène.

Selon une variante, la hauteur hydrostatique H_a de liquide dans la jambe liquide connectant ladite première zone de séparation S1a à ladite deuxième zone de réaction R2a est créée en disposant ladite deuxième zone de réaction R2a en dessous de ladite zone de séparation S1a de l'étape b) d'une telle manière qu'une hauteur appelée hauteur disponible H_a' est créée entre la zone d'introduction dudit effluent E1a dans la zone de séparation S1a et la zone de mélange de ladite première fraction L1a avec ledit flux enrichi en hydrogène, ladite hauteur disponible H_a' créant ladite jambe liquide d'une hauteur hydrostatique H_a inférieure ou égale à ladite hauteur disponible H_a' , ladite hauteur H_a étant telle qu'elle génère une différence de pression statique égale à la somme des pertes de charge rencontrées entre ladite zone de mélange et ladite zone d'introduction de l'effluent E1a dans le sens de la circulation des fluides.

Selon une variante, la première zone de réaction R1a et la deuxième zone de réaction R2a sont disposées dans un même réacteur ou dans deux réacteurs différents.

Selon une variante, la première zone de séparation S1a et la deuxième zone de séparation S2a sont disposées à l'intérieur ou à l'extérieur du ou des réacteur(s).

Selon une variante, la pression de ladite deuxième étape d'hydrotraitement HDT2a est supérieure d'une valeur comprise entre 0,01 et 0,3 MPa par rapport à la pression de ladite première étape d'hydrotraitement HDT1a.

Selon une variante préférée, le procédé selon l'invention comprend en outre les
5 étapes suivantes :

a') on effectue, une première étape d'hydrotraitement HDT1b en mettant en contact une autre partie de la charge et un flux gazeux comportant de l'hydrogène avec un premier catalyseur d'hydrotraitement dans une première zone de réaction R1b pour produire un premier effluent E1b
10 hydrotraité comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃, ladite autre partie de la charge et ledit flux gazeux circulant en co-courant descendant dans ladite première zone de réaction R1b, ladite zone de réaction R1b étant disposée dans l'espace créé par ladite hauteur H_a de l'étape d),

b') puis on sépare le premier effluent E1b en une première fraction gazeuse
15 G1b comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃, et une première fraction liquide L1b dans une première zone de séparation S1b,

c') puis on refroidit éventuellement, puis on purifie la première fraction gazeuse G1b pour produire un flux enrichi en hydrogène,

d') puis on effectue une deuxième étape d'hydrotraitement HDT2b en mettant
20 en contact la première fraction liquide L1b obtenue à l'étape b') et au moins une partie dudit flux enrichi en hydrogène avec un deuxième catalyseur d'hydrotraitement dans une deuxième zone de réaction R2b pour produire un deuxième effluent E2b hydrotraité comportant de l'hydrogène, du NH₃ et de l'H₂S, ladite première fraction liquide L1b et ledit flux enrichi en
25 hydrogène circulant en co-courant descendant dans ladite deuxième zone de réaction R2b, ladite deuxième étape d'hydrotraitement HDT2b étant effectuée à une pression plus élevée que ladite première étape d'hydrotraitement HDT1b, ladite deuxième zone de réaction R2b étant disposée en dessous de ladite zone de séparation S1b de l'étape b') de
30 manière à créer une hauteur hydrostatique H_b de liquide dans une jambe liquide connectant ladite première zone de séparation S1b à ladite deuxième zone de réaction R2b, la hauteur H_b générant une différence de

pression permettant de réaliser l'écoulement de ladite première fraction liquide L1b issue de ladite première zone de séparation S1b vers la deuxième zone de réaction R2b de manière gravitaire, ladite zone de réaction R2a de l'étape d) étant disposée dans l'espace créé par ladite hauteur Hb de l'étape d'),

e') puis on sépare dans une deuxième zone de séparation S2b le deuxième effluent E2b en une deuxième fraction gazeuse G2b comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃ et une deuxième fraction liquide L2b,

f') puis on recycle au moins une partie de la deuxième fraction gazeuse G2b comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃ à l'étape a') en tant que flux gazeux comportant de l'hydrogène.

Selon une variante, la hauteur hydrostatique Hb de liquide dans la jambe liquide connectant ladite première zone de séparation S1b à ladite deuxième zone de réaction R2b est créée en disposant ladite deuxième zone de réaction R2b en dessous de ladite zone de séparation S1b de l'étape b') d'une telle manière qu'une hauteur appelée hauteur disponible Hb' est créée entre la zone d'introduction dudit effluent E1b dans la zone de séparation S1b et la zone de mélange de ladite première fraction L1b avec ledit flux enrichi en hydrogène, ladite hauteur disponible Hb' créant ladite jambe liquide d'une hauteur hydrostatique Hb inférieure ou égale à ladite hauteur disponible Hb', ladite hauteur Hb étant telle qu'elle génère une différence de pression statique égale à la somme des pertes de charge rencontrées entre ladite zone de mélange et ladite zone d'introduction de l'effluent E1b dans le sens de la circulation des fluides.

Selon une variante, la partie de la charge introduite dans la zone d'hydrotraitement HDT1a est de préférence équivalente à la partie de la charge introduite dans la zone d'hydrotraitement HDT1b.

Selon une variante, la première zone de réaction R1a et R1b et la deuxième zone de réaction R2a et R2b, ainsi que la première zone de séparation S1a et S1b et la deuxième zone de séparation S2a et S2b sont de préférence disposées dans le même réacteur.

Selon une variante, on met en œuvre les zones de réaction avec les conditions suivantes :

- température comprise entre 300 °C et 420 °C,
 - pression comprise entre 2 MPa et 15 MPa,
 - Vitesse Volumétrique Horaire (VVH) comprise entre 0,5 et 5 h⁻¹,
 - rapport entre l'hydrogène et les composés hydrocarbures compris
- 5 entre 150 et 1000 Nm³/Sm³.

Selon une variante, à l'étape c) ou c') avant la purification, on condense partiellement par refroidissement respectivement ladite première fraction gazeuse G1a et G1b et on sépare la première fraction partiellement condensée en une deuxième première fraction liquide L1a' et L1b' et une deuxième première fraction gazeuse G1a' et G1b', et à l'étape c) ou c') on met en contact la deuxième

10 première fraction gazeuse G1a' et G1b' avec une solution absorbante comportant des amines pour produire ledit flux enrichi en hydrogène.

Selon une variante, le premier catalyseur et le deuxième catalyseur sont indépendamment choisis parmi les catalyseurs composés d'un support minéral

15 poreux, d'au moins un élément métallique choisi parmi le groupe VIB et d'un élément métallique choisi parmi le groupe VIII. Selon une variante, le diamètre du premier et du deuxième catalyseur est compris entre 1,2 et 5 mm.

Selon une variante, la charge hydrocarbonée est composée d'une coupe dont le point initial d'ébullition est compris entre 80 °C et 250 °C et le point final d'ébullition

20 est compris entre 260 °C et 600 °C.

L'invention concerne également un réacteur pour mettre en œuvre le procédé selon l'invention s'étendant selon un axe vertical comportant :

- successivement de haut en bas selon l'axe vertical une zone de réaction R1a, une zone de séparation S1a pour séparer l'effluent de la zone de
- 25 réaction R1a en une fraction liquide et une fraction gazeuse, une zone de réaction R1b, une zone de séparation S1b pour séparer l'effluent de la zone de réaction R1b en une fraction liquide et une fraction gazeuse, une zone de réaction R2a, une zone de séparation S2a pour séparer l'effluent de la zone de réaction R2a en une fraction liquide et une fraction gazeuse, et une
- 30 zone de réaction R2b et une zone de séparation S2b pour séparer l'effluent de la zone de réaction R2b en une fraction liquide et une fraction gazeuse,

- des moyens d'introduction de la charge (2a, 2b) dans la partie supérieure des zones de réaction R1a et R1b, et des moyens d'introduction (8a, 8b) d'un flux enrichi en hydrogène dans la partie supérieure des zones de réaction R2a et R2b,
- 5 - des moyens d'évacuation (5a, 5b) de la fraction gazeuse issue des zones de séparation S1a et S1b et des moyens d'évacuation (9a, 9b) de la fraction liquide issue des zones de séparation S2a et S2b,
- des moyens (4a, 4b) pour amener les fractions gazeuses issues des zones de séparation S2a et S2b respectivement dans la partie supérieure des zones de réaction R1a et R1b,
- 10 - des moyens (7a, 7b) pour amener les fractions liquides issues des zones de séparation S1a et S1b respectivement dans la partie supérieure des zones de réaction R2a et R2b,

le réacteur étant configuré de manière à créer des hauteurs hydrostatiques Ha et Hb de la fraction liquide issue des zones de séparation S1a et S1b dans les moyens (7a, 7b) pour amener les fractions liquides issue des zones de séparation S1a et S1b respectivement dans les zones de réaction R2a et R2b, les hauteurs Ha et Hb générant une différence de pression permettant de réaliser un écoulement gravitaire des fractions liquides.

20 **Description détaillée**

La présente invention concerne un procédé d'hydrotraitement en lit fixe en contre-courant simulé permettant le transfert de la phase liquide partiellement hydrotraitée de la première zone d'hydrotraitement à la deuxième zone d'hydrotraitement de manière gravitaire.

25 On entend par « écoulement gravitaire », un écoulement de liquide qui s'effectue sous l'effet de la gravité et ne nécessite donc pas l'aide d'une pompe ou d'un quelconque autre équipement.

On entend par « hydrotraitement » toutes réactions permettant d'éliminer les impuretés de la charge, et notamment des réactions d'hydrodésulfuration, d'hydrodézotation, mais également des réactions d'hydrogénation des insaturations et/ou des noyaux aromatiques (hydrodésaromatisation) ainsi que des

30

réactions d'hydrocraquage qui conduisent à l'ouverture de cycle naphthénique ou le fractionnement de paraffines en plusieurs fragments de plus faible poids moléculaire.

Etape a) Première étape d'hydrotraitement

5 Selon l'étape a) du procédé selon l'invention, on effectue une première étape d'hydrotraitement HTD1a en mettant en contact au moins une partie de la charge et un flux gazeux comportant de l'hydrogène avec un premier catalyseur d'hydrotraitement dans une première zone de réaction R1a pour produire un premier effluent E1a hydrotraité comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃,
10 ladite partie de la charge et ledit flux gazeux circulant en co-courant descendant dans ladite première zone de réaction R1a.

