

[Suite sur la page suivante]

SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR,
TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

(84) États désignés (*sauf indication contraire, pour tout titre de protection régionale disponible*) : ARIPO (BW, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SD, SL, ST, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), eurasién (AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ, TM), européen (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Publiée:

— avec rapport de recherche internationale (Art. 21(3))

section including two heat exchangers, at least one of the two exchangers being configured to perform a heat exchange with a portion of the bottom fraction that is recycled in the column via the reboiling section. According to the invention, one of the two heat exchangers of the reboiling section is supplied with at least one portion of the hydrotreated effluent so as to supply part of the heat required to operate the reboiling section.

(57) Abrégé : La présente invention concerne un procédé de traitement d'une essence de pyrolyse $C5^+$ contenant des hydrocarbures mono-oléfiniques, dioléfiniques et soufrés, comprenant au moins et dans un ordre indifférent : a) une étape où l'on hydrotraite l'essence de pyrolyse ou une coupe hydrocarbures $C6^+$ issue l'essence de pyrolyse, en présence d'hydrogène et au moins un catalyseur d'hydrotraitement à une température comprise entre 220 et 380°C de manière à produire un effluent hydrotraité; b) une étape où l'on sépare, l'essence de pyrolyse ou l'effluent hydrotraité issue de l'étape a) lorsque cette dernière est réalisée avant l'étape b), dans une colonne de séparation en une coupe hydrocarbures de tête $C5^-$ et une coupe hydrocarbures de fond $C6^+$, ladite colonne de séparation comportant une section de rebouillage incluant deux échangeurs de chaleur, au moins l'un des deux échangeurs étant configuré pour réaliser un échange de chaleur avec une partie de la coupe de fond qui est recyclée dans la colonne via la section de rebouillage. Selon L'invention, on alimente l'un des deux échangeurs de chaleur de la section de rebouillage avec au moins une partie de l'effluent hydrotraité de manière à fournir une partie de la chaleur nécessaire au fonctionnement de la section de rebouillage.

PROCEDE DE TRAITEMENT D'UNE ESSENCE DE PYROLYSE

La présente invention concerne de traitement d'une charge d'hydrocarbures en C5+ contenant des hydrocarbures mono-oléfiniques, dioléfiniques et soufrés. Le procédé permet de traiter notamment des coupes hydrocarbures de type essence afin d'en améliorer la qualité pour qu'elles puissent être valorisées par exemple au pool essence ou dans une unité aromatique de la raffinerie. Le procédé s'applique en particulier à des charges d'hydrocarbures désignés par le terme "essence de pyrolyse".

Etat de la technique

Les essences de pyrolyse et de vapocraquage contiennent en effet des composés générateurs de gommes que sont les dioléfiniques en mélange avec des composés mono-oléfiniques et des composés aromatiques. Il est donc nécessaire d'hydrogéner sélectivement ces dioléfiniques et éventuellement les composés styréniques au travers d'une étape, que l'on appelle également hydrogénation première étape, avant de les traiter catalytiquement afin d'éliminer les autres impuretés (e.g. les métaux lourds et le soufre) contenus dans ces essences. Par exemple pour une coupe hydrocarbures C5 – 200°C, les conditions d'opération de cette première étape se situent généralement entre 80 et 160 °C (selon le catalyseur employé) et sous une pression totale comprise entre 2 et 3,5 MPa. Les catalyseurs les plus répandus pour l'hydrogénation première étape sont à base de palladium ou de nickel.

Cette première étape produit une coupe hydrocarbures débarrassée de ses dioléfiniques mais riche en composés aromatiques et en composés mono-oléfiniques ainsi que des composés soufrés. Il convient de traiter la coupe d'hydrocarbures afin d'abaisser la teneur en composés mono-oléfiniques et soufrés avant l'étape d'extraction des aromatiques par exemple. L'hydrogénation des oléfines et la décomposition des composés soufrés fait généralement intervenir deux catalyseurs distincts : le premier permettant d'hydrogéner les mono-oléfiniques en paraffines, et le second permettant d'hydrogénolyser les composés soufrés. L'hydrogénation des mono-oléfiniques utilise par exemple des catalyseurs supportés ayant une phase active bimétallique nickel/molybdène ou nickel/tungstène sulfurés. Pour l'hydrogénolyse des composés soufrés on emploie généralement des catalyseurs supportés ayant une phase active bimétallique cobalt/molybdène sulfurés. Les composés soufrés incluent des produits de nature thiophéniques qui sont connus pour être des composés réfractaires, ce qui rend nécessaire d'imposer des conditions opératoires sévères

(température et pression d'hydrogène élevées). Par exemple pour une coupe C5 – 200°C, la réaction a lieu pour une température moyenne comprise entre 300 et 380°C, pour une pression totale entre 2,5 et 3,5 MPa.

5 Ce procédé comporte également une étape de séparation des coupes hydrogénées pour séparer la coupe C5 (destinée par exemple au pool essence) de la coupe C6 + (destinée par exemple à l'extraction des aromatiques). Cette étape est réalisée à l'aide d'une colonne de distillation, qui est également appelée "dépentaniseur" par l'homme de l'art.

Les conditions opératoires du dépentaniseur sont les suivantes :

- une pression opératoire comprise entre 0,4 et 1,0 MPa;
- 10 • une température en fond de colonne comprise entre 120 et 190°C.

La puissance de rebouillage de cette colonne représente une part importante de la consommation de vapeur du procédé d'hydrotraitement des essences de pyrolyse.

Ainsi un but de la présente invention est de proposer un procédé de traitement d'une essence de pyrolyse contenant des hydrocarbures mono-oléfiniques, dioléfiniques et soufrés
15 qui soit amélioré en termes de consommation énergétique.

Résumé de l'invention

L'invention a pour objet un procédé de traitement d'une essence de pyrolyse C5⁺ contenant des hydrocarbures mono-oléfiniques, dioléfiniques et soufrés, comprenant au moins et dans un ordre indifférent:

- 20 a) une étape où l'on hydrotraite l'essence de pyrolyse ou une coupe hydrocarbures C6⁺ issue de l'essence de pyrolyse, en présence d'hydrogène et au moins un catalyseur d'hydrotraitement à une température comprise entre 220 et 380°C de manière à produire un effluent hydrotraité;
- b) une étape où l'on sépare l'essence de pyrolyse ou l'effluent hydrotraité issu de l'étape a)
25 lorsque cette dernière est réalisée avant l'étape b), dans une colonne de séparation en une coupe hydrocarbures C5⁻ de tête et une coupe hydrocarbures C6⁺ de fond, ladite colonne de séparation comportant une section de rebouillage incluant un premier et un second échangeurs de chaleur, au moins l'un des échangeurs étant configuré pour réaliser un échange de chaleur avec une partie de la coupe de fond qui est recyclée dans

la colonne via la section de rebouillage, et dans lequel on alimente l'un des échangeurs de chaleur de la section de rebouillage avec au moins une partie de l'effluent hydrotraité de manière à fournir une partie de la chaleur nécessaire au fonctionnement de la section de rebouillage.

5 Le procédé selon l'invention répond bien à l'objectif de limiter la consommation de chaleur du procédé de traitement en réalisant une récupération d'une partie de la chaleur contenue dans l'effluent d'hydrotraitement afin de satisfaire en partie les besoins énergétiques nécessaires au fonctionnement de la colonne de séparation (dépentaniseur) en utilisant une source de chaleur interne au procédé présentant un niveau de température compatible avec
10 la température de rebouillage au fond de la colonne. Par ailleurs, il a été trouvé de façon surprenante que la récupération de chaleur pour la colonne, directement en sortie du réacteur d'hydrotraitement, permet également de limiter la consommation de chaleur et d'utilité froide au niveau de la section d'hydrotraitement, renforçant ainsi le bénéfice apporté par la baisse de la consommation de chaleur pour la colonne de séparation.

15 Dans le cadre de l'invention, on entend par le terme " C5-" désigner une coupe contenant des hydrocarbures ayant au moins 5 et moins de 5 atomes de carbone par molécule d'hydrocarbure. On entend par le terme " C5+" désigner une coupe contenant des hydrocarbures ayant au moins 5 et plus de 5 atomes de carbone par molécule d'hydrocarbure.

20 On entend par le terme " C6+" désigner une coupe contenant des hydrocarbures ayant au moins 6 et plus de 6 atomes de carbone par molécule d'hydrocarbure.

Le terme "mono-oléfine" et ses dérivés désignent des molécules d'hydrocarbure comprenant une seule double liaison carbone-carbone. Le terme "dioléfine" et ses dérivés désignent des molécules d'hydrocarbure comprenant deux double liaisons carbone-carbone.

25 De préférence l'autre échangeur de chaleur, c'est-à-dire l'échangeur de chaleur non alimenté par une partie de l'effluent hydrotraité, est alimenté avec un fluide à l'état gazeux condensable. De préférence, le fluide gazeux est de la vapeur sous pression.

Selon un premier mode de réalisation, les premier et second échangeurs de chaleur sont disposés en série de sorte que la coupe de fond qui est recyclée dans la colonne traverse
30 successivement les premier et second échangeurs de chaleur.

Alternativement, les premier et second échangeurs de chaleur sont disposés en parallèle de sorte qu'une partie de la coupe de fond recyclée dans la colonne traverse le premier échangeur de chaleur et l'autre partie de la coupe de fond recyclée dans la colonne traverse le second échangeur de chaleur.

