



FASCICULE DE BREVET EUROPEEN

(45) Date de publication et mention
de la délivrance du brevet:
25.03.2020 Bulletin 2020/13

(51) Int Cl.:
C10G 45/58 ^(2006.01) **C10L 1/06** ^(2006.01)
C10G 7/00 ^(2006.01)

(21) Numéro de dépôt: **15719168.5**

(86) Numéro de dépôt international:
PCT/EP2015/058498

(22) Date de dépôt: **20.04.2015**

(87) Numéro de publication internationale:
WO 2015/165763 (05.11.2015 Gazette 2015/44)

(54) **PROCÉDÉ DE PRODUCTION D'ESSENCE COMPRENANT UNE ÉTAPE D'ISOMERISATION
SUIVIE D'AU MOINS DEUX ÉTAPES DE SÉPARATION**

**BENZINHERSTELLUNGSVERFAHREN MIT EINEM ISOMERISIERUNGSSCHRITT GEFOLGT VON
MINDESTENS ZWEI TRENNUNGSSCHRITTEN**

**PETROL PRODUCTION METHOD COMPRISING AN ISOMERISATION STEP FOLLOWED BY AT
LEAST TWO SEPARATION STEPS**

(84) Etats contractants désignés:
**AL AT BE BG CH CY CZ DE DK EE ES FI FR GB
GR HR HU IE IS IT LI LT LU LV MC MK MT NL NO
PL PT RO RS SE SI SK SM TR**

(30) Priorité: **29.04.2014 FR 1453841**

(43) Date de publication de la demande:
08.03.2017 Bulletin 2017/10

(73) Titulaire: **AXENS**
92508 Rueil-Malmaison Cedex (FR)

(72) Inventeurs:
• **PIGOURIER, Jérôme**
92190 Meudon (FR)
• **PREVOST, Isabelle**
92500 Rueil Malmaison (FR)
• **WATRIPONT, Laurent**
92500 Rueil-Malmaison (FR)
• **MARTIN, Pierre-Yves**
92500 Rueil-Malmaison (FR)

(74) Mandataire: **IFP Energies nouvelles**
Département Propriété Industrielle
Rond Point de l'échangeur de Solaize
BP3
69360 Solaize (FR)

(56) Documents cités:
FR-A1- 2 828 205 US-A- 2 905 619
US-A- 3 060 116 US-A- 3 131 235

US-A- 5 994 607

- **BODO LINNHOFF: "Use pinch analysis to knock down capital costs and emissions", CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS, AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS, NEW YORK, NY, US, 1 août 1994 (1994-08-01), pages 32-57, XP002384825, ISSN: 0360-7275**
- **LINNHOFF B ET AL: "Overall site optimisation by Pinch Technology", CHEMICAL ENGINEERING RESEARCH AND DESIGN, PART A, INSTITUTION OF CHEMICAL ENGINEERS, XX, vol. 75, 1 décembre 1997 (1997-12-01), pages S138-S144, XP025678637, ISSN: 0263-8762, DOI: 10.1016/S0263-8762(97)80011-1 [extrait le 1997-12-01]**
- **LINNHOFF B: "PINCH ANALYSIS - A STATE-OF-THE-ART OVERVIEW", CHEMICAL ENGINEERING RESEARCH AND DESIGN, PART A, INSTITUTION OF CHEMICAL ENGINEERS, XX, vol. 71, 1 janvier 1993 (1993-01-01), pages 503-522, XP009051883, ISSN: 0263-8762**
- **E Hindmarsh ET AL: "The pinch design method for heat exchanger networks", Chem. Eng. Sci, 31 mai 1983 (1983-05-31), pages 745-763, XP055140145, Extrait de l'Internet: URL: http://ac.els-cdn.com/0009250983801857/1-s2.0-0009250983801857-main.pdf?_tid=0fa9a626-4fad-11e5-8e2d-00000aacb35f&acdnat=1441004224_8b675aa6df2847f49b4d26c0c8b4405c [extrait le 2014-09-15]**

Il est rappelé que: Dans un délai de neuf mois à compter de la publication de la mention de la délivrance du brevet européen au Bulletin européen des brevets, toute personne peut faire opposition à ce brevet auprès de l'Office européen des brevets, conformément au règlement d'exécution. L'opposition n'est réputée formée qu'après le paiement de la taxe d'opposition. (Art. 99(1) Convention sur le brevet européen).