La charge hydrocarbonée peut être un kérosène et/ou une essence et/ou un gazole et/ou un gazole sous vide (aussi appelé VGO pour vacuum gas oil selon la terminologie anglo-saxonne). La charge hydrocarbonée peut être une coupe dont
15 le point initial d'ébullition est compris entre 80 °C et 250 °C, de préférence entre 100 °C et 200 °C, et le point final d'ébullition est compris entre 260 °C et 600 °C, de préférence entre 280 °C et 580 °C. La charge hydrocarbonée peut être choisie parmi une coupe de distillation atmosphérique, une coupe produite par une distillation sous vide, une coupe issue du craquage catalytique (couramment
20 nommée "coupe LCO" pour Light Cycle Oil selon la terminologie anglo-saxonne) ou une coupe issue d'un procédé de conversion de charge lourde, par exemple un procédé de cokéfaction, de viscoréduction, d'hydroconversion de résidus. D'une manière particulièrement préférée, la charge est un gazole.

La charge comporte des composés soufrés, en général à une teneur au moins
25 égale à 1000 ppm poids de soufre, voire plus de 5000 ppm poids de soufre. La charge comporte également des composés azotés, par exemple la charge comporte au moins 50 ppm poids d'azote, voir au moins 100 ppm poids d'azote.

En référence à la figure 2 qui décrit le procédé de l'invention d'une manière générale, la charge hydrocarbonée à traiter arrivant par le conduit 1 est mélangée
30 avec un flux comportant de l'hydrogène arrivant par le conduit 2. La charge peut

éventuellement être chauffée avant son introduction dans la zone de réaction R1a. Alternativement, le mélange d'hydrogène et de la charge peut être réalisé dans la zone de réaction R1a.

Le mélange de la charge et d'hydrogène est introduit en co-courant descendant dans la zone de réaction R1a pour être mis en contact avec un catalyseur d'hydrotraitement. Si besoin, avant introduction dans R1a, le mélange peut être chauffé et/ou détendu. La réaction d'hydrotraitement permet de décomposer les impuretés, notamment les impuretés comportant du soufre ou de l'azote et éventuellement d'éliminer partiellement les composés hydrocarbures aromatiques et plus particulièrement les composés hydrocarbures polyaromatiques. La destruction des impuretés conduit à la production d'un produit hydrocarboné hydroraffiné et d'un gaz acide riche en H₂S et en NH₃. Cette réaction d'hydrotraitement permet également d'hydrogéner, partiellement ou totalement les oléfines, et partiellement les noyaux aromatiques. Cela permet d'atteindre une teneur en composés hydrocarbures polyaromatiques basse, par exemple une teneur inférieure à 8% poids dans le gazole traité.

La zone de réaction R1a peut fonctionner avec les conditions opératoires suivantes :

- température comprise entre 300 °C et 420 °C,
 - pression comprise entre 2 et 15 MPa (20 et 150 bars),
 - Vitesse Volumétrique Horaire VVH (c'est-à-dire le rapport entre le débit volumique de la charge liquide par rapport au volume de catalyseur) comprise entre 0,5 et 5 h⁻¹,
 - rapport volumique entre l'hydrogène (en Normaux m³, c'est-à-dire en m³ à 0 °C et 0,1 MPa (1bar)) et les hydrocarbures (en Standard m³, c'est-à-dire en m³ à 15 °C et 0,1 MPa (1bar)) dans le réacteur H₂/HC compris entre 150 et 1000 (Nm³/Sm³)
 - de préférence, la vitesse liquide dans la zone de réaction R1a peut être au minimum de 2 mm/s.
- Les conditions opératoires de la zone de réaction R1a et le catalyseur contenu dans la zone R1a peuvent être choisies pour réduire la teneur en soufre de

manière à ce que la teneur en soufre dans l'effluent issu de la zone R1a soit abaissée à une teneur comprise entre 50 et 1000 ppm poids. Ainsi, les réactions d'hydrogénation de composés soufrés les plus faciles à réaliser sont exécutées dans la zone R1a.

5 Etape b) Première séparation

Selon l'étape b) du procédé selon l'invention, on sépare le premier effluent E1a en une première fraction gazeuse G1a comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃, et une première fraction liquide L1a dans une première zone de séparation S1a.

10 En référence à la figure 2, l'effluent E1a issu de la zone de réaction R1a par le conduit 3 est introduit dans le dispositif de séparation S1a afin de séparer une première fraction liquide L1a et une fraction gazeuse G1a riche en hydrogène, en H₂S et en NH₃.

La séparation décrite dans la présente description peut être réalisée par toute
15 technique connue de l'Homme de l'Art. Par exemple, la zone de séparation S1a peut mettre en œuvre un ou plusieurs ballons de séparation entre gaz et liquide, avec éventuellement des échangeurs de chaleur pour condenser partiellement les flux gazeux. Lorsque les zones d'hydrotraitement et de séparation sont disposées dans un même réacteur, la zone de séparation peut être un interne. La fraction
20 liquide L1a est évacuée de la zone de séparation S1a par le conduit 4. La fraction gazeuse G1a est évacuée de S1a par le conduit 5.

Dans le procédé selon l'invention, la première fraction liquide hydrocarbonée L1a évacuée de S1a est partiellement hydrotraitée et comporte généralement encore les composés soufrés les plus réfractaires aux réactions d'hydrogénation. Selon
25 l'invention, on envoie cette première fraction liquide par le conduit 4 dans la zone R2a pour hydrogéner les composés soufrés les plus réfractaires.

Etape c) Purification de la première fraction gazeuse

Selon l'étape c) du procédé selon l'invention, on refroidit éventuellement, puis on
30 purifie la première fraction gazeuse G1a comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃, pour produire un flux enrichi en hydrogène.

A cette fin, la première fraction gazeuse G1a riche en H₂S et NH₃ circulant dans le conduit 5 est avantageusement introduite dans une unité de purification LA, par exemple une unité de lavage aux amines. Dans l'unité LA, la première fraction gazeuse G1a riche en H₂S et NH₃ et contenant de l'hydrogène est mise en contact avec une solution absorbante contenant des amines. L'ammoniaque NH₃ peut être éliminé avant le lavage aux amines. Lors de la mise en contact, les gaz acides sont absorbés par les amines, ce qui permet de produire un flux enrichi en hydrogène. Les documents FR2907024 et FR2897066 décrivent des procédés de lavage aux amines qui peuvent être mis en œuvre dans l'unité LA. Le flux enrichi en hydrogène peut éventuellement être mis en contact avec des adsorbants pour sécher ledit flux gazeux (réduction de la teneur en eau). Le flux enrichi en hydrogène peut comporter au moins 95% volumique, voire plus de 99% volumique, voire plus de 99,5% volumique d'hydrogène.

Le flux enrichi en hydrogène est ensuite évacué de l'unité de lavage aux amines LA par le conduit 6, éventuellement comprimé par un compresseur et recyclé vers la zone de réaction R2a en mélange avec ladite première fraction liquide L1a arrivant par le conduit 4. Alternativement, le mélange d'hydrogène et de la première fraction liquide L1a arrivant par le conduit 4 peut être réalisé dans la zone de réaction R2a.

Selon une variante, un appoint en hydrogène frais peut être apporté par le conduit 23. Le flux d'hydrogène arrivant par le conduit 23 peut être produit par un procédé couramment nommé "vaporeformage de gaz naturel" ou de "steam methane reforming" selon la terminologie anglo-saxonne pour produire un flux d'hydrogène à partir de vapeur d'eau et de gaz naturel. Le flux d'hydrogène 23 peut contenir au moins 95%, voire plus de 98% volumique, voire plus de 99% volumique, d'hydrogène. Le flux d'hydrogène peut être comprimé pour être à la pression opératoire de la zone de réaction R2a. De préférence, selon l'invention, le flux d'hydrogène 23 provient d'une source extérieure au procédé, c'est-à-dire qu'il n'est pas obtenu à partir d'une partie d'un effluent produit par le procédé.

Selon une variante préférée et en référence à la figure 3, ladite première fraction gazeuse G1a est refroidie avant sa purification par un échangeur de chaleur EC

pour être partiellement condensée.. De préférence, l'échangeur EC est opéré pour condenser la majorité des hydrocarbures contenus dans la fraction gazeuse G1a et conserve la majorité de l'hydrogène, du NH₃ et de l'H₂S sous forme gazeuse. Le flux partiellement condensé issu de EC est introduit dans une zone de séparation S1a', par exemple un ballon séparateur, afin de séparer une deuxième première fraction liquide L1a' comportant des hydrocarbures et une deuxième première fraction gazeuse G1a' riche en hydrogène, en NH₃ et en H₂S. La deuxième première fraction liquide L1a' est évacuée de S1a' par le conduit 24. La deuxième première fraction gazeuse G1a' est évacuée de S1a' par le conduit 26 puis purifiée pour produire un flux enrichi en hydrogène. La première fraction liquide L1a issue du dispositif de séparation S1a (conduit 4) et la deuxième première fraction liquide L1a' issue du dispositif de séparation S1a' (conduit 24) sont avantageusement réunies pour être envoyées vers la zone de réaction R2a.

Eventuellement, un flux d'eau peut être ajouté par le conduit 28 à la fraction gazeuse circulant dans le conduit 5 pour permettre la dissolution du NH₃ présent dans la fraction gazeuse dans une fraction aqueuse. Dans ce cas, on sépare également dans le ballon S1a' une fraction aqueuse contenant le NH₃ dissous qui est évacuée par le conduit 30.

Eventuellement, une partie ou la totalité de la fraction liquide hydrocarbonée issue de S1a' est évacuée du procédé par le conduit 32 en tant que coupe hydrotraitée, par exemple en tant que coupe gazole hydrotraitée. En effet, selon les conditions opératoires de la zone de réaction R1a, cette fraction liquide hydrocarbonée peut être aux, ou proches, des spécifications en terme de soufre, d'azote et de teneur en composés hydrocarbures aromatiques.