- 5 Selon un autre mode de réalisation du procédé, on envoie la coupe de fond recyclée dans la colonne à travers l'échangeur de chaleur alimenté par un fluide gazeux condensable, on récupère un flux partiellement condensé dudit échangeur de chaleur et on envoie le flux partiellement condensé à travers l'échangeur de chaleur alimenté avec l'effluent hydrotraité de manière à vaporiser au moins partiellement ledit flux.
- 10 Selon un mode de réalisation, lorsque l'étape b) est réalisée après l'étape a), le procédé comprend une étape c) dans laquelle on envoie la coupe de fond non recyclée issue de l'étape b) dans une unité d'extraction d'hydrocarbures aromatiques.

Alternativement, lorsque l'étape b) est réalisée avant l'étape a), le procédé comprend une étape c') dans laquelle on envoie l'effluent hydrotraité (c'est-à-dire la coupe C6⁺ hydrotraitée)

- 15 dans une unité d'extraction d'hydrocarbures aromatiques.

- L'étape a) met en œuvre de préférence un catalyseur d'hydrogénation sélective des hydrocarbures mono-oléfiniques et/ou dioléfiniques. Alternativement l'étape a) met en œuvre un catalyseur d'hydrodésulfuration. Selon un mode de réalisation préféré, l'étape a) met en œuvre successivement un catalyseur d'hydrogénation sélective des mono-oléfiniques et un
- 20 catalyseur d'hydrodésulfuration. Dans ce mode de réalisation, les catalyseurs d'hydrogénation et d'hydrodésulfuration sont disposés dans un même réacteur ou dans deux réacteurs agencés en série. Il est bien entendu possible de mettre en œuvre un ou plusieurs lits successifs de catalyseurs permettant la réaction catalytique souhaitée. L'étape d'hydrotraitement peut utiliser un réacteur en lit mobile ou fixe de catalyseur, de préférence
- 25 en lit fixe. De manière préférée, l'étape a) met en œuvre un seul réacteur contenant successivement dans le sens de circulation de la charge, un lit fixe de catalyseur d'hydrogénation et un lit fixe de catalyseur d'hydrodésulfuration.

- Le procédé selon l'invention peut mettre en œuvre avant l'étape a) ou avant l'étape b) lorsque celle-ci est opérée avant l'étape a), une étape dans laquelle on hydrogène
- 30 sélectivement les hydrocarbures dioléfiniques de l'essence de pyrolyse en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrogénation, à une température comprise entre 40 à 200°C

à une pression comprise entre 1 et 8 MPa et avec une vitesse volumique horaire globale (VVH), définie comme le rapport du débit volumique de la charge d'hydrocarbures fraîche à 15°C sur le volume total de catalyseur, généralement de 1 h^{-1} à 100 h^{-1} , de manière à produire un effluent à basse teneur en hydrocarbures dioléfiniques qui est ensuite traitée dans l'étape a).

Le procédé selon l'invention peut traiter une essence de pyrolyse qui est issue d'une unité de vapocraquage.

Description détaillée de l'invention

Les autres caractéristiques et avantages de l'invention vont apparaître à la lecture de la description qui va suivre, donnée à titre uniquement illustratif et non limitatif, et en référence aux dessins parmi lesquels :

La figure 1 est une représentation du type schéma-bloc montrant les étapes d'un procédé de traitement d'une charge d'hydrocarbures de type essence de pyrolyse en C5^+ contenant des hydrocarbures mono-oléfiniques, dioléfiniques et soufrés.

La figure 2 est une représentation du type schéma-bloc montrant les étapes d'un autre procédé de traitement d'une charge d'hydrocarbures de type essence de pyrolyse en C5^+ contenant des hydrocarbures mono-oléfiniques, dioléfiniques et soufrés.

La figure 3 montre un schéma de principe du procédé selon l'invention.

La figure 4 montre la section de rebouillage de la colonne de séparation utilisée dans le procédé selon l'invention.

La figure 5 montre la section de rebouillage de la colonne de séparation utilisée dans le procédé selon l'invention selon un autre mode de réalisation.

La figure 6 montre la section de rebouillage de la colonne de séparation utilisée dans le procédé selon l'invention selon un mode de réalisation alternatif.

La figure 7 montre la section de rebouillage de la colonne de séparation utilisée dans le procédé selon l'invention selon un mode de réalisation alternatif.

- Description de la charge

Le procédé selon l'invention permet de traiter toute charge d'hydrocarbures de type essence de pyrolyse en C5+ contenant des hydrocarbures mono-oléfiniques, dioléfiniques et soufrés.

On entend par essence de pyrolyse une essence issue de divers procédés de pyrolyse tels que le vapocraquage, la viscoréduction et/ou la cokéfaction. De préférence, l'essence de pyrolyse est une essence de vapocraquage.

L'essence de pyrolyse correspond à une coupe hydrocarbonée dont la température d'ébullition est généralement comprise entre 0 et 250°C, de préférence entre 10 et 220°C. Les hydrocarbures insaturés présents dans ladite essence de pyrolyse sont en particulier des composés dioléfiniques (butadiène, isoprène, cyclopentadiène...), des composés styréniques (styrène, alpha-méthylstyrène...) et des composés indéniques (indène...).

L'essence de pyrolyse peut être une coupe C5-C12 avec des traces de C3, C4, C13, C14, C15 (par exemple entre 0,1 et 3% poids pour chacune de ces composés). Par exemple, une charge formée d'essence de pyrolyse a généralement une composition en % poids suivante: 5 à 15% poids de paraffines, 30 à 65% poids de composés aromatiques, 5 à 15% poids de mono-oléfines, 15 à 25 % poids de dioléfines, 2 à 8% poids de composés alkénylaromatiques et de 20 à 300 ppm poids de soufre (partie par million), voire jusqu'à 2000 ppm de soufre pour certaines charges difficiles.

En référence à la Figure 1, la charge d'essence de pyrolyse est introduite par le conduit 1 dans une première étape d'hydrogénation S1. L'essence de pyrolyse est mise en contact avec une phase gazeuse contenant de l'hydrogène et un catalyseur d'hydrogénation sélective. L'effluent produit par la première étape d'hydrogénation est ensuite envoyé par la conduite 2 dans une colonne de séparation (dépentaniseur) C1 configurée et opérée pour séparer en tête de la colonne une coupe hydrocarbures C5⁻ hydrogénée qui est envoyée par exemple vers le pool essence via la ligne 4. Cette étape de séparation correspond à l'étape b) du procédé qui est opérée avant l'étape a). La coupe hydrocarbures C6⁺ complémentaire soutirée en fond de la colonne C1 est introduite par la conduite 3 dans une deuxième étape d'hydrotraitement S2 (étape a) du procédé selon l'invention). De préférence la deuxième étape d'hydrotraitement S2 comprend une étape d'hydrogénation sélective suivie d'une étape d'hydrodésulfuration mettant en œuvre successivement un catalyseur d'hydrogénation sélective et un catalyseur d'hydrodésulfuration. Cette deuxième étape peut

être réalisée dans un seul réacteur contenant successivement deux lits, par exemple fixes, de catalyseur. Alternativement, on peut utiliser un premier réacteur contenant un lit de catalyseur d'hydrogénation sélective suivi (en série) d'un deuxième réacteur contenant un lit de catalyseur d'hydrodésulfuration.

- 5 La coupe $C6^+$ hydrogénée et désulfurée est envoyée par la conduite 5 vers, par exemple, une unité d'extraction des aromatiques.

En référence à la Figure 2 qui montre un autre schéma de traitement de l'essence de pyrolyse, la charge d'hydrocarbure est introduite par le conduit 1 dans la première étape d'hydrogénation S1, l'effluent partiellement hydrogéné est envoyé par la conduite 2 dans la
10 deuxième étape d'hydrotraitement S2 (étape a) réalisée avant l'étape b) de séparation. L'essence de pyrolyse hydrogénée et désulfurée issue de la deuxième étape d'hydrotraitement est introduite par la conduite 3 dans la colonne de séparation C1 (étape b) du procédé) afin de récupérer en tête par la conduite 4 la coupe $C5^-$ hydrogénée et désulfurée et en fond par la conduite 5 la coupe $C6^+$ hydrogénée et désulfurée.

- 15 De préférence la première étape d'hydrogénation sélective vise à hydrogéner en présence d'hydrogène sélectivement les composés dioléfiniques et mono-oléfiniques contenus dans l'essence de pyrolyse tout en limitant l'hydrogénation des composés aromatiques.

L'hydrogénation sélective est généralement effectuée à un ratio molaire (hydrogène)/(composés insaturés à hydrogéner) compris entre 0,5 et 10, plus
20 préférentiellement entre 0,7 et 5, et de préférence entre 1 et 2. Le débit d'hydrogène est ajusté afin d'en disposer en quantité suffisante pour hydrogéner théoriquement l'ensemble des composés polyinsaturés à l'exception des noyaux aromatiques et de maintenir un excès d'hydrogène en sortie de cette zone pour finaliser l'hydrogénation sélective des composés monooléfiniques et effectuer l'hydrodésulfuration dans la seconde étape
25 d'hydrotraitement S2.

L'hydrogénation sélective est généralement mise en œuvre à une température allant de 40 à 200°C, et de préférence allant de 60 à 180°C. La pression est de préférence comprise entre 1 et 8 MPa, et plus préférentiellement comprise entre 1,5 et 7 MPa. La vitesse volumique horaire globale (VVH), définie comme le rapport du débit volumique de la charge
30 d'hydrocarbures fraîche à 15°C sur le volume total de catalyseur présent dans la première

zone d'hydrogénation sélective, est généralement de 1 h^{-1} à 100 h^{-1} , de préférence de 1 h^{-1} à 50 h^{-1} .

De manière préférée, on effectue l'hydrogénation sélective à un ratio molaire (hydrogène)/(composés polyinsaturés à hydrogéner) généralement compris entre 1 et 2, à
5 une température généralement comprise entre 40 et 200°C , de préférence entre 60 et 180°C , à une vitesse volumique horaire (V.V.H.) comprise généralement entre 1 h^{-1} et 6 h^{-1} et à une pression généralement comprise entre $1,5 \text{ MPa}$ et 7 MPa .

Le catalyseur utilisé pour l'hydrogénation sélective est un catalyseur comprenant au moins un métal du groupe VIII (classification CAS (CRC Handbook of Chemistry and Physics, éditeur CRC press, rédacteur en chef D.R. Lide, 81ème édition, 2000-2001) correspondant
10 aux métaux des colonnes 8, 9 et 10 selon la nouvelle classification IUPAC), plus préférentiellement le palladium, le platine ou le nickel.

Le métal du groupe VIII peut être dispersé de façon homogène au sein du support ou il peut être déposé en croute à la périphérie du support (billes, extrudés). La répartition en croute
15 est bien connue de l'homme du métier et permet une meilleure sélectivité du catalyseur.

Lorsque le métal du groupe VIII est le palladium, la teneur en palladium est comprise entre $0,01$ et 2% poids de la masse du catalyseur, de préférence de $0,03$ et $0,8 \%$ en poids.

Lorsque le métal du groupe VIII est le platine, la teneur en platine est comprise entre $0,01$ et 2% poids de la masse du catalyseur, de préférence de $0,03$ et $0,8 \%$ en poids.

20 Lorsque le métal du groupe VIII est le nickel, la teneur en nickel est comprise entre 1 et 50% poids de la masse du catalyseur, de préférence entre 5 et 40% poids et plus préférentiellement entre 7 et 30% poids.

Les valeurs « % poids » se basent sur la forme élémentaire du métal du groupe VIII.

Le catalyseur comprend notamment un support poreux formé d'au moins un oxyde simple
25 choisi parmi l'alumine (Al_2O_3), la silice (SiO_2), l'oxyde de titane (TiO_2), la cérine (CeO_2) et la zircone (ZrO_2). De manière préférée, ledit support est choisi parmi les alumines, les silices et les silices-alumines. Le support poreux peut notamment se présenter sous forme d'extrudés (par exemple cylindriques, trilobés ou quadrilobes), de billes, de pastilles, ou d'agglomérats

irréguliers et non sphériques dont la forme spécifique peut résulter d'une étape de concassage. De manière très avantageuse, le support se présente sous forme d'extrudés.

La deuxième étape d'hydrotraitement S2 met en œuvre de préférence une section catalytique comprenant un catalyseur d'hydrogénation sélective (ou section d'hydrogénation sélective) et une section catalytique comprenant un catalyseur d'hydrodésulfuration (ou section d'hydrodésulfuration). L'étape d'hydrogénation sélective de la deuxième étape d'hydrotraitement, qui vise à hydrogéner les composés dioléfiniques et mono-oléfiniques encore présents dans la charge hydrocarbonée sans hydrogéner les composés aromatiques est mise en œuvre à une température généralement comprise entre 160°C et 320°C, de préférence entre 180 et 300°C, à une vitesse volumique horaire (V.V.H.) comprise généralement entre 1 h⁻¹ et 6 h⁻¹ et à une pression généralement comprise entre 1,5 MPa et 7 MPa et avec un ratio molaire (hydrogène)/(composés insaturés à hydrogéner) généralement compris entre 0,5 et 2. Le catalyseur d'hydrogénation sélective utilisé dans la deuxième étape d'hydrotraitement répond à la description faite ci-dessus et qui n'est pas reprise pour des raisons de concision.

La deuxième étape d'hydrotraitement fait intervenir une section d'hydrodésulfuration mettant en jeu un catalyseur d'hydrodésulfuration permettant, en présence d'hydrogène, l'hydrogénolyse des composés soufrés contenus dans l'essence de pyrolyse. On opère généralement à un ratio molaire (hydrogène)/(charge) compris entre 0,5 et 10, plus préférentiellement entre 0,7 et 5, et de préférence entre 1 et 2. L'hydrodésulfuration est généralement mise en œuvre à une température allant de 180 à 450°C, de préférence allant de 200 à 420°C, et de préférence allant de 220 à 380°C.

La pression est de préférence comprise entre 1 et 8 MPa, plus préférentiellement comprise entre 1,5 et 7 MPa.

La vitesse volumique horaire globale (VVH), définie comme le rapport du débit volumique de la charge fraîche à 15°C sur le volume total la zone réactionnelle, est généralement de 0,1 h⁻¹ à 80 h⁻¹, de préférence de 0,4 h⁻¹ à 40 h⁻¹ et encore plus préférentiellement comprise entre 0,5 et 5 h⁻¹.

Le catalyseur utilisé dans la zone d'hydrodésulfuration est un catalyseur connu de l'homme du métier pour un procédé d'hydrodésulfuration d'une charge d'essence de pyrolyse. Le

catalyseur d'hydrodésulfuration contient généralement au moins un métal du groupe VIB et/ou au moins un métal du groupe VIII sur un support poreux.

Le métal du groupe VIB est de préférence le molybdène ou le tungstène et le métal du groupe VIII est de préférence choisi parmi le nickel ou le cobalt. La teneur en métal du groupe VIII exprimée en oxyde est généralement comprise entre 0,5% et 15% poids, 5 préférentiellement entre 1% et 10% poids par rapport au poids total du catalyseur. La teneur en métal du groupe VIB est généralement comprise entre 1,5% et 60% poids, préférentiellement entre 3% et 50% poids par rapport au poids total du catalyseur.

Le support du catalyseur est habituellement un solide poreux, tel que par exemple une 10 alumine, une silice-alumine, de la magnésie, de la silice ou de l'oxyde de titane, seuls ou en mélange. De manière très préférée, le support est choisi parmi une alumine, une silice-alumine ou une silice.

Le support poreux peut notamment se présenter sous forme de billes, d'extrudés (par 15 exemples trilobés ou quadrilobés), de pastilles, ou d'agglomérats irréguliers et non sphériques dont la forme spécifique peut résulter d'une étape de concassage. De manière très avantageuse, le support se présente sous forme de billes ou d'extrudés.

De manière préférée, lorsque la (seconde) étape d'hydrotraitement met en œuvre un seul réacteur contenant deux lits catalytiques successifs d'hydrogénation puis d'hydrodésulfuration, celle-ci est opérée dans les conditions suivantes:

- 20 • Température comprise entre 180 à 450°C, de préférence entre 220 et 380°C;
- Pression totale comprise entre 1 et 8 MPa, de préférence entre 1,5 et 7 MPa;
- VVH global comprise entre 0,4 à 40 h⁻¹, de préférence entre 0,5 et 5 h⁻¹.

Les conditions opératoires de la colonne de séparation C1 (dépentaniseur) sont analogues pour les schémas de procédé représentés sur les figures 1 et 2. Cette colonne est opérée 25 avec une pression opératoire comprise entre 0,4 et 1,0 MPa, avec une température en fond de colonne variant entre 120 et 190°C.

La Figure 3 est un schéma détaillé d'une forme de réalisation du procédé de traitement d'une 30 essence de pyrolyse basée sur le schéma global de la figure 2. L'essence de pyrolyse provenant de la première étape d'hydrogénation sélective est introduite par la conduite 2, mélangée avec l'hydrogène comprimé apporté de la ligne 11, et éventuellement mélangée

avec un flux de recyclage de produit (détailé ci-après) amené par la conduite 12a. Le mélange hydrocarbures/hydrogène est introduit par la conduite 10 dans un échangeur charge/effluent E1 pour être portée à une température comprise entre 220 et 300°C et à une pression comprise entre 2,5 et 3,5 MPa. L'effluent chaud qui alimente l'échangeur E1 provient du réacteur d'hydrotraitement R. Le mélange hydrocarbures/hydrogène chauffé par l'échangeur E1 est introduit par la ligne 13 dans un pré-chauffeur E2 qui permet de porter la température du mélange à une température typiquement comprise entre 240 et 320°C. L'échangeur de chaleur E2 peut utiliser comme source chaude tout type de fluide, condensables ou non, ou bien mettre en œuvre une combustion d'un gaz ou d'un combustible liquide. Le mélange hydrocarbures/hydrogène issu du pré-chauffeur E2 est amené par la conduite 14 vers l'entrée du réacteur d'hydrotraitement R. Le réacteur permet de réaliser la deuxième étape d'hydrotraitement du schéma global de la figure 2. Le réacteur R comporte successivement par rapport au sens de circulation de la charge d'hydrocarbures une section d'hydrogénation sélective et une section d'hydrodésulfuration. Le réacteur R réalise d'hydrogénation sélective des dioléfinés et des mono-oléfinés non hydrogénés lors de la première étape d'hydrogénation et l'hydrogénolyse des composés organo-soufrés. Le réacteur R est ainsi équipé successivement, par rapport au sens de circulation de la charge d'hydrocarbures, d'un lit contenant du catalyseur d'hydrogénation sélective et un lit contenant du catalyseur d'hydrodésulfuration.