25 Etape d) Deuxième étape d'hydrotraitement

Selon l'étape d) du procédé de l'invention, on effectue une deuxième étape d'hydrotraitement HDT2a en mettant en contact la première fraction liquide L1a obtenue à l'étape b) et au moins une partie dudit flux enrichi en hydrogène avec un deuxième catalyseur d'hydrotraitement dans une deuxième zone de réaction R2a pour produire un deuxième effluent E2a hydrotraité comportant de

l'hydrogène, du NH_3 et de l' H_2S . Dans cette étape d) ladite première fraction liquide L1a et ledit flux enrichi en hydrogène circulent en co-courant descendant dans ladite deuxième zone de réaction R2a. Ladite deuxième étape d'hydrotraitement HDT2a est par ailleurs effectuée à une pression plus élevée que ladite première étape d'hydrotraitement HDT1a. Ladite deuxième zone de réaction R2a est disposée en dessous de ladite zone de séparation S1a de l'étape b) de manière à créer une hauteur hydrostatique H_a de liquide dans une jambe liquide connectant ladite première zone de séparation S1a à ladite deuxième zone de réaction R2a. La hauteur H_a est telle qu'elle génère une différence de pression permettant de réaliser l'écoulement de ladite première fraction liquide L1a issue de ladite première zone de séparation S1a vers la deuxième zone de réaction R2a de manière gravitaire. Plus particulièrement, la hauteur hydrostatique H_a de liquide dans la jambe liquide connectant ladite première zone de séparation S1a à ladite deuxième zone de réaction R2a est créée en disposant ladite deuxième zone de réaction R2a en dessous de ladite zone de séparation S1a de l'étape b) d'une telle manière qu'une hauteur appelée hauteur disponible H_a' est créée entre la zone d'introduction dudit effluent E1a dans la zone de séparation S1a et la zone de mélange de la première fraction L1a avec le flux enrichi en hydrogène. Ladite hauteur disponible H_a' créant ladite jambe liquide d'une hauteur hydrostatique H_a inférieure ou égale à ladite hauteur disponible H_a' est telle qu'elle génère une différence de pression statique égale à la somme des pertes de charge rencontrées entre ladite zone de mélange et ladite zone d'introduction de l'effluent E1a dans le sens de la circulation des fluides.

La hauteur disponible H_a' est une hauteur fixe, définie par des paramètres géométriques, et notamment par la position de la zone d'introduction de l'effluent E1a par rapport à la position de la zone de mélange de la première fraction L1a avec le flux enrichi en hydrogène.

La hauteur hydrostatique H_a de la jambe liquide est une hauteur fluctuante, définie par des paramètres physiques, et notamment par la somme des pertes de charge.

En référence à la figure 2, la hauteur disponible H_a' est définie par la hauteur du conduit 3 (zone d'introduction de l'effluent E1a) à la hauteur du point de jonction du conduit 6 avec le conduit 4 (zone de mélange de ladite première fraction L1a avec ledit flux enrichi en hydrogène). La hauteur H_a est la hauteur de la jambe liquide de ladite première fraction liquide L1a jusqu'au point de jonction du conduit 6 avec le conduit 4.

On entend par la somme des pertes de charges rencontrées entre la zone de mélange de ladite première fraction liquide L1a avec le flux enrichi en hydrogène et la zone d'introduction dudit premier effluent E1a dans la zone de séparation S1a dans le sens de la circulation des fluides, toutes les pertes de charges rencontrées dans les zones de réaction R1a et R2a, dans les zones de séparations S1a et S2a et dans tous les conduits les liants. Plus particulièrement et en référence à la figure 2, la somme des pertes de charge rencontrées entre la zone de mélange de ladite première fraction liquide L1a avec le flux enrichi en hydrogène et la zone d'introduction de l'effluent E1a dans le sens de la circulation des fluides est la somme des pertes de charge successivement rencontrées dans la deuxième zone de réaction R2a, puis dans le conduit 7, puis dans la deuxième zone de séparation S2a, puis dans le conduit 2, puis dans la première zone de réaction R1a, puis dans le conduit 3.

Cette hauteur H_a de la jambe liquide peut se calculer de la manière suivante :

$$DP = \rho \times g \times H_a \text{ avec}$$

- ρ la densité du liquide contenu dans la jambe liquide de hauteur H_a
- DP la somme des pertes de charge entre la zone de mélange de ladite première fraction liquide L1a avec le flux enrichi en hydrogène et la zone d'introduction de l'effluent E1a dans la zone de séparation S1a dans le sens de la circulation des fluides,
- g l'accélération de la pesanteur à la surface de la Terre de 9.81 m.s^{-2} et
- H_a la hauteur de la jambe liquide.

A titre d'exemple, en supposant une densité du liquide de 600 kg/m^3 , $g = 9.81 \text{ m.s}^{-2}$, et des pertes de charge de $DP = 0,04 \text{ MPa}$ ou $0,4 \text{ bar}$, la hauteur H_a de la jambe liquide est de 7 mètres pour permettre le transfert de la première fraction

liquide L1a de la première zone de réaction R1a à la deuxième zone de réaction R2a sans l'aide d'une pompe. La hauteur disponible H_a' devra donc être au moins égale à 7 mètres.

La perte de charge, que ce soit au niveau d'une zone de réaction, d'une zone de
5 séparation ou d'un conduit, représente une différence de pression entre deux points que l'homme du métier sait aisément mesurer ; par exemple la différence de pression (Δp) entre la sortie et l'entrée de la zone de réaction R1a donne la perte de charge de la zone R1a. La somme de toutes les pertes de charge est ainsi mesurée en procédant de la même manière pour toutes les zones et
10 conduits traversés par les fluides entre la zone de mélange de ladite première fraction liquide L1a et le flux enrichi en hydrogène et la zone d'introduction dudit premier effluent E1a dans la première zone de séparation S1a dans le sens de la circulation des fluides.

Afin de limiter la hauteur H de la jambe liquide, les pertes de charge dans les
15 zones de réaction R1a et R2a ainsi que dans les dispositifs de séparation S1a et S2a sont avantageusement limitées.

Selon une variante préférée, le diamètre du premier et du deuxième catalyseur d'hydrotraitement est avantageusement compris entre 1,2 et 5 mm, de préférence entre 1,6 et 4,0 mm. En effet, l'utilisation de grains de catalyseur de diamètre plus
20 important permet d'augmenter la fraction de vide dans la zone de réaction et donc de réduire la perte de charge. On notera que l'appellation "diamètre" ne se réfère pas uniquement à une forme en bille ou en extrudé, mais plus généralement à toute forme de particule. On désigne ainsi par le terme "diamètre", la longueur représentative de la particule sur laquelle est effectuée la mesure. Le premier
25 catalyseur peut avoir un diamètre identique ou différent au diamètre du deuxième catalyseur.

En référence à la figure 2, la première fraction liquide L1a partiellement hydrotraitée arrivant par le conduit 4 est mélangée avec au moins une partie du flux enrichi en hydrogène arrivant par le conduit 6. La première fraction liquide L1a
30 peut éventuellement être réchauffée avant son introduction dans la zone de réaction R2a. Si besoin, avant introduction dans R2a, le mélange peut être

chauffé et/ou détendu. Alternativement, le mélange d'hydrogène et de la première fraction liquide L1a arrivant par le conduit 4 peut être réalisé dans la zone de réaction R2a. La zone de mélange peut ainsi se trouver à l'extérieur ou à l'intérieur de la zone de réaction R2a.

5 Selon l'invention, le mélange comprenant la première fraction liquide et le flux enrichi en hydrogène est introduit en co-courant descendant dans la zone de réaction R2a pour être mis en contact avec un catalyseur d'hydrotraitement. La réaction d'hydrotraitement permet de décomposer les impuretés, notamment les impuretés comportant du soufre ou de l'azote et éventuellement d'éliminer
10 partiellement les composés hydrocarbures aromatiques et plus particulièrement les composés hydrocarbures polyaromatiques. La destruction des impuretés conduit notamment à la production d'un produit hydrocarboné hydroraffiné et d'un gaz acide riche en H₂S et en NH₃. Le fait d'envoyer de l'hydrogène purifié, c'est-à-dire sans ou presque sans composés inhibiteurs, notamment H₂S et NH₃, de la
15 réaction d'hydrogénation dans la zone R2a permet de maximiser la pression partielle d'hydrogène dans la zone R2a afin d'y réaliser les réactions d'hydrogénation les plus difficiles. Le flux d'hydrogène purifié provient avantageusement de l'unité de purification LA, par exemple l'unité de lavage aux amines, et éventuellement de l'appoint en hydrogène arrivant par le conduit 23.
20 De préférence, selon l'invention, l'intégralité du flux issu de l'unité de purification LA est introduite dans la zone R2a. De préférence selon l'invention, l'hydrogène présent dans la zone R2a provient uniquement et directement du flux riche en hydrogène issu de l'unité LA et de l'appoint en hydrogène arrivant par le conduit 23.

25 La zone de réaction R2a peut fonctionner avec les conditions opératoires suivantes :

- température comprise entre 300 °C et 420 °C,
- pression comprise entre 2 MPa et 15 MPa (20 bars et 150 bars),
- la pression de R2a est supérieure à la pression de R1a, de préférence,
30 la pression de R2a est supérieure d'une valeur comprise entre 0,01

MPa et 0,3 MPa (0,1 bar et 3 bar), de préférence entre 0,03 MPa et 0,1 MPa (0,3 bar et 1 bar) par rapport à la pression de R1a,

- Vitesse Volumétrique Horaire VVH comprise entre 0,5 et 5 h⁻¹,
- rapport entre l'hydrogène et les hydrocarbures H₂/HC compris entre 150 et 1000 (Nm³/Sm³).

Etape e) Deuxième séparation

Selon l'étape e) du procédé selon l'invention, on sépare dans une deuxième zone de séparation S2a le deuxième effluent E2a en une deuxième fraction gazeuse G2a comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃ et une deuxième fraction liquide L2a.

En référence à la figure 2, l'effluent issu de la zone de réaction R2a est introduit par le conduit 7 dans le dispositif de séparation S2a afin de séparer une fraction liquide L2a comportant des hydrocarbures et une fraction gazeuse G2a riche en hydrogène et en H₂S et en NH₃. Par exemple, le dispositif de séparation S2a peut mettre en œuvre un ou plusieurs ballons de séparation, avec éventuellement des échangeurs de chaleurs pour condenser les flux gazeux. La fraction liquide L2a est évacuée de S2a par le conduit 11. Cette fraction liquide constitue le produit du procédé selon l'invention, par exemple le gazole appauvri en composés soufrés, azotés et aromatiques. La deuxième fraction gazeuse G2a est évacuée de S2a par le conduit 2.

Etape f) Recyclage de la deuxième fraction gazeuse

Selon l'étape f) du procédé selon l'invention, on recycle au moins une partie de la deuxième fraction gazeuse G2a comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃ à l'étape a) en tant que flux gazeux comportant de l'hydrogène.

En référence à la figure 2, la deuxième fraction gazeuse G2a issu du dispositif S2a est recyclée dans le procédé par le conduit 2 en mélange avec la charge circulant dans le conduit 1.