L'effluent hydrotraité 5 issu du réacteur R qui est à une température comprise par exemple entre 300 et 380°C est classiquement introduite par la ligne 15 dans l'échangeur charge/effluent E1 décrit ci-dessus, duquel il sort, par la conduite 16, à une température comprise généralement entre 110 et 160°C. Le flux 16 est de nouveau refroidi à l'aide d'un système échangeur/refroidisseur E3 à une température typiquement comprise entre 35 et 65°C pour permettre une condensation partielle de l'effluent hydrotraité. La ligne 17 amène l'effluent refroidi par l'échangeur E3 dans un ballon de séparation 18 afin de séparer une phase gazeuse riche en hydrogène 19, du condensat (phase liquide riche en hydrocarbures). Une partie du condensat est recyclée par la conduite 12a pour être mélangée avec la charge hydrocarbonée (ligne 2), une autre partie du condensat est recyclée via la conduite 12b pour être injectée dans le réacteur R afin de contrôler le profil thermique dans le réacteur. Une autre partie du condensat est envoyée par la conduite 20 vers un échangeur de chaleur E4. On notera que sur la figure 3, une partie de la phase gazeuse en tête du ballon de séparation 18 est évacuée par la conduite 19 pour être mélangée dans le ballon 21 avec l'hydrogène de la conduite 22 provenant par exemple de la

première étape d'hydrogénation sélective (section S1 des figures 1 et 2). Un gaz riche en hydrogène est évacué du ballon 21 par la conduite 23, puis comprimée dans le compresseur K1, puis amenée par la conduite 11 pour être mélangée avec la ligne 2.

5 Le condensat réchauffé par l'échangeur charge/effluent E4 est envoyé dans la colonne de séparation 24 par la conduite 25. La colonne 24, également appelée dépentaniseur, est opérée pour séparer en tête de colonne une coupe $C5^-$ qui est évacuée par la ligne 26, et une coupe $C6^+$ qui évacuée par le fond de la colonne via la ligne 27. La colonne de séparation 24 peut être opérée par exemple à une température en fond de colonne comprise entre 140 et 190°C et à une pression comprise entre 0,4 et 1,0 MPa. Comme indiqué sur la
10 figure 3, la tête de la colonne 24 peut comprendre un condenseur partiel E5 permettant de récupérer les hydrocarbures condensables à une température comprise entre 35 et 60°C qui sont renvoyés en tête de la colonne 24. Les gaz incondensables sont évacués par la ligne 38.

La chaleur nécessaire à la séparation de la coupe $C5^-$ de la coupe $C6^+$ est apportée par la
15 section de rebouillage B de la colonne 24 qui comprend un échangeur de chaleur (ou rebouilleur) E6 permettant de vaporiser tout ou partie du flux $C6^+$ de fond de colonne 28 qui est recyclé dans la colonne de séparation par la ligne 29. Le rebouilleur E6 de la section de rebouillage B est classiquement alimenté en chaleur à l'aide de vapeur, et par extension par tout type de fluide condensable ou non ayant un niveau de température compatible avec la
20 température de vaporisation coté procédé. Le flux, tout ou en partie vaporisé, à une température comprise généralement entre 140 et 190°C et à une pression comprise entre 0,4 et 1,0 MPa, est évacué de l'échangeur E6 par la ligne 29 et renvoyé dans la colonne de séparation 24. La partie de la coupe $C6^+$ obtenue en fond de colonne 24 qui n'est pas envoyée au rebouilleur est évacuée par la ligne 30 puis introduite dans l'échangeur
25 charge/effluent E4 dans lequel elle est refroidie. La coupe hydrocarbures $C6^+$ refroidie peut être utilisée comme charge dans une unité d'extraction d'hydrocarbures aromatiques.

Selon l'invention, en référence à la figure 3, l'effluent hydrotraité 5 issu du réacteur R est totalement ou en partie envoyé vers la section rebouillage B de la colonne 24 via la
30 conduite 31 grâce à un contrôle de débit et de pression réalisé à l'aide des vannes V1, V2 et V3. L'effluent envoyé par la conduite 31 est refroidi dans la section de rebouillage puis renvoyé par la conduite 32 dans la conduite 15. La chaleur contenue dans l'effluent en sortie du réacteur d'hydrotraitement R est fournie à la section de rebouillage afin de réduire la consommation en utilité chaude nécessaire au fonctionnement du rebouilleur.

La section de rebouillage peut présenter plusieurs configurations détaillées dans les figures 4, 5, 6 et 7.

La section de rebouillage des figures 4 et 5 comprend deux échangeurs de chaleur distincts E6A et E6B disposés en série, chacun mettant en œuvre un fluide de chauffe différent. Dans le cas de la figure 4, la coupe C6⁺ de fond de la colonne 24 qui est destinée à être recyclée dans ladite colonne est envoyée par la ligne 28 en entrée de l'échangeur E6A qui utilise comme source chaude l'effluent issu du réacteur d'hydrotraitement R apporté par la ligne 31. L'effluent subit un refroidissement et est évacué de l'échangeur E6A par la conduite 32 comme indiqué sur les figures 3 et 4. La coupe C6⁺ chauffée est ensuite conduite dans l'échangeur de chaleur E6B disposé en série après l'échangeur de chaleur E6A qui utilise comme source chaude un fluide condensable à l'état gazeux, par exemple de la vapeur d'eau surchauffée, amenée par la ligne 33. Le fluide condensable refroidi subit une condensation partielle ou totale dans l'échangeur de chaleur E6B et est évacuée par la ligne 34.

La configuration de la section de rebouillage de la figure 5 se distingue de celle de la figure 4, par le fait que l'échangeur de chaleur E6A utilise comme source chaude un fluide condensable à l'état gazeux (e.g. de vapeur d'eau surchauffée) amené par la ligne 33 tandis que l'échangeur de chaleur E6B disposé en série après l'échangeur E6A utilise comme source chaude l'effluent hydrotraité du réacteur R qui apporté par la ligne 31.

La figure 6 représente une autre configuration de la section de rebouillage B selon l'invention dans lequel les échangeurs de chaleur E6A et E6B sont disposés en parallèle, chacun mettant en œuvre un fluide de chauffe différent. Comme indiqué sur la figure 6, la coupe C6⁺ envoyée à la section de rebouillage B de la colonne de séparation 24 est séparée en deux flux 28a et 28b de débits différents alimentant respectivement les échangeurs E6A et E6B.

Selon la figure 6, l'échangeur de chaleur E6A utilise comme source chaude un fluide à l'état gazeux condensable (par exemple de la vapeur d'eau surchauffée) provenant de la ligne 33. Le fluide à l'état gazeux condensable subit une condensation partielle ou totale dans l'échangeur de chaleur E6B et est évacuée par la ligne 34. L'échangeur E6B utilise comme source chaude l'effluent hydrotraité chaud issu du réacteur d'hydrotraitement R.

La figure 7 montre une autre configuration de la section de rebouillage de la colonne de séparation selon l'invention qui repose sur le principe de vaporisation des condensats

produits par le refroidissement du fluide condensable de chauffe après passage dans un premier échangeur au moyen d'un second échangeur de chaleur.

En référence à la figure 7, le fluide condensable gazeux (e.g. vapeur d'eau surchauffée) est introduit dans la section de rebouillage B par les lignes 33 et 33a dans l'échangeur de chaleur E6a dans lequel circule également la coupe C6⁺ qui est recyclée dans la colonne de séparation. Le fluide condensable subit une condensation partielle ou totale dans l'échangeur de chaleur E6a et est évacuée par la ligne 33b. Le fluide partiellement ou totalement condensé est mis en pression à une valeur égale ou supérieure à la pression de la ligne 33a au moyen par exemple d'une pompe 35. Le fluide partiellement ou totalement condensé comprimé est envoyé par la ligne 33c à l'échangeur de chaleur E6B qui utilise comme source chaude l'effluent réactionnel issu du réacteur d'hydrotraitement R apporté par la ligne 31. L'effluent réactionnel subit un refroidissement en échangeant ses calories avec le fluide partiellement ou totalement condensé comprimé et est évacué de l'échangeur de chaleur E6B par la conduite 32. Le fluide condensé de la ligne 33c est vaporisé tout ou en partie dans l'échangeur de chaleur E6B puis est évacué par la ligne 33d. Le fluide condensable vaporisé de la ligne 33d est éventuellement introduit dans un ballon séparateur 36. Le fluide condensable vaporisé et sous pression récupéré en tête du séparateur 36 est mis à une pression équivalente à celle de la ligne 33 à l'aide de la vanne V4, puis renvoyée à la ligne 33a via la conduite 33e. Les produits incondensables du ballon séparateur 36 sont évacués par la ligne 37.

La description détaillée correspond à des modes de réalisation dans lesquels l'étape de séparation des coupes C5⁻ et C6⁺ est opérée après l'étape d'hydrotraitement de l'essence de pyrolyse, comme représenté à la figure 2. Il est rappelé que dans le cadre de l'invention, l'étape de séparation peut être réalisée avant l'étape d'hydrotraitement de sorte que seule la coupe C6⁺ est hydrotraitée tout en conservant les avantages de l'intégration thermique entre les étapes de séparation et d'hydrotraitement.

Les exemples suivants illustrent l'invention sans en limiter la portée et montrent l'amélioration apportée sur la consommation d'utilités chaudes et froides par le procédé d'hydrogénation.

Exemple 1 (comparatif)

L'exemple fait référence au procédé représenté sur la Figure 3, qui représente la (2^{ème}) étape d'hydrotraitement suivie de l'étape de séparation au moyen d'une colonne de séparation (dépentaniseur).

- 5 Les conditions opératoires choisies pour cet exemple correspondent à des conditions de fin de cycle ("End of Run" selon la terminologie anglo-saxonne). Dans ces conditions, le catalyseur présente une activité moindre nécessitant d'augmenter la température dans le réacteur d'hydrotraitement afin de maintenir les conversions souhaitées. Dans de telles conditions, la puissance des échangeurs de chaleur est employée à leur niveau maximum.
- 10 Le tableau 1 donne la composition de la charge hydrocarbonée traitée dans l'exemple 1. Il s'agit d'une coupe C5+ issue d'une unité de pyrolyse qui a subi un prétraitement dans un réacteur d'hydrogénation sélective des dioléfin.

Composition de la charge hydrocarbonée					
Paraffines/Naphtènes	Aromatiques	Mono-oléfin	Dioléfin	AlkenylAromatiques	Composés soufrés
21,19 % poids	66,86 % poids	10,40 % poids	< 1% poids	0,03 % poids	200 ppm (poids S)

Tableau 1

- La charge hydrocarbonée est envoyée dans un réacteur d'hydrotraitement comprenant, successivement dans le sens d'écoulement de la charge, un lit catalytique d'hydrogénation sélective des dioléfin et des mono-oléfin et un lit catalytique d'hydrodésulfuration.

Le catalyseur d'hydrogénation sélective est du type NiMo sur support alumine et dont les teneurs en NiO et MoO₃ sont respectivement de 11% et 8% poids par rapport au poids total du catalyseur.

- 20 Le catalyseur d'hydrodésulfuration est du type CoMo sur support alumine et dont les teneurs en CoO et MoO₃ sont respectivement de 3% et 14% poids par rapport au poids total du catalyseur.

Dans les conditions de fin de cycle, le réacteur d'hydrotraitement est opéré dans les conditions suivantes :

- 25
- P (total) = 2 MPa;
 - Vitesse Volumique Horaire (global) = 3 h⁻¹;
 - Température (entrée du réacteur) = 300°C.

L'effluent hydrotraité en sortie du réacteur est à une température d'environ 360°C.

La colonne de séparation (dépentaniseur) est mise en œuvre à une pression de 0,7 MPa et avec une température en fond de colonne de 168°C.

Le tableau 2 suivant donne les consommations énergétiques des échangeurs existants dans le procédé selon la Figure 3. Les puissances sont représentées en valeurs relatives par rapport à une base 100 et par rapport à la puissance de l'échangeur de chaleur E4. Effet la puissance de l'échangeur E4 n'est pas impactée par l'invention. Cette base sera identique pour l'exemple 2.

Le tableau 2 indique également le type d'utilité chaude ou froide utilisée par les différents échangeurs de chaleur. On peut noter dans cet exemple que l'échangeur refroidisseur E3 est constitué d'un premier échangeur de refroidissement à l'air (noté E3-A) pulsé par une soufflante propulsée par un moteur électrique, puis d'un deuxième échangeur de refroidissement utilisant de l'eau froide (noté E3-W).

Echangeur	Puissance (base 100) en unité arbitraire UA	Service	Utilité
E1	1267	Charge/Effluent	-
E2	98	Préchauffeur	Vapeur haute pression
E3-A	616	Refroidisseur à air	Electricité
E3-W	80	Refroidisseur à eau	Eau froide
E4	100	Charge/Effluent	-
E5	363	Condenseur	Eau froide
E6	473	Echangeur Charge/fluide condensable vaporisé	Vapeur moyenne pression

Tableau 2

15 **Exemple 2 (selon l'invention)**

L'exemple 2 fait référence au procédé de la figure 3 avec une section de rebouillage représenté sur la Figure 4. La charge est la même que celle de l'exemple 1 et est traitée dans les mêmes conditions opératoires pour le réacteur d'hydrotraitement et la colonne de séparation que celles décrites dans l'exemple 1.

Dans ces conditions, le catalyseur présente une activité moindre et les niveaux de températures sont les plus élevés afin de maintenir les conversions.

Dans cet exemple, l'effluent sortant du réacteur d'hydrotraitement à une température d'environ 360°C (conditions de fin de cycle) à l'état gazeux est amenée en totalité par la conduite 31 dans la section de rebouillage de la colonne de séparation qui est configurée selon la Figure 4. L'effluent refroidi ressort dans son intégralité de la section de rebouillage par la conduite 32 à une température d'environ 320°C.

Le tableau 3 indique les consommations énergétiques des échangeurs qui sont exprimées en valeurs relatives par rapport à une base 100 et par rapport à la puissance de l'échangeur E4. Effet la puissance de l'échangeur E4 n'est pas impactée par l'invention. Cette base est identique à l'exemple 1.

Echangeur	Puissance (base 100) en unités arbitraires UA	Service	Utilité	Réduction Consommation Utilités par rapport à l'Exemple 1
E1	1382	Charge/effluent		
E2	0	Préchauffeur	Vapeur haute pression	100%
E3-A	348	Refroidisseur à air	Electricité	44%
E3-W	80	Refroidisseur à eau	Eau froide	0%
E4	100	Charge/effluent		
E5	363	Condenseur	Eau froide	0%
E6A	300	Echangeur Charge/effluent		
E6B	173	Echangeur Charge/fluide condensable vaporisé	Vapeur moyenne pression	64%

Tableau 3

En comparant les tableaux 2 et 3, on note que le procédé selon l'invention permet de réduire de 64% la consommation de vapeur moyenne pression pour le rebouilleur E6B par rapport à la consommation de vapeur moyenne pression utile pour faire fonctionner le rebouilleur E6 de l'exemple 1. L'autre partie de l'énergie nécessaire au fonctionnement du rebouilleur est
5 apportée via l'échangeur charge/effluent E6A qui est alimenté avec l'effluent du réacteur d'hydrotraitement.

On observe également une meilleure récupération de chaleur au niveau de l'échangeur charge/effluent E1 qui permet de diminuer de 100% la consommation de vapeur haute pression de l'échangeur E2 et de réduire de 44% la consommation électrique de l'échangeur
10 refroidisseur à air E3-A.

Ces diminutions s'expliquent de la façon suivante :

- pour le préchauffeur E2 : dans l'exemple 1, ce préchauffeur a pour fonction de préchauffer la charge à une température de 300°C en entrée du réacteur d'hydrotraitement, afin de compléter la chaleur récupérée via l'échangeur E1. Dans
15 l'exemple 2 il est possible de supprimer la consommation de chaleur pour le préchauffeur E2, en diminuant le pincement de température et en augmentant la surface d'échange de l'échangeur E1. Ce réglage n'affecte en rien l'échangeur E6A;
- pour le refroidisseur E3-A : du fait qu'une partie de la chaleur de l'effluent du réacteur d'hydrotraitement R est récupérée au niveau du système de rebouillage de la colonne de séparation, il est nécessaire de moins refroidir cet effluent au moyen de
20 l'échangeur refroidisseur E3 avant le ballon séparateur 18.

REVENDICATIONS

1. Procédé de traitement d'une essence de pyrolyse $C5^+$ contenant des hydrocarbures mono-oléfiniques, dioléfiniques et soufrés, comprenant au moins et dans un ordre indifférent :
 - 5 a) une étape où l'on hydrotraite l'essence de pyrolyse ou une coupe hydrocarbures $C6^+$ issue l'essence de pyrolyse, en présence d'hydrogène et au moins un catalyseur d'hydrotraitement à une température comprise entre 220 et 380°C de manière à produire un effluent hydrotraité;
 - 10 b) une étape où l'on sépare, l'essence de pyrolyse ou l'effluent hydrotraité issue de l'étape a) lorsque cette dernière est réalisée avant l'étape b), dans une colonne de séparation en une coupe hydrocarbures de tête $C5^-$ et une coupe hydrocarbures de fond $C6^+$, ladite colonne de séparation comportant une section de rebouillage incluant deux échangeurs de chaleur, au moins l'un des deux échangeurs étant configuré pour réaliser un échange de chaleur avec une partie de la coupe de fond
15 qui est recyclée dans la colonne via la section de rebouillage, et dans lequel on alimente l'un des deux échangeurs de chaleur de la section de rebouillage avec au moins une partie de l'effluent hydrotraité de manière à fournir une partie de la chaleur nécessaire au fonctionnement de la section de rebouillage.
2. Procédé selon la revendication 1, dans lequel l'autre échangeur de chaleur est alimenté
20 avec un fluide à l'état gazeux condensable.
3. Procédé selon la revendication 2, dans lequel le fluide gazeux est de la vapeur sous pression.
4. Procédé selon l'une des revendications 1 à 3, dans lequel les deux échangeurs de chaleur sont disposés en série de sorte que la coupe de fond qui est recyclée dans la
25 colonne traverse successivement les premier et second échangeurs de chaleur.
5. Procédé selon l'une des revendications 1 à 3, dans lequel les deux échangeurs de chaleur sont disposés en parallèle de sorte qu'une partie de la coupe de fond recyclée dans la colonne traverse le premier échangeur de chaleur et l'autre partie de la coupe de fond recyclée dans la colonne traverse le second échangeur de chaleur.