Selon une variante, la zone de réaction R1a est disposée dans un premier réacteur et la deuxième zone de réaction R2a est disposée dans un deuxième

réacteur en amont du premier réacteur. Dans ce cas de figure, les zones de séparation S1a et S2a sont avantageusement des ballons de séparation, avec éventuellement des échangeurs de chaleurs pour condenser les flux gazeux. Une telle variante est décrite dans les figures 2 et 3.

- 5 De cette manière, on peut choisir la température de fonctionnement de la zone de réaction R1a indépendamment de la température de fonctionnement de la zone de réaction R2a.

Bien entendu, le procédé selon l'invention n'est pas limité à deux zones de réactions, mais peut très bien s'appliquer à une succession d'au moins deux
10 zones de réactions fonctionnant de manière analogue, par exemple à une succession de trois ou quatre zones d'hydrotraitement, suivies respectivement d'une zone de séparation.

La hauteur H_a de la jambe liquide est la force motrice au transfert du liquide permettant d'effectuer l'écoulement de la fraction liquide partiellement hydrotraitée
15 de manière gravitaire sans l'emploi d'une pompe. Cependant, pour des raisons de coûts d'investissement et de fonctionnement, il est intéressant de limiter la hauteur disponible H_a' et donc de limiter la hauteur H_a de la jambe liquide autant que possible ou de ne pas la perdre inutilement.

Selon une variante, on peut utiliser l'espace créé par la hauteur disponible H_a'
20 pour y mettre une zone de réaction, notamment en intercalant dans cet espace une zone de réaction effectuant en parallèle l'hydrotraitement d'une autre partie de la charge. En effet, en divisant la charge en différents flux, de préférence en flux de charge égaux, on peut effectuer le procédé selon l'invention plusieurs fois en parallèle dans des zones de réaction intercalées utilisant à chaque fois
25 l'espace créé par la hauteur disponible H_a' entre la première zone de séparation S1a et la deuxième zone de réaction R2a pour y disposer une zone de réaction du procédé d'hydrotraitement de l'autre partie de la charge effectué en parallèle.

Cette variante du procédé selon l'invention présente aussi l'avantage de pouvoir intégrer toutes les zones de réaction, ainsi que toutes les zones de séparation
30 dans un même réacteur comme décrit en référence à la figure 4. Grâce à cette variante, on profite des avantages du contre-courant simulé tout en réduisant

considérablement le nombre d'équipements. Cela permet de diminuer les coûts d'investissement et de fonctionnement.

Un autre avantage de cette variante réside dans le fait que la division de la charge en plusieurs flux, de préférence en flux égaux, permet de réduire le diamètre du réacteur lorsqu'on conserve la même vitesse superficielle liquide au sein du réacteur. Ceci permet d'autant plus une diminution des coûts d'investissement et de fonctionnement.

Selon cette variante, on effectue dans le procédé d'hydrotraitement selon l'invention en outre les étapes suivantes :

- 10 a') on effectue, une première étape d'hydrotraitement HDT1b en mettant en contact une autre partie de la charge et un flux gazeux comportant de l'hydrogène avec un premier catalyseur d'hydrotraitement dans une première zone de réaction R1b pour produire un premier effluent E1b hydrotraité comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃, ladite autre
- 15 partie de la charge et ledit flux gazeux circulant en co-courant descendant dans ladite première zone de réaction R1b, ladite zone de réaction R1b étant disposée dans l'espace créé par ladite hauteur Ha de l'étape d),
- b') puis on sépare le premier effluent E1b en une première fraction gazeuse G1b comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃, et une première
- 20 fraction liquide L1b dans une première zone de séparation S1b,
- c') puis on refroidit éventuellement, puis on purifie la première fraction gazeuse G1b pour produire un flux enrichi en hydrogène,
- d') puis on effectue une deuxième étape d'hydrotraitement HDT2b en mettant en contact la première fraction liquide L1b obtenue à l'étape b') et au moins
- 25 une partie dudit flux enrichi en hydrogène avec un deuxième catalyseur d'hydrotraitement dans une deuxième zone de réaction R2b pour produire un deuxième effluent E2b hydrotraité comportant de l'hydrogène, du NH₃ et de l'H₂S, ladite première fraction liquide L1b et ledit flux enrichi en hydrogène circulant en co-courant descendant dans ladite deuxième zone
- 30 de réaction R2b, ladite deuxième étape d'hydrotraitement HDT2b étant effectuée à une pression plus élevée que ladite première étape

d'hydrotraitement HDT1b, ladite deuxième zone de réaction R2b étant disposée en dessous de ladite zone de séparation S1b de l'étape b') de manière à créer une hauteur hydrostatique Hb de liquide dans une jambe liquide connectant ladite première zone de séparation S1b à ladite deuxième zone de réaction R2b, la hauteur Hb générant une différence de pression permettant de réaliser l'écoulement de ladite première fraction liquide L1b issue de ladite première zone de séparation S1b vers la deuxième zone de réaction R2b de manière gravitaire, ladite zone de réaction R2a de l'étape d) étant disposée dans l'espace créé par ladite hauteur Hb de l'étape d'),

e') puis on sépare dans une deuxième zone de séparation S2b le deuxième effluent E2b en une deuxième fraction gazeuse G2b comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃ et une deuxième fraction liquide L2b,

f') puis on recycle au moins une partie de la deuxième fraction gazeuse G2b comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃ à l'étape a') en tant que flux gazeux comportant de l'hydrogène.

Selon une variante, la hauteur hydrostatique Hb de liquide dans la jambe liquide connectant ladite première zone de séparation S1b à ladite deuxième zone de réaction R2b est créée en disposant la deuxième zone de réaction R2b en dessous de la zone de séparation S1b de l'étape b') d'une telle manière qu'une hauteur appelée hauteur disponible Hb' est créée entre la zone d'introduction dudit effluent E1b dans la zone de séparation S1b et la zone de mélange de ladite première fraction L1b avec ledit flux enrichi en hydrogène, ladite hauteur disponible Hb' créant ladite jambe liquide d'une hauteur hydrostatique Hb inférieure ou égale à ladite hauteur disponible Hb', ladite hauteur Hb étant telle qu'elle génère une différence de pression statique égale à la somme des pertes de charge rencontrées entre ladite zone de mélange et ladite zone d'introduction de l'effluent E1b dans le sens de la circulation des fluides.

Selon cette variante, la partie de la charge introduite dans la zone d'hydrotraitement HDT1a est égale à la partie de la charge introduite dans la zone d'hydrotraitement HDT1b. Dans ce cas, la hauteur disponible Ha' de l'étape d) est

identique à la hauteur disponible H_b' de l'étape d'), ce qui permet d'optimiser l'espace.

Selon cette variante, la première zone de réaction R1a et R1b et la deuxième zone de réaction R2a et R2b, ainsi que la première zone de séparation S1a et S1b et la deuxième zone de séparation S2a et S2b sont de préférence disposées dans le même réacteur.

De préférence, la première fraction gazeuse G1b est combinée avec la première fraction gazeuse G1a pour envoyer un flux commun d'une première fraction gazeuse G1a et G1b à l'étape de purification, avantageusement effectuée dans un seul dispositif de purification.

La figure 4 décrit un dispositif et un procédé selon ladite variante permettant l'hydrotraitement en parallèle de deux parties de la charge, de préférence égales, en utilisant un unique réacteur dans lequel deux fois deux zones de réaction et deux fois deux dispositifs de séparation sont regroupées d'une telle manière que chaque espace créé par les hauteurs disponibles H_a' et H_b' soit occupé par une zone de réaction. Bien entendu, le procédé selon cette variante n'est pas limité à deux zones de réactions, mais peut très bien s'appliquer à une succession d'au moins deux zones de réactions fonctionnant de manière analogue, par exemple à une succession de trois ou quatre zones d'hydrotraitement, suivies respectivement d'une zone de séparation.

En référence à la figure 4, la charge hydrocarbonée arrivant par le conduit 1 est divisée en deux flux égaux dans les conduits 2a et 2b avant d'être mélangée aux gaz comprenant de l'hydrogène issus des secondes zones de réaction R2a et R2b, via les conduits 4a et 4b. Ces gaz contiennent majoritairement de l'hydrogène mais aussi des impuretés telles que de l' H_2S et du NH_3 . Les mélanges liquide/gaz sont introduits via les conduits 3a et 3b en co-courant descendant dans deux zones catalytiques distinctes similaires superposées R1a et R1b de la première zone de réaction R1. En sortie des zones catalytiques R1a et R1b, des zones de séparation S1a et S1b, par exemple des internes spécifiques, séparent une première fraction gazeuse G1a et G1b comportant de l'hydrogène, de l' H_2S et du NH_3 , et une première fraction liquide L1a et L1b partiellement hydrotraitée. Les

flux G1a et G1b sont évacués par les conduits 5a et 5b respectivement, puis
avantageusement recombinaés et envoyés via le conduit 6 vers une zone de
purification où l'H₂S et le NH₃ sont séparés du flux gazeux, par exemple dans une
unité de lavage aux amines non représentée. La première fraction liquide L1a et
5 L1b partiellement hydrotraitée est respectivement acheminée via les conduits 7a
et 7b vers les zones catalytiques R2a et R2b grâce respectivement aux jambes
liquides d'une hauteur Ha et Hb suffisantes pour que l'écoulement se réalise de
manière gravitaire sans nécessiter l'emploi d'une pompe. Les flux gazeux enrichi
en hydrogène produit à l'étape c), éventuellement complété avec de l'hydrogène
10 d'appoint, sont introduits via les conduits 8a et 8b, puis mélangés respectivement
à la première fraction liquide L1a et L1b partiellement hydrotraitée au niveau de
l'entrée des zones catalytiques R2a et R2b pour produire dans chacune des
zones catalytiques un deuxième effluent hydrotraité comportant de l'hydrogène,
du NH₃ et de l'H₂S. Les zones de séparation S2a et S2b, par exemple des
15 internes spécifiques, permettent de séparer une deuxième fraction gazeuse G2a
et G2b comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃, et une deuxième fraction
liquide L2a et L2b qui est hydrotraitée de manière poussée. La deuxième fraction
gazeuse G2a et G2b est respectivement recyclée à la première zone de réaction
R1a et R1b en tant que flux gazeux comportant de l'hydrogène via les conduits 4a
20 et 4b. Aucun compresseur n'est requis pour envoyer la deuxième fraction gazeuse
G2a et G2b au niveau des conduits 2a et 2b du fait de la pression légèrement
plus élevée dans les zones catalytiques R2a et R2b que dans les zones R1a et
R1b. La deuxième fraction liquide L2a et L2b, évacuée par les conduits 9a et 9b,
peut être recombinaée dans le conduit 10 et constitue le produit hydrotraité final.