6. Procédé selon l'une des revendications 2 ou 3, dans lequel les deux échangeurs de chaleur sont disposés en série et on envoie la coupe de fond recyclée dans la colonne à travers l'échangeur de chaleur alimenté avec un fluide à l'état gazeux condensable, on récupère un fluide condensable partiellement condensé du premier échangeur de chaleur et on envoie le fluide condensable partiellement condensé dans l'échangeur de chaleur alimenté avec l'effluent hydrotraité de manière à vaporiser au moins partiellement ledit flux et ledit flux partiellement vaporisé étant renvoyé dans l'échangeur de chaleur alimenté avec un fluide à l'état gazeux condensable.
7. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, dans lequel lorsque l'étape b) est réalisée après l'étape a), ledit procédé comprend une étape c) dans laquelle on envoie la coupe de fond non recyclée issue de l'étape b) dans une unité d'extraction d'hydrocarbures aromatiques.
8. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 6, dans lequel lorsque l'étape b) est réalisée avant l'étape a), ledit procédé comprend une étape c) dans laquelle on envoie l'effluent hydrotraité dans une unité d'extraction d'hydrocarbures aromatiques.
9. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, dans lequel l'étape a) met en œuvre un catalyseur d'hydrogénation sélective des hydrocarbures mono-oléfiniques et/ou dioléfiniques.
10. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, dans lequel l'étape a) met en œuvre un catalyseur d'hydrodésulfuration.
11. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, dans lequel l'étape a) met en œuvre successivement un lit d'un catalyseur d'hydrogénation sélective des mono-oléfiniques et un lit d'un catalyseur d'hydrodésulfuration.
12. Procédé selon la revendication 11, dans lequel l'étape a) est opérée dans un seul réacteur comprenant successivement dans le sens de circulation de la charge un lit d'un catalyseur d'hydrogénation sélective des mono-oléfiniques et un lit d'un catalyseur d'hydrodésulfuration.

13. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, dans lequel avant l'étape a) ou avant l'étape b) lorsque celle-ci est opérée avant l'étape a), on hydrogène sélectivement les hydrocarbures dioléfiniques de l'essence de pyrolyse en présence d'hydrogène et d'un catalyse d'hydrogénation à une température comprise entre 40 à 200°C à une pression comprise entre 1 et 8 MPa et avec une vitesse volumique horaire globale (VVH), définie comme le rapport du débit volumique de la charge d'hydrocarbures fraîche à 15°C sur le volume total de catalyseur, généralement de 1 h⁻¹ à 100 h⁻¹, de manière à produire un effluent à basse teneur en hydrocarbures dioléfiniques.
- 10 14. Procédé selon l'une quelconque des revendications, dans lequel l'essence de pyrolyse est issue d'une unité de vapocraquage.

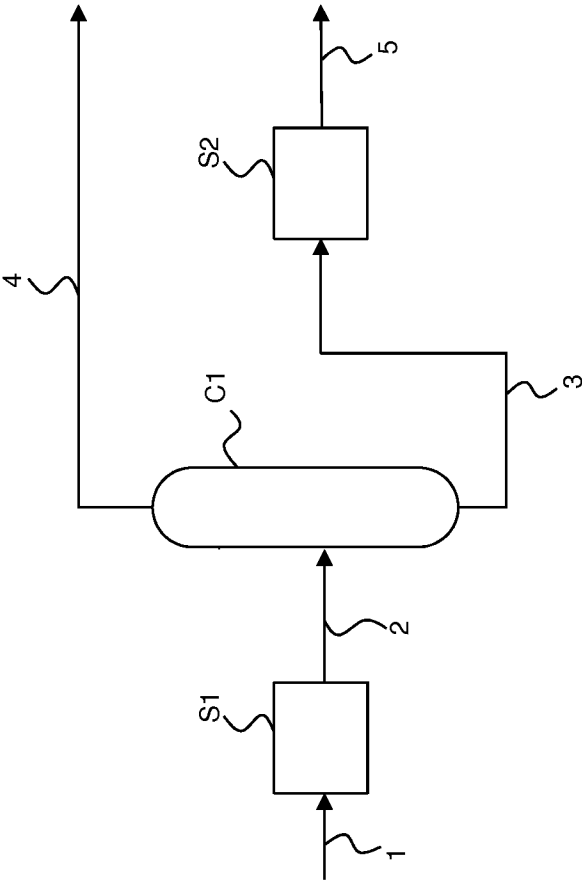


Fig. 1

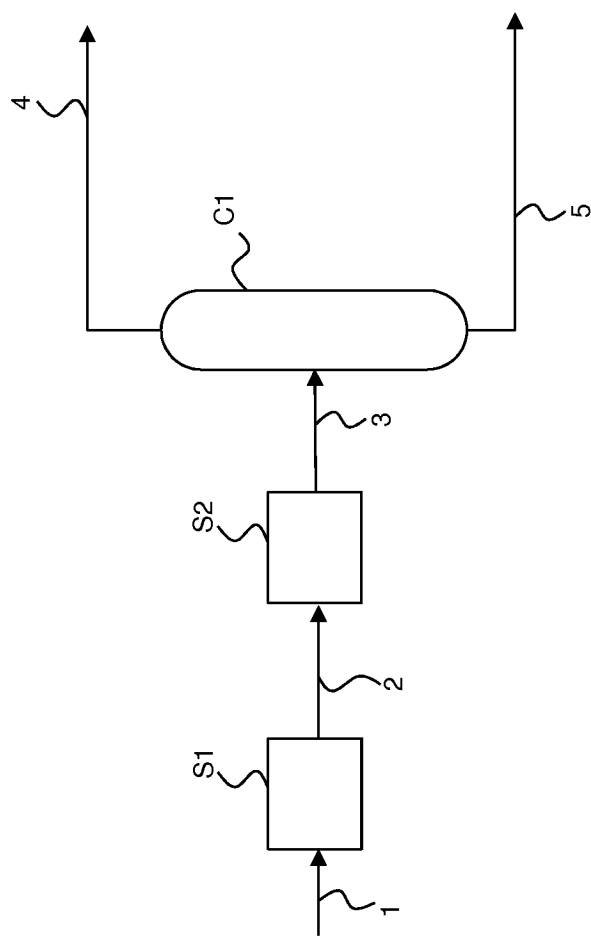


Fig. 2

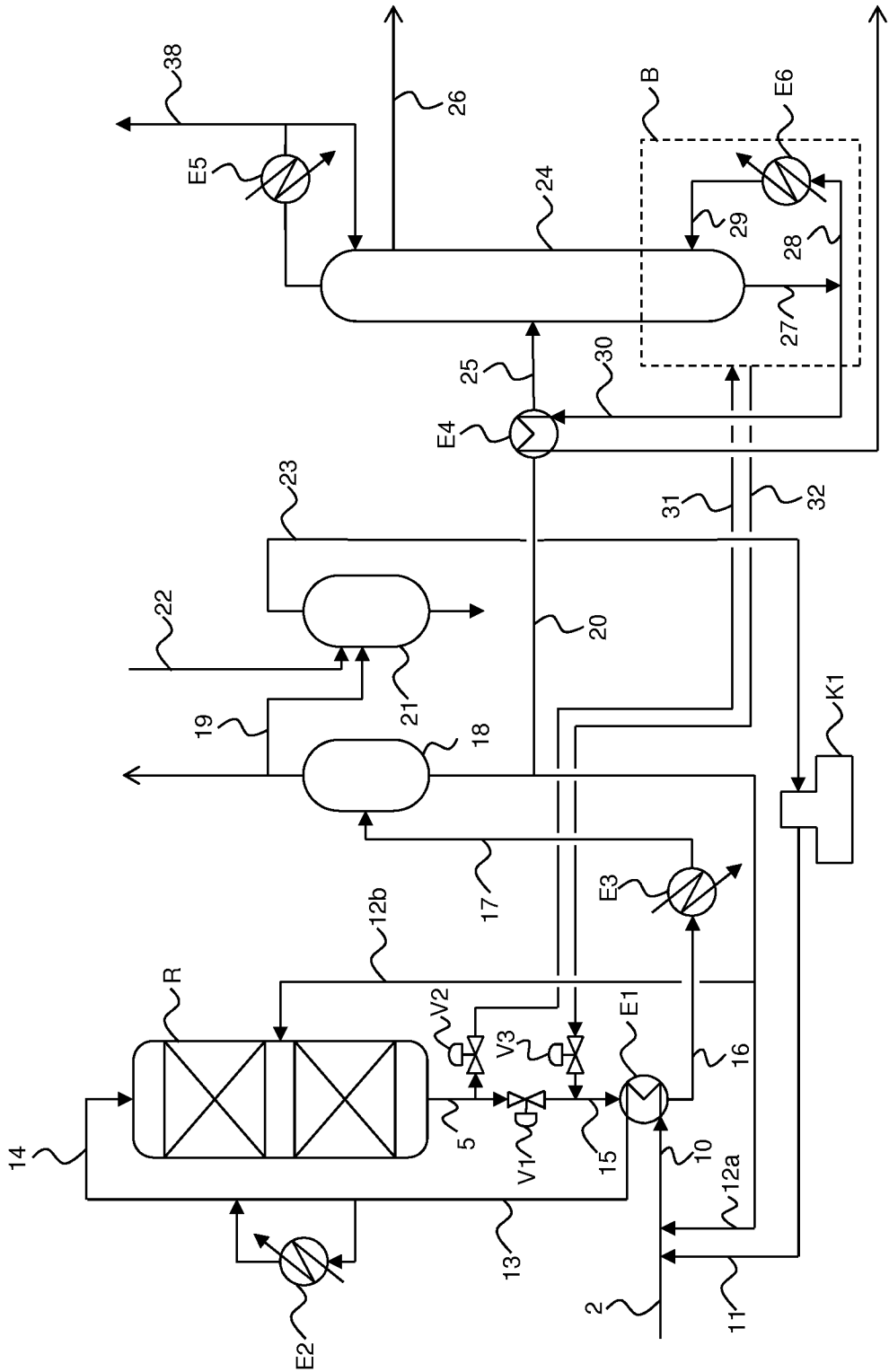


Fig. 3

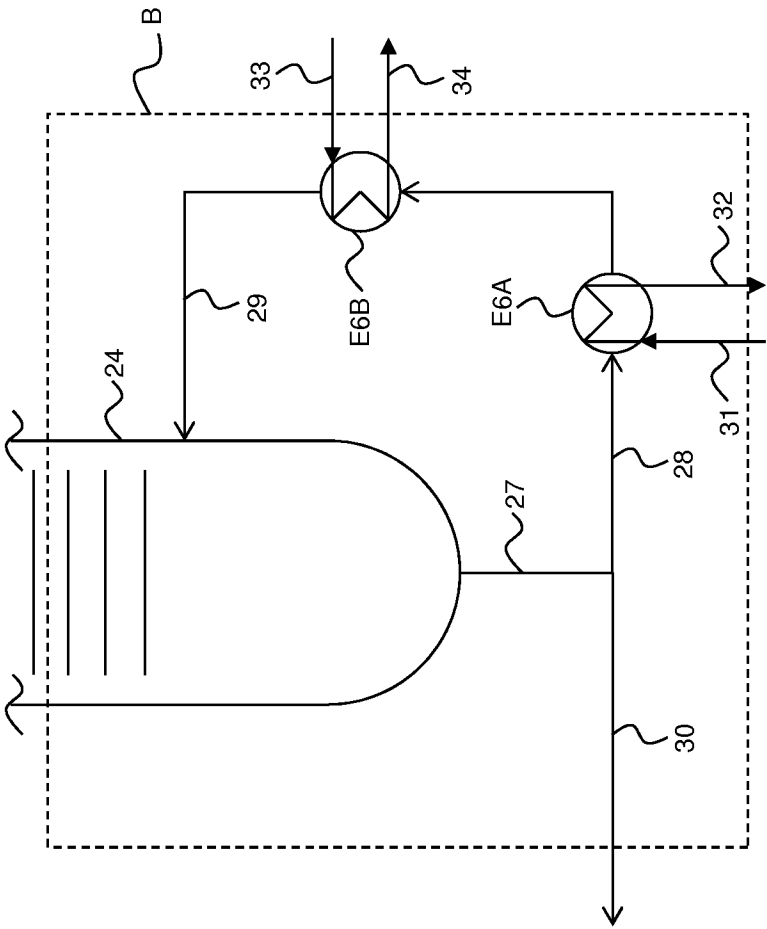


Fig. 4

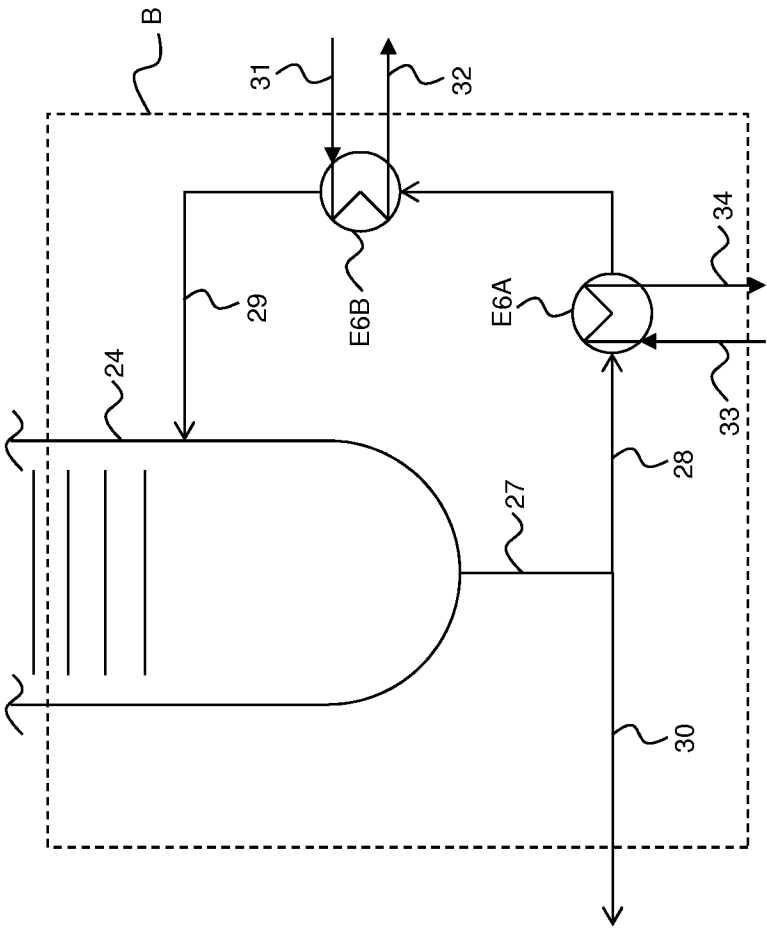


Fig. 5

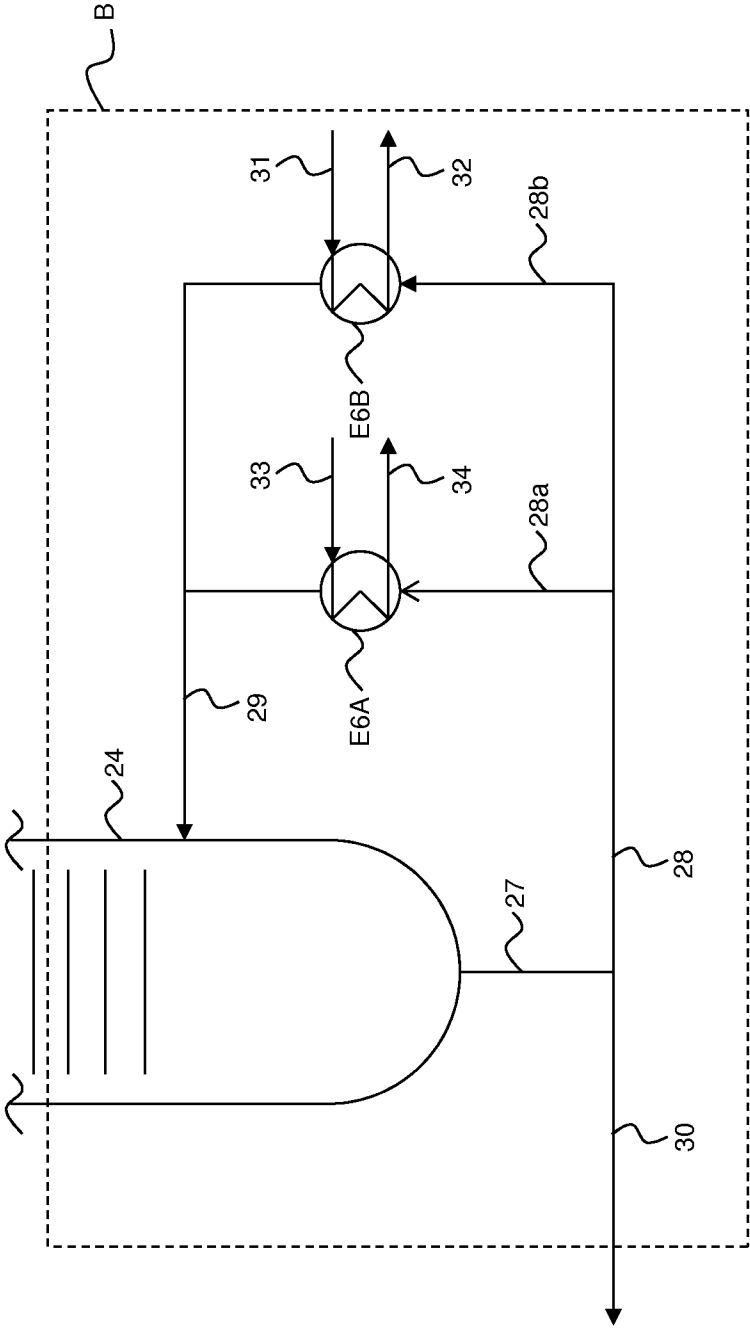


Fig. 6

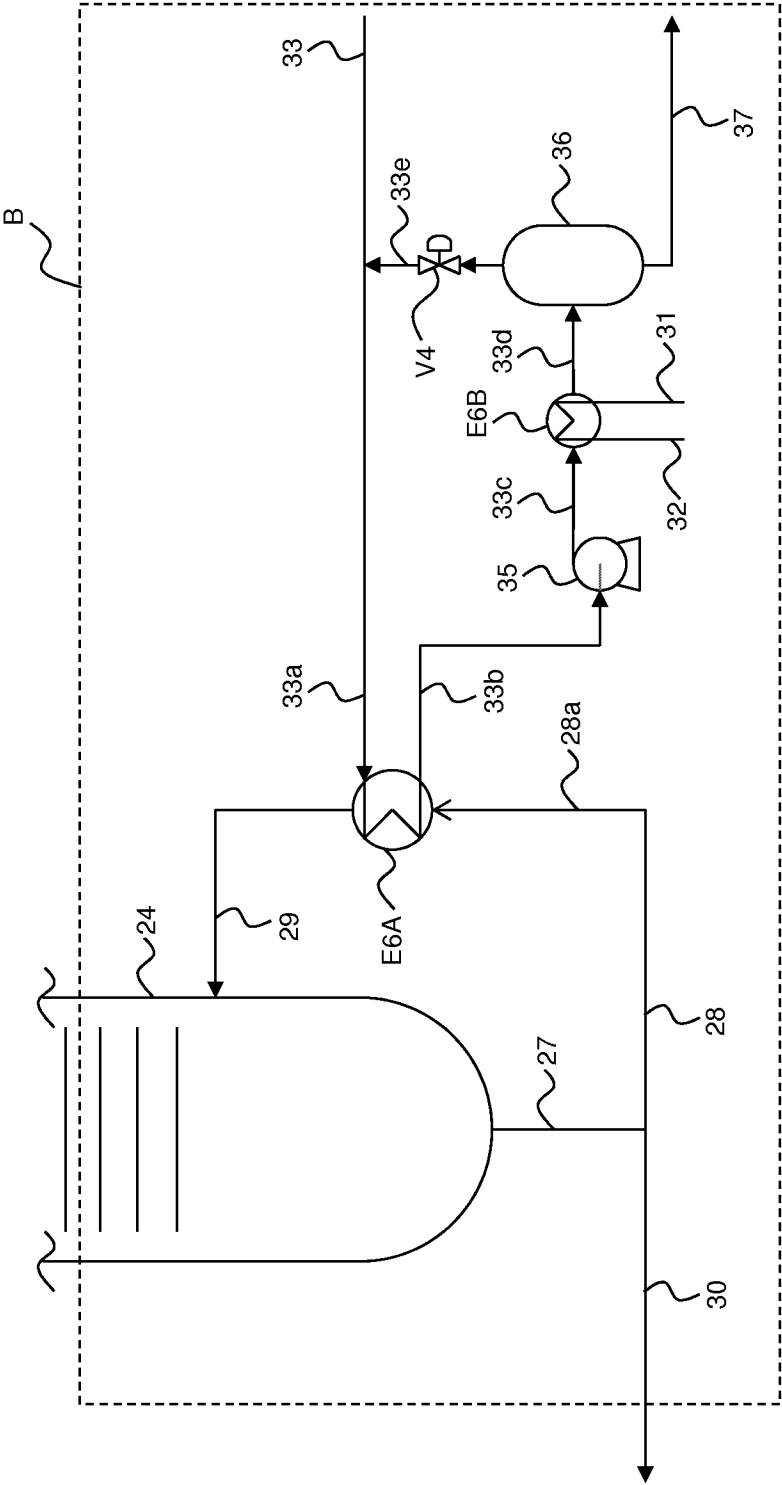


Fig. 7

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No
PCT/EP2017/071988

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

INV. C10G45/02 C10G45/32 C10G65/06 C10G7/12 C10G7/02
B01D3/42 B01D3/00 B01D3/32

ADD.

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

C10G B01D

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)

EPO-Internal, WPI Data

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	FR 2 797 639 A1 (INST FRANCAIS DU PETROLE [FR]) 23 February 2001 (2001-02-23) examples 1-3	1-14
A	----- US 2016/068764 A1 (KUMAR MANOJ [IN] ET AL) 10 March 2016 (2016-03-10) figure 1 paragraphs [0014] - [0037]	1-14
A	----- US 2015/119613 A1 (SCHMIDT ROBERT J [US] ET AL) 30 April 2015 (2015-04-30) paragraphs [0013] - [0018]; figure 1 -----	1-14



Further documents are listed in the continuation of Box C.



See patent family annex.

* Special categories of cited documents :

"A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance

"E" earlier application or patent but published on or after the international filing date

"L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)

"O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means

"P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed

"T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention

"X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone

"Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art

"&" document member of the same patent family

Date of the actual completion of the international search

27 September 2017

Date of mailing of the international search report

06/10/2017

Name and mailing address of the ISA/

European Patent Office, P.B. 5818 Patentlaan 2
NL - 2280 HV Rijswijk
Tel. (+31-70) 340-2040,
Fax: (+31-70) 340-3016

Authorized officer

Bernet, Olivier

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

Information on patent family members

International application No

PCT/EP2017/071988

Patent document cited in search report	Publication date	Patent family member(s)	Publication date
FR 2797639	A1	23-02-2001	CA 2312211 A1 19-02-2001
			DK 2169032 T3 26-11-2012
			EP 1077247 A1 21-02-2001
			EP 2169032 A1 31-03-2010
			FR 2797639 A1 23-02-2001
			JP 4686822 B2 25-05-2011
			JP 2001055584 A 27-02-2001
			KR 20010066892 A 11-07-2001
			US 2002153280 A1 24-10-2002

US 2016068764	A1	10-03-2016	CN 106715370 A 24-05-2017
			US 2016068764 A1 10-03-2016
			WO 2016036433 A1 10-03-2016

US 2015119613	A1	30-04-2015	CN 105637069 A 01-06-2016
			EP 3060628 A1 31-08-2016
			TW 201516139 A 01-05-2015
			US 2015119613 A1 30-04-2015
			WO 2015060908 A1 30-04-2015

RAPPORT DE RECHERCHE INTERNATIONALE

Demande internationale n°

PCT/EP2017/071988

A. CLASSEMENT DE L'OBJET DE LA DEMANDE INV. C10G45/02 C10G45/32 C10G65/06 C10G7/12 C10G7/02 B01D3/42 B01D3/00 B01D3/32 ADD. Selon la classification internationale des brevets (CIB) ou à la fois selon la classification nationale et la CIB		