25 Selon cette variante, l'espace créé par la hauteur disponible Ha' est donc
astucieusement utilisé pour y disposer la zone de réaction R1b, et l'espace créé
par la hauteur disponible Hb' est astucieusement utilisé pour y disposer la zone de
réaction R2a.

De même, la disposition relative de la zone de séparation S1a par rapport à la
30 première zone de réaction R1a n'a aucune importance, tant que la deuxième zone
de réaction R2a est disposée suffisamment en dessous de ladite zone de

séparation S1a. Ainsi la zone de séparation S1a peut être disposée en dessous (voir figure 2) ou côté à côté à la même hauteur que la zone de réaction R1a, ou encore en-dessus de la zone de réaction R1a. Cette dernière variante est particulièrement avantageuse lorsqu'on souhaite placer les deux zones
5 réactionnelles R1a et R2a dans un même réacteur avec un espacement entre les deux zones réactionnelles le plus réduit possible, et uniquement en déportant et en surélevant la zone de séparation S1a. Ainsi, il n'est pas nécessaire de surélever la zone réactionnelle R1a par rapport à la zone réactionnelle R2a, l'espace devant uniquement être suffisant pour y loger les internes nécessaire a la
10 collecte des flux de R1a et à la distribution des flux entrant dans R2a.

Les zones de réactions R1a, R1b, R2a, R2b peuvent contenir des catalyseurs de compositions identiques ou des catalyseurs de compositions différentes. Les zones de réaction R1a, R1b, R2a, R2b peuvent également contenir un ou plusieurs inerte(s), c'est-à-dire une ou des substance(s) n'ayant pas ou peu
15 d'activité catalytique mais ayant la propriété d'adsorber les impuretés contenues dans la charge (lit de garde). De plus, dans une zone de réaction, on peut disposer un ou plusieurs lits de catalyseur de composition identique, ou bien plusieurs lits de catalyseur, la composition des catalyseurs étant différente d'un lit à l'autre. De plus, un lit catalytique peut éventuellement être composé de couches
20 de catalyseurs différents.

Les catalyseurs mis en œuvre dans les zones de réaction peuvent comporter en général un support minéral poreux, au moins un métal ou composé de métal du groupe VIII de la classification périodique des éléments (ce groupe comprenant notamment le cobalt, le nickel, le fer, etc...) et au moins un métal ou composé de
25 métal du groupe VIB de ladite classification périodique (ce groupe comprenant notamment le molybdène, le tungstène, etc...).

La somme des métaux ou composés métalliques, exprimé en poids de métal par rapport au poids total du catalyseur fini est souvent comprise entre 1 et 50 % poids. La somme des métaux ou composés de métaux du groupe VIII, exprimée
30 en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini est souvent comprise entre 1 et 15 % poids, de préférence entre 2 et 10% poids. La somme des métaux

ou composés de métaux du groupe VIB, exprimée en poids de métal par rapport au poids du catalyseur fini est souvent comprise entre 2 et 50% poids, de préférence entre 5 et 40% poids.

Selon une autre variante, les catalyseurs mis en œuvre dans les zones de
5 réaction R1a, R1b, R2a et R2b peuvent comporter en général un support minéral poreux et au moins un métal noble ou composé de métal noble du groupe VIII de la classification périodique des éléments (ce groupe comprenant notamment le palladium, le platine, le rhodium, le ruthénium, etc...). Sa teneur est généralement comprise entre 0,1 et 2 % poids par rapport au poids total du catalyseur fini.

10 Le support minéral poreux peut comprendre, de façon non limitative, l'un des composés suivants : alumine, silice, zircone, oxyde de titane, magnésie, ou deux composés choisis parmi les composés précédents, par exemple silice-alumine ou alumine-zircone, ou alumine-oxyde de titane, ou alumine-magnésie, ou trois
15 composés ou plus choisis parmi les composés précédents, par exemple silice-alumine-zircone ou silice-alumine-magnésie. Le support peut également comprendre, en partie ou en totalité, une zéolite. De préférence, le catalyseur comporte un support composé d'alumine, ou un support composé principalement d'alumine (par exemple de 80 à 99,99% poids d'alumine). Le support poreux peut
20 comprendre également un ou plusieurs autres éléments ou composés promoteurs, à base par exemple de phosphore, de magnésium, de bore, de silicium, ou comprenant un halogène. Le support peut par exemple comprendre de 0,01 à 20% poids de B_2O_3 , ou de SiO_2 , ou de P_2O_5 , ou d'un halogène (par exemple du chlore ou du fluor), ou 0,01 à 20% poids d'une association de
25 plusieurs de ces promoteurs. Des catalyseurs courants sont par exemple des catalyseurs à base de cobalt et de molybdène, ou bien à base de nickel et de molybdène, ou bien à base de nickel et de tungstène, sur un support alumine, ce support pouvant comprendre un ou plusieurs promoteurs tels que précédemment cités.

Le catalyseur peut être sous forme oxyde, c'est-à-dire qu'il a subi une étape de
30 calcination après imprégnation des métaux sur le support. Alternativement, le catalyseur peut être sous forme séchée additivée, c'est-à-dire que le catalyseur n'a pas subi d'étape de calcination après imprégnation des métaux et d'un

composé organique sur le support. Généralement le composé organique contient de l'oxygène et/ou de l'azote. Les catalyseurs sous forme séchée additivée sont généralement connus pour être plus actifs et moins tolérants aux impuretés que les catalyseurs sous forme oxyde.

- 5 Selon une variante préférée, on utilise un catalyseur à base de cobalt et de molybdène dans la première zone de réaction R1a et R1b et un catalyseur à base de nickel et de molybdène dans la deuxième zone de réaction R2a et R2b.
- Selon une autre variante préférée, on utilise un catalyseur sous forme oxyde dans la première zone de réaction R1a et R1b et un catalyseur sous forme séchée
- 10 additivée dans la deuxième zone de réaction R2a et R2b.

Les exemples présentés ci-après permettent d'illustrer le fonctionnement du procédé selon l'invention et d'en montrer les avantages.

Hydrotraitement d'une charge gazole avec un objectif en soufre final de 10 ppm poids.

- 15 La charge traitée est composée à 80% poids de GOSR (un gazole issu d'une distillation atmosphérique) et de 20% poids de LCO (coupe issue de craquage catalytique). Les caractéristiques de la charge figurent dans le tableau 1.

Charge GOSR/LCO (80/20)		
Densité (15°C)	kg/m ³	861
Soufre initial	ppm poids	9087
Azote initial	ppm poids	266
Capacité	BPSD	60 000
Cible soufre	ppm poids	10

Tableau 1: Caractéristiques de la charge

- 20 L'exemple 1 décrit un procédé d'hydrotraitement en contre-courant simulé selon l'art antérieur avec la pression du réacteur R2 supérieure à la pression du réacteur R1 (figure 1b). Dans cet exemple, on utilise deux réacteurs ayant chacun un lit catalytique et une pompe pour permettre le transfert du liquide vers le réacteur R2.

L'exemple 2 décrit un procédé d'hydrotraitement en contre-courant simulé selon l'invention (figure 2) dans lequel on utilise deux réacteurs ayant chacun un lit catalytique.

L'exemple 3 décrit un procédé d'hydrotraitement en contre-courant simulé selon la variante décrite dans la figure 4 permettant d'utiliser les hauteurs disponibles H_a' et H_b' en intercalant respectivement les zones de réaction parallèle R1b et R2a.

Dans les lits catalytiques R1a et R1b un catalyseur CoMo sur support alumine est utilisé. Dans les lits catalytiques de finition R2a et R2b un catalyseur NiMo sur support d'alumine est utilisé. Les conditions opératoires des réacteurs, identiques pour les trois exemples, figurent dans le tableau 2.

Catalyseur (volume total CoMo + NiMo)	m ³	240
Diamètre équivalent extrudé	mm	3,2
VVH globale	h ⁻¹	1,6
Rapport volumique R1a/R1b et R2a/R2b	m ³ /m ³	1,0
Pression sortie R2a et R2b	bara	42,0
Vitesse superficielle liquide à l'entrée de R2a et R2b	cm/s	0,5
Température massique moyenne des lits catalytiques R1a, R1b, R2a et R2b	°C	355
H ₂ recyclage/HC en entrée de R1a et R1b	Nm ³ /Sm ³	150

Tableau 2: Conditions opératoires pour les trois exemples

On vise à obtenir une teneur en soufre final de 10 ppm poids dans chacun des exemples. A partir de cet objectif, le dimensionnement des réacteurs est donné dans le tableau 3.

		Exemple 1 (comparatif selon la figure 1b)	Exemple 2 (selon l'invention figure 2)	Exemple 3 (selon l'invention figure 3)
Nombre de réacteurs	-	2	2	1
Diamètre réacteur	mm	5500 / 5500	5500 / 5500	4000
Hauteur réacteur	mm	5550 / 5550	5550 / 5550	28 200
Pertes de charge totales	bar a	0,42	0,42	0,38
Hauteur disponible Ha' (et Hb' pour l'exemple 3)	mm	0	8100	7300
Hauteur de la jambe liquide Ha (et Hb pour l'exemple 3)	mm	0	7020	6400
Nombre de pompes nécessaires	-	2 (dont une secours)	0	0
Puissance d'une pompe	kW	30	0	0

Tableau 3: Dimensionnement des réacteurs

Les exemples selon l'invention montrent qu'il est possible de supprimer la consommation énergétique d'une pompe ainsi que l'investissement d'une
5 deuxième pompe pour faire fonctionner le procédé par rapport à un procédé classique en contre-courant simulé (exemple 1), tout en limitant le nombre et la taille des équipements supplémentaires, notamment :

- deux réacteurs de faible hauteur espacés d'au moins 7 m par une canalisation qui contient une jambe liquide (exemple 2)
- 10 - un agencement compact dans un seul réacteur avec un diamètre de réacteur largement réduit (d'environ 30%) (exemple 3).

REVENDEICATIONS

1. Procédé d'hydrotraitement en lit fixe d'une charge hydrocarbonée comportant des composés soufrés et azotés, dans lequel on effectue les étapes
- 5 suivantes :
- a) on effectue une première étape d'hydrotraitement HTD1a en mettant en contact au moins une partie de la charge et un flux gazeux comportant de l'hydrogène avec un premier catalyseur d'hydrotraitement dans une première zone de réaction R1a pour produire un premier effluent E1a
- 10 hydrotraité comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃, ladite partie de la charge et ledit flux gazeux circulant en co-courant descendant dans ladite première zone de réaction R1a,
- b) puis on sépare le premier effluent E1a en une première fraction gazeuse G1a comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃, et une première
- 15 fraction liquide L1a dans une zone de séparation S1a,
- c) puis on refroidit éventuellement, puis on purifie la première fraction gazeuse G1a pour produire un flux enrichi en hydrogène,
- d) puis on effectue une deuxième étape d'hydrotraitement HDT2a en mettant en contact la première fraction liquide L1a obtenue à l'étape b) et au moins
- 20 une partie dudit flux enrichi en hydrogène avec un deuxième catalyseur d'hydrotraitement dans une deuxième zone de réaction R2a pour produire un deuxième effluent E2a hydrotraité comportant de l'hydrogène, du NH₃ et de l'H₂S, ladite première fraction liquide L1a et ledit flux enrichi en hydrogène circulant en co-courant descendant dans ladite deuxième zone
- 25 de réaction R2a, ladite deuxième étape d'hydrotraitement HDT2a étant effectuée à une pression plus élevée que ladite première étape d'hydrotraitement HDT1a, ladite deuxième zone de réaction R2a étant disposée en dessous de ladite zone de séparation S1a de l'étape b) de manière à créer une hauteur hydrostatique Ha de liquide dans une jambe
- 30 liquide connectant ladite première zone de séparation S1a à ladite deuxième zone de réaction R2a, la hauteur Ha générant une différence de pression permettant de réaliser l'écoulement de ladite première fraction

liquide L1a issue de ladite première zone de séparation S1a vers la deuxième zone de réaction R2a de manière gravitaire,

e) puis on sépare dans une deuxième zone de séparation S2a le deuxième effluent E2a en une deuxième fraction gazeuse G2a comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃ et une deuxième fraction liquide L2a,

f) puis on recycle au moins une partie de la deuxième fraction gazeuse G2a comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃ à l'étape a) en tant que flux gazeux comportant de l'hydrogène.

2. Procédé selon la revendication 1, dans lequel la hauteur hydrostatique Ha de liquide dans la jambe liquide connectant ladite première zone de séparation S1a à ladite deuxième zone de réaction R2a est créée en disposant ladite deuxième zone de réaction R2a en dessous de ladite zone de séparation S1a de l'étape b) d'une telle manière qu'une hauteur appelée hauteur disponible Ha' est créée entre la zone d'introduction dudit effluent E1a dans la zone de séparation S1a et la zone de mélange de ladite première fraction L1a avec ledit flux enrichi en hydrogène, ladite hauteur disponible Ha' créant ladite jambe liquide d'une hauteur hydrostatique Ha inférieure ou égale à ladite hauteur disponible Ha', ladite hauteur Ha étant telle qu'elle génère une différence de pression statique égale à la somme des pertes de charge rencontrées entre ladite zone de mélange et ladite zone d'introduction de l'effluent E1a dans le sens de la circulation des fluides.

3. Procédé selon les revendications 1 ou 2, dans lequel la première zone de réaction R1a et la deuxième zone de réaction R2a sont disposées dans un même réacteur ou dans deux réacteurs différents.

4. Procédé selon la revendication 3, dans lequel la première zone de séparation S1a et la deuxième zone de séparation S2a sont disposées à l'intérieur ou à l'extérieur du ou des réacteur(s).

5. Procédé selon l'une des revendications 1 à 4, dans lequel la pression de ladite deuxième étape d'hydrotraitement HDT2a est supérieure d'une valeur comprise entre 0,01 et 0,3 MPa par rapport à la pression de ladite première étape d'hydrotraitement HDT1a.

6. Procédé selon l'une des revendications 1 à 5, dans lequel le procédé selon l'invention comprend en outre les étapes suivantes :
- a') on effectue, une première étape d'hydrotraitement HDT1b en mettant en contact une autre partie de la charge et un flux gazeux comportant de l'hydrogène avec un premier catalyseur d'hydrotraitement dans une première zone de réaction R1b pour produire un premier effluent E1b hydrotraité comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃, ladite autre partie de la charge et ledit flux gazeux circulant en co-courant descendant dans ladite première zone de réaction R1b, ladite zone de réaction R1b étant disposée dans l'espace créé par ladite hauteur Ha de l'étape d),
- b') puis on sépare le premier effluent E1b en une première fraction gazeuse G1b comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃, et une première fraction liquide L1b dans une première zone de séparation S1b,
- c') puis on refroidit éventuellement, puis on purifie la première fraction gazeuse G1b pour produire un flux enrichi en hydrogène,
- d') puis on effectue une deuxième étape d'hydrotraitement HDT2b en mettant en contact la première fraction liquide L1b obtenue à l'étape b') et au moins une partie dudit flux enrichi en hydrogène avec un deuxième catalyseur d'hydrotraitement dans une deuxième zone de réaction R2b pour produire un deuxième effluent E2b hydrotraité comportant de l'hydrogène, du NH₃ et de l'H₂S, ladite première fraction liquide L1b et ledit flux enrichi en hydrogène circulant en co-courant descendant dans ladite deuxième zone de réaction R2b, ladite deuxième étape d'hydrotraitement HDT2b étant effectuée à une pression plus élevée que ladite première étape d'hydrotraitement HDT1b, ladite deuxième zone de réaction R2b étant disposée en dessous de ladite zone de séparation S1b de l'étape b') de manière à créer une hauteur hydrostatique Hb de liquide dans une jambe liquide connectant ladite première zone de séparation S1b à ladite deuxième zone de réaction R2b, la hauteur Hb générant une différence de pression permettant de réaliser l'écoulement de ladite première fraction liquide L1b issue de ladite première zone de séparation S1b vers la deuxième zone de réaction R2b de manière gravitaire, ladite zone de

réaction R2a de l'étape d) étant disposée dans l'espace créé par ladite hauteur Hb de l'étape d'),

e') puis on sépare dans une deuxième zone de séparation S2b le deuxième effluent E2b en une deuxième fraction gazeuse G2b comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃ et une deuxième fraction liquide L2b,

f') puis on recycle au moins une partie de la deuxième fraction gazeuse G2b comportant de l'hydrogène, de l'H₂S et du NH₃ à l'étape a') en tant que flux gazeux comportant de l'hydrogène.

7. Procédé selon la revendication 6, dans lequel la hauteur hydrostatique Hb de liquide dans la jambe liquide connectant ladite première zone de séparation S1b à ladite deuxième zone de réaction R2b est créée en disposant ladite deuxième zone de réaction R2b en dessous de ladite zone de séparation S1b de l'étape b') d'une telle manière qu'une hauteur appelée hauteur disponible Hb' est créée entre la zone d'introduction dudit effluent E1b dans la zone de séparation S1b et la zone de mélange de ladite première fraction L1b avec ledit flux enrichi en hydrogène, ladite hauteur disponible Hb' créant ladite jambe liquide d'une hauteur hydrostatique Hb inférieure ou égale à ladite hauteur disponible Hb', ladite hauteur Hb étant telle qu'elle génère une différence de pression statique égale à la somme des pertes de charge rencontrées entre ladite zone de mélange et ladite zone d'introduction de l'effluent E1b dans le sens de la circulation des fluides.

8. Procédé selon les revendications 6 ou 7, dans lequel la partie de la charge introduite dans la zone d'hydrotraitement HDT1a est égale à la partie de la charge introduite dans la zone d'hydrotraitement HDT1b.

9. Procédé selon l'une des revendications 6 à 8, dans lequel la première zone de réaction R1a et R1b et la deuxième zone de réaction R2a et R2b, ainsi que la première zone de séparation S1a et S1b et la deuxième zone de séparation S2a et S2b sont disposées dans le même réacteur.

10. Procédé selon l'une des revendications 1 à 9, dans lequel on met en œuvre les zones de réaction avec les conditions suivantes :

- température comprise entre 300 °C et 420 °C,
- pression comprise entre 2 MPa et 15 MPa,

- Vitesse Volumétrique Horaire comprise entre 0,5 et 5 h⁻¹,
- rapport entre l'hydrogène et les composés hydrocarbures compris entre 150 et 1000 Nm³/Sm³.

11. Procédé selon l'une des revendications 1 à 10, dans lequel à l'étape c) ou c') avant la purification, on condense partiellement par refroidissement respectivement ladite première fraction gazeuse G1a et G1b et on sépare la première fraction partiellement condensée en une deuxième première fraction liquide L1a' et L1b' et une deuxième première fraction gazeuse G1a' et G1b', et à l'étape c) ou c') on met en contact la deuxième première fraction gazeuse G1a' et G1b' avec une solution absorbante comportant des amines pour produire ledit flux enrichi en hydrogène.
12. Procédé selon l'une des revendications 1 à 11, dans lequel le premier catalyseur et le deuxième catalyseur sont indépendamment choisis parmi les catalyseurs composés d'un support minéral poreux, d'au moins un élément métallique choisi parmi le groupe VIB et d'un élément métallique choisi parmi le groupe VIII.
13. Procédé selon l'une des revendications 1 à 12, dans lequel le diamètre du premier et du deuxième catalyseur est compris entre 1,2 et 5 mm.
14. Procédé selon l'une des revendications 1 à 13, dans lequel la charge hydrocarbonée est composée d'une coupe dont le point initial d'ébullition est compris entre 80°C et 250°C et le point final d'ébullition est compris entre 260°C et 600°C.
15. Réacteur pour mettre en œuvre le procédé selon l'une des revendications 6 à 14 s'étendant selon un axe vertical comportant :
- successivement de haut en bas selon l'axe vertical une zone de réaction R1a, une zone de séparation S1a pour séparer l'effluent de la zone de réaction R1a en une fraction liquide et une fraction gazeuse, une zone de réaction R1b, une zone de séparation S1b pour séparer l'effluent de la zone de réaction R1b en une fraction liquide et une fraction gazeuse, une zone de réaction R2a, une zone de séparation S2a pour séparer l'effluent de la zone de réaction R2a en une fraction liquide et une fraction gazeuse, et une

- zone de réaction R2b et une zone de séparation S2b pour séparer l'effluent de la zone de réaction R2b en une fraction liquide et une fraction gazeuse,
- des moyens d'introduction de la charge (2a, 2b) dans la partie supérieure des zones de réaction R1a et R1b, et des moyens d'introduction (8a, 8b) d'un flux enrichi en hydrogène dans la partie supérieure des zones de réaction R2a et R2b,
 - des moyens d'évacuation (5a, 5b) de la fraction gazeuse issue des zones de séparation S1a et S1b et des moyens d'évacuation (9a, 9b) de la fraction liquide issue des zones de séparation S2a et S2b,
 - des moyens (4a, 4b) pour amener les fractions gazeuses issues des zones de séparation S2a et S2b respectivement dans la partie supérieure des zones de réaction R1a et R1b,
 - des moyens (7a, 7b) pour amener les fractions liquides issues des zones de séparation S1a et S1b respectivement dans la partie supérieure des zones de réaction R2a et R2b,

le réacteur étant configuré de manière à créer des hauteurs hydrostatiques H_a et H_b de la fraction liquide issue des zones de séparation S1a et S1b dans les moyens (7a, 7b) pour amener les fractions liquides issue des zones de séparation S1a et S1b respectivement dans les zones de réaction R2a et R2b, les hauteurs H_a et H_b générant une différence de pression permettant de réaliser un écoulement gravitaire des fractions liquides.