B. DOMAINES SUR LESQUELS LA RECHERCHE A PORTE Documentation minimale consultée (système de classification suivi des symboles de classement) C10G B01D Documentation consultée autre que la documentation minimale dans la mesure où ces documents relèvent des domaines sur lesquels a porté la recherche Base de données électronique consultée au cours de la recherche internationale (nom de la base de données, et si cela est réalisable, termes de recherche utilisés) EPO-Internal, WPI Data		
C. DOCUMENTS CONSIDERES COMME PERTINENTS		
Catégorie*	Identification des documents cités, avec, le cas échéant, l'indication des passages pertinents	no. des revendications visées
X	FR 2 797 639 A1 (INST FRANCAIS DU PETROLE [FR]) 23 février 2001 (2001-02-23) exemples 1-3	1-14
A	US 2016/068764 A1 (KUMAR MANOJ [IN] ET AL) 10 mars 2016 (2016-03-10) figure 1 alinéas [0014] - [0037]	1-14
A	US 2015/119613 A1 (SCHMIDT ROBERT J [US] ET AL) 30 avril 2015 (2015-04-30) alinéas [0013] - [0018]; figure 1	1-14
☐ Voir la suite du cadre C pour la fin de la liste des documents ☒ Les documents de familles de brevets sont indiqués en annexe		
* Catégories spéciales de documents cités: "A" document définissant l'état général de la technique, non considéré comme particulièrement pertinent "E" document antérieur, mais publié à la date de dépôt international ou après cette date "L" document pouvant jeter un doute sur une revendication de priorité ou cité pour déterminer la date de publication d'une autre citation ou pour une raison spéciale (telle qu'indiquée) "O" document se référant à une divulgation orale, à un usage, à une exposition ou tous autres moyens "P" document publié avant la date de dépôt international, mais postérieurement à la date de priorité revendiquée "T" document ultérieur publié après la date de dépôt international ou la date de priorité et n'appartenant pas à l'état de la technique pertinent, mais cité pour comprendre le principe ou la théorie constituant la base de l'invention "X" document particulièrement pertinent; l'invention revendiquée ne peut être considérée comme nouvelle ou comme impliquant une activité inventive par rapport au document considéré isolément "Y" document particulièrement pertinent; l'invention revendiquée ne peut être considérée comme impliquant une activité inventive lorsque le document est associé à un ou plusieurs autres documents de même nature, cette combinaison étant évidente pour une personne du métier "&" document qui fait partie de la même famille de brevets		
Date à laquelle la recherche internationale a été effectivement achevée		Date d'expédition du présent rapport de recherche internationale
27 septembre 2017		06/10/2017
Nom et adresse postale de l'administration chargée de la recherche internationale Office Européen des Brevets, P.B. 5818 Patentlaan 2 NL - 2280 HV Rijswijk Tel. (+31-70) 340-2040, Fax: (+31-70) 340-3016		Fonctionnaire autorisé Bernet, Olivier

RAPPORT DE RECHERCHE INTERNATIONALE

Renseignements relatifs aux membres de familles de brevets

Demande internationale n°

PCT/EP2017/071988

Document brevet cité au rapport de recherche		Date de publication	Membre(s) de la famille de brevet(s)		Date de publication
FR 2797639	A1	23-02-2001	CA	2312211 A1	19-02-2001
			DK	2169032 T3	26-11-2012
			EP	1077247 A1	21-02-2001
			EP	2169032 A1	31-03-2010
			FR	2797639 A1	23-02-2001
			JP	4686822 B2	25-05-2011
			JP	2001055584 A	27-02-2001
			KR	20010066892 A	11-07-2001
			US	2002153280 A1	24-10-2002

US 2016068764	A1	10-03-2016	CN	106715370 A	24-05-2017
			US	2016068764 A1	10-03-2016
			WO	2016036433 A1	10-03-2016

US 2015119613	A1	30-04-2015	CN	105637069 A	01-06-2016
			EP	3060628 A1	31-08-2016
			TW	201516139 A	01-05-2015
			US	2015119613 A1	30-04-2015
			WO	2015060908 A1	30-04-2015