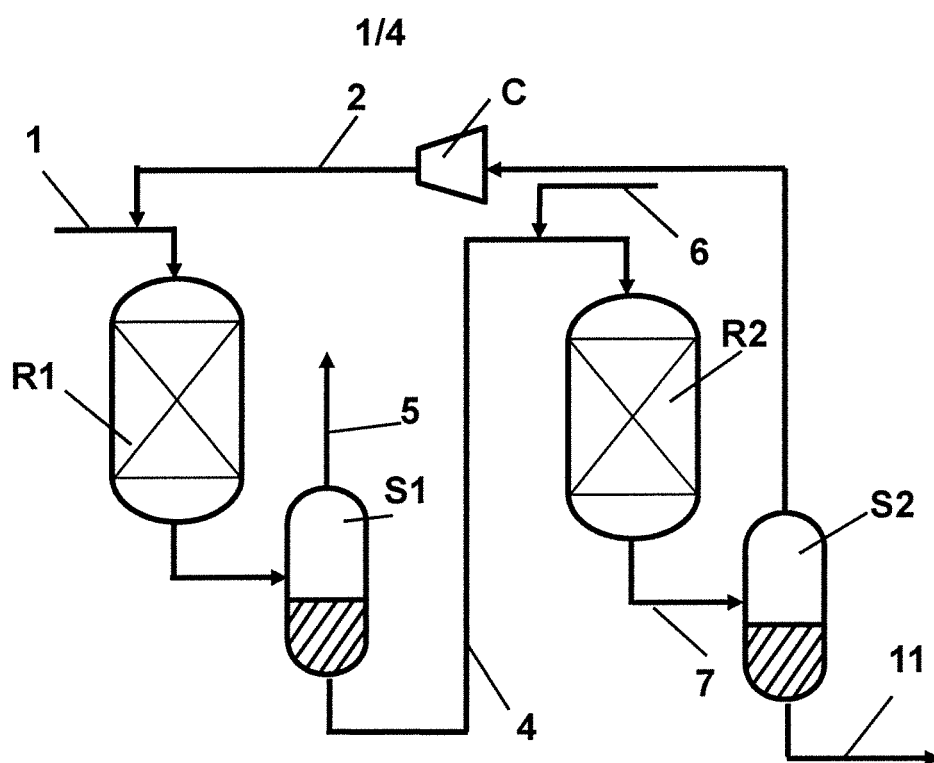


Figure 1a

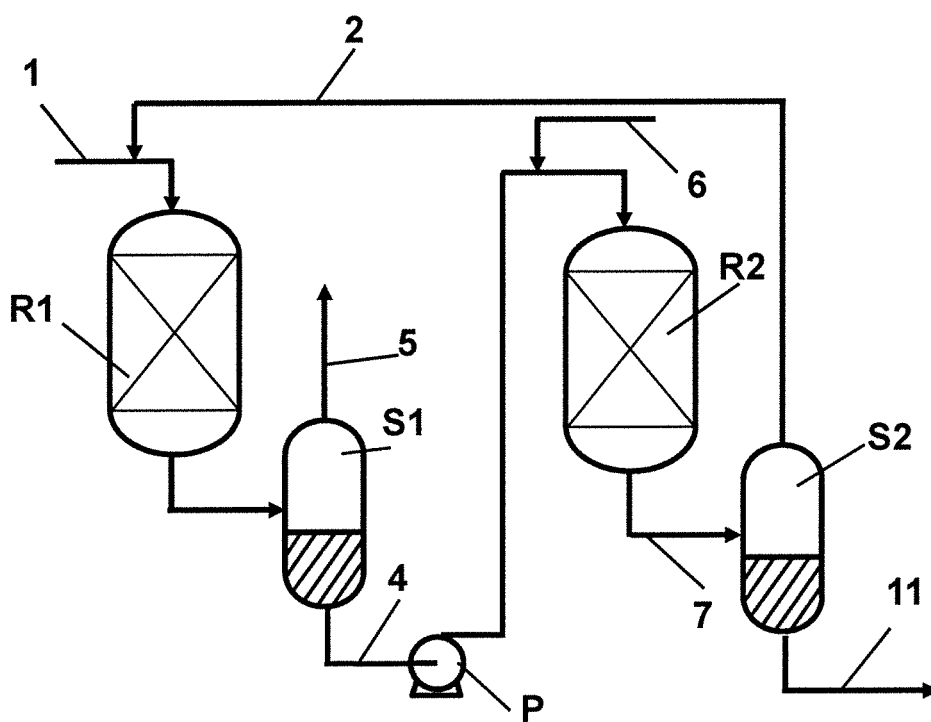


Figure 1b

2/4

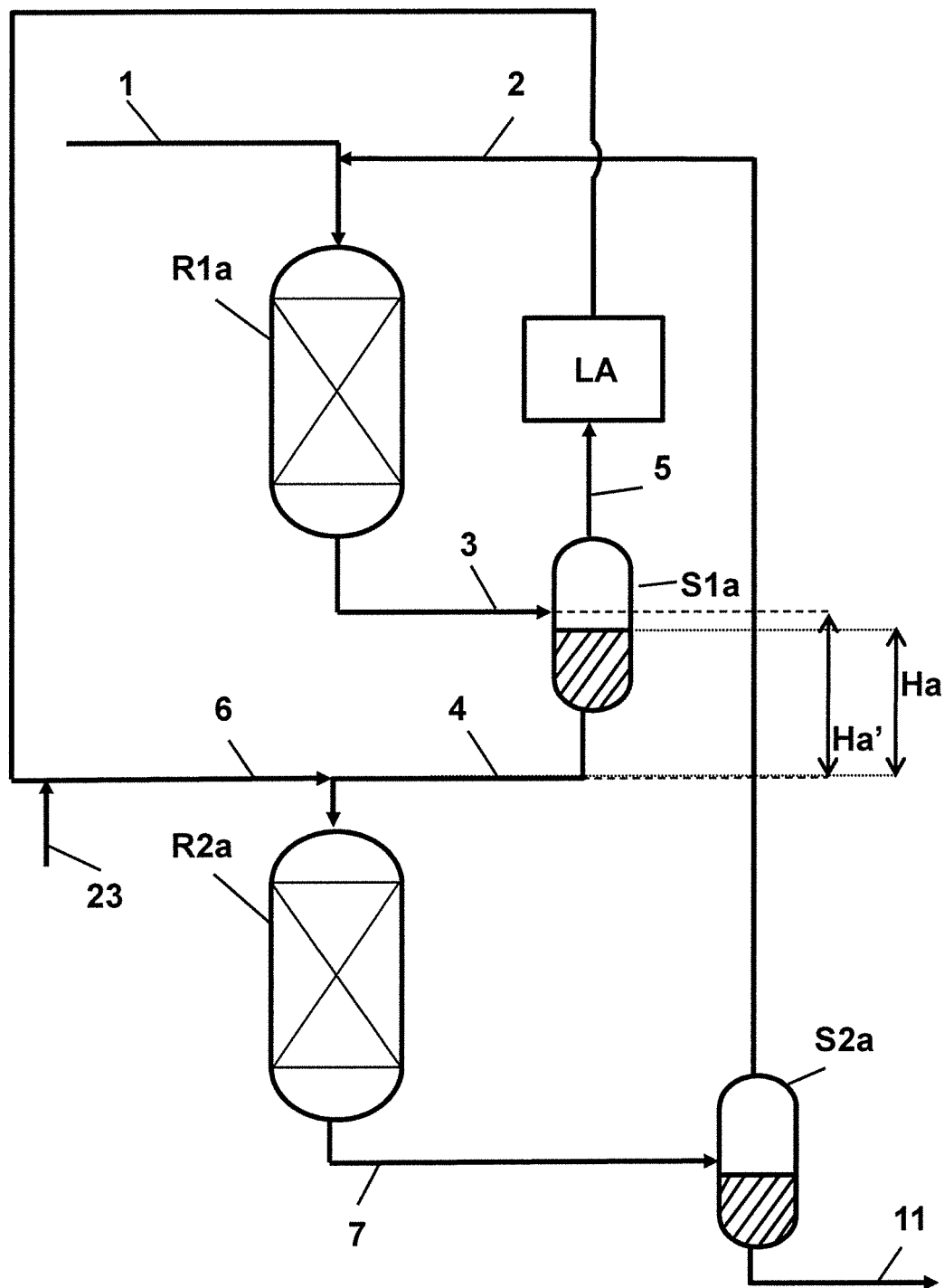


Figure 2

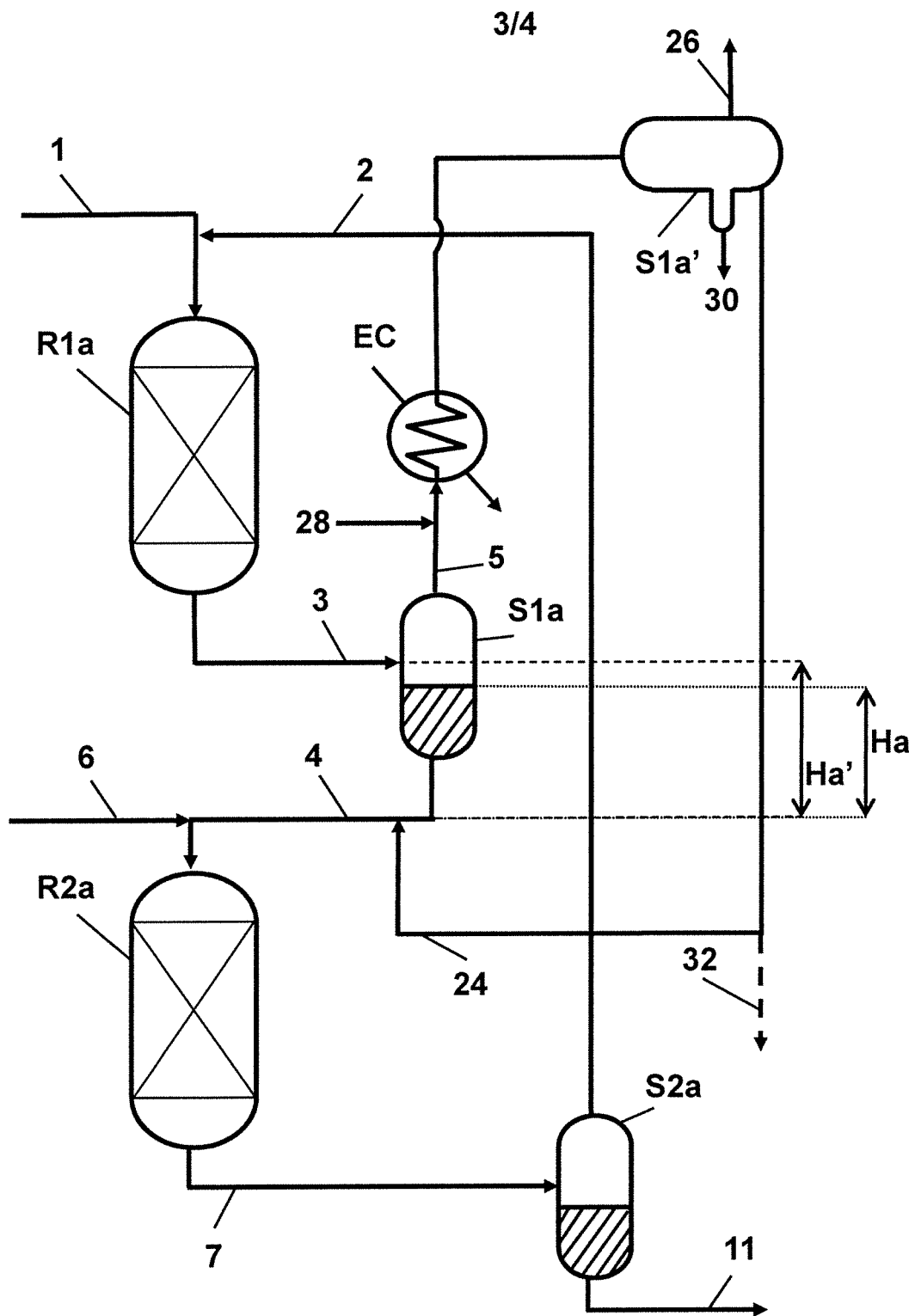


Figure 3

4/4

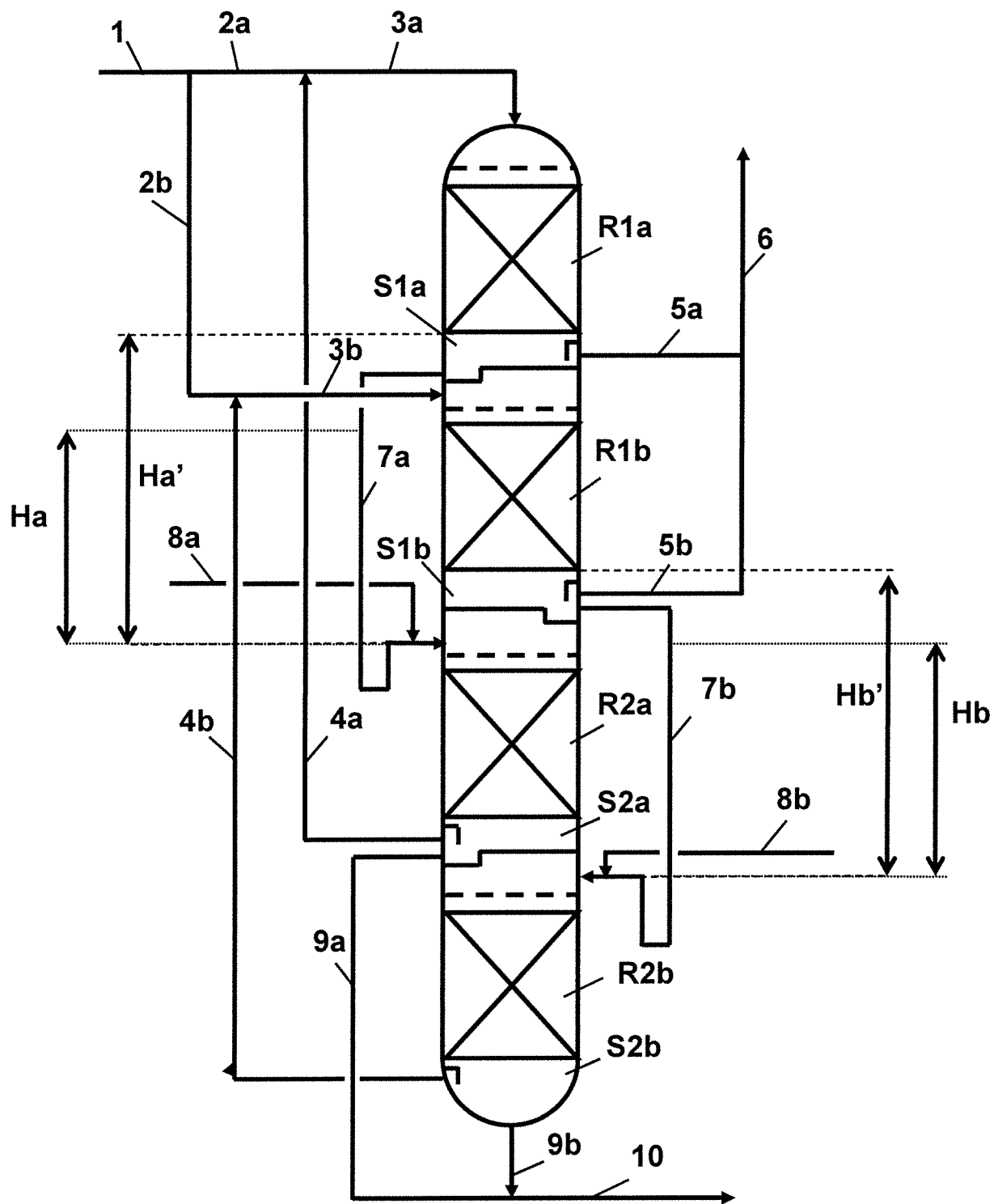


Figure 4



**RAPPORT DE RECHERCHE
PRÉLIMINAIRE**

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

N° d'enregistrement
national

FA 795432
FR 1453741

DOCUMENTS CONSIDÉRÉS COMME PERTINENTS		Revendication(s) concernée(s)	Classement attribué à l'invention par l'INPI
Catégorie	Citation du document avec indication, en cas de besoin, des parties pertinentes		
X	US 5 705 052 A (GUPTA RAMESH [US]) 6 janvier 1998 (1998-01-06) * colonne 3, ligne 62 - colonne 4, ligne 61; figure 1 * * colonne 6, ligne 11-55; figure 2 * -----	1-15	C10G45/08 C10G65/08 C10G45/50 C10G45/38 B01J23/882 B01J23/883
X	US 5 720 872 A (GUPTA RAMESH [US]) 24 février 1998 (1998-02-24) * figures * -----	1-15	
X	US 5 000 839 A (KIRKER GARRY W [US] ET AL) 19 mars 1991 (1991-03-19) * figures * -----	1-15	
X	US 3 294 673 A (PECK REESE A ET AL) 27 décembre 1966 (1966-12-27) * figures * -----	1-15	
A,D	WO 02/31088 A1 (EXXONMOBIL RES & ENG CO [US]) 18 avril 2002 (2002-04-18) * figures * -----	1-15	
			DOMAINES TECHNIQUES RECHERCHÉS (IPC)
			C10G F17D
Date d'achèvement de la recherche		Examineur	
15 octobre 2014		Cagnoli, Michele	
CATÉGORIE DES DOCUMENTS CITÉS		T : théorie ou principe à la base de l'invention	
X : particulièrement pertinent à lui seul		E : document de brevet bénéficiant d'une date antérieure	
Y : particulièrement pertinent en combinaison avec un autre document de la même catégorie		à la date de dépôt et qui n'a été publié qu'à cette date de dépôt ou qu'à une date postérieure.	
A : arrière-plan technologique		D : cité dans la demande	
O : divulgation non-écrite		L : cité pour d'autres raisons	
P : document intercalaire		
		& : membre de la même famille, document correspondant	

1

EPO FORM 1503 12.99 (P04C14)

**ANNEXE AU RAPPORT DE RECHERCHE PRÉLIMINAIRE
RELATIF A LA DEMANDE DE BREVET FRANÇAIS NO. FR 1453741 FA 795432**

La présente annexe indique les membres de la famille de brevets relatifs aux documents brevets cités dans le rapport de recherche préliminaire visé ci-dessus.

Les dits membres sont contenus au fichier informatique de l'Office européen des brevets à la date du 15-10-2014

Les renseignements fournis sont donnés à titre indicatif et n'engagent pas la responsabilité de l'Office européen des brevets, ni de l'Administration française

Document brevet cité au rapport de recherche		Date de publication	Membre(s) de la famille de brevet(s)	Date de publication
US 5705052	A	06-01-1998	AU 5705498 A	31-07-1998
			CA 2274460 A1	09-07-1998
			DE 69729480 D1	15-07-2004
			DE 69729480 T2	09-06-2005
			EP 0958245 A1	24-11-1999
			JP 4074667 B2	09-04-2008
			JP 2001507738 A	12-06-2001
			NO 993242 A	29-06-1999
			US 5705052 A	06-01-1998
			WO 9829343 A1	09-07-1998

US 5720872	A	24-02-1998	AU 5715298 A	31-07-1998
			CA 2273262 A1	09-07-1998
			EP 0954557 A1	10-11-1999
			JP 4074668 B2	09-04-2008
			JP 2001507740 A	12-06-2001
			NO 993177 A	25-06-1999
			US 5720872 A	24-02-1998
			WO 9829520 A1	09-07-1998

US 5000839	A	19-03-1991	AUCUN	

US 3294673	A	27-12-1966	AUCUN	

WO 0231088	A1	18-04-2002	AU 1187702 A	22-04-2002
			AU 2002211877 B2	30-11-2006
			CA 2422886 A1	18-04-2002
			EP 1330504 A1	30-07-2003
			JP 2004511623 A	15-04-2004
			NO 20031560 A	07-04-2003
			US 2002074262 A1	20-06-2002
			WO 0231088 A1	18-04-2002