- | | |
|--|--|
| <ul style="list-style-type: none">• LINNHOFF B ET AL: "THE PINCH DESIGN METHOD FOR HEAT EXCHANGER NETWORKS", CHEMICAL ENGINEERING SCIENCE, OXFORD, GB, vol. 38, no. 5, 1 janvier 1983 (1983-01-01), pages 745-763, XP009051862, ISSN: 0009-2509, DOI: 10.1016/0009-2509(83)80185-7 | <ul style="list-style-type: none">• LINNHOFF B ET AL: "INTEGRATION OF A NEW PROCESS INTO AN EXISTING SITE: A CASE STUDY IN THE APPLICATION OF PINCH TECHNOLOGY", JOURNAL OF ENGINEERING FOR GAS TURBINES AND POWER, ASME, NEW YORK, NY, US, vol. 113, 1 avril 1991 (1991-04-01), pages 159-169, XP009051617, ISSN: 0742-4795 |
|--|--|

Description**DOMAINE DE L'INVENTION**

5 **[0001]** L'invention concerne le domaine de la production d'essence à haut indice d'octane. Les naphas issus de la distillation atmosphérique du pétrole sont habituellement principalement constitués d'hydrocarbures comprenant de 5 à 10 atomes de carbone (coupes C5-C10). Ces naphas sont généralement fractionnés en une coupe naphta léger (coupe C5-C6) et une coupe naphta lourd (C7-C10). La coupe naphta lourd est habituellement envoyée dans un procédé de reformage catalytique. La coupe naphta léger qui comprend essentiellement des hydrocarbures à 5 ou 6 atomes de carbones (C5 et C6) mais peut comprendre en sus des hydrocarbures à 4 ou 7 voire 8 atomes de carbones (C4, C7, C8) est généralement isomérisée afin d'augmenter la proportion d'hydrocarbures ramifiés qui présentent un indice d'octane plus élevé que les hydrocarbures linéaires.

10 **[0002]** L'isomérat et le reformat obtenus sont ensuite envoyés au pool essence avec d'autres bases ou additifs (essence de craquage catalytique, alkylats, etc...). Compte tenu de la diminution progressive de la teneur maximale en composés aromatiques autorisée dans les essences (inférieur à 35% volume dans la spécification euro 5 par exemple), et des teneurs en aromatiques importantes des essences de reformage catalytique, les isomérats qui ne contiennent pas de composés aromatiques, prennent une importance croissante dans le pool essence.

15 **[0003]** Il est donc important de disposer de procédés d'isomérisation performants, tant en terme de rendement que d'indice d'octane. Ces procédés doivent également être économiquement intéressants en termes de niveau d'investissement et de coûts opératoire. Il est donc important d'optimiser le fonctionnement tant de la section réactionnelle d'isomérisation que des sections de fractionnement de la charge ou de l'effluent.

EXAMEN DE L'ART ANTERIEUR

25 **[0004]** Le brevet FR 2 828 205 décrit un procédé d'isomérisation d'une coupe C5-C8 dans lequel ladite coupe est fractionnée en une coupe C5-C6 et une coupe C7-C8 qui sont chacune isomérisées séparément dans des conditions spécifiques à chaque coupe.

30 **[0005]** Le brevet US 2,905,619 décrit un procédé d'isomérisation dans lequel la coupe C5-C6 issue d'une coupe essence est séparée en différentes fractions qui sont isomérisées dans deux sections d'isomérisation opérées dans des conditions spécifiques.

35 **[0006]** Le brevet US 7,223,898 décrit un procédé d'isomérisation ne comprenant dans leur section de fractionnement qu'une stabilisation ou stripage et un déisohéxaniseur produisant 2 à 4 coupes différentes. Ces schémas de procédés ne comprennent pas de déisopentaniseur (DiP) et/ou dépentaniseur (DP). Le brevet GB 1,056,517 décrit un procédé d'isomérisation d'une coupe C5-C6 comprenant un déisopentaniseur (DiP), une isomérisation de la coupe appauvrie en isopentane (ISOM), une séparation de l'effluent isomérisé permettant de récupérer le n-pentane (DP) qui est recyclé avec la charge à l'entrée du déisopentaniseur et une séparation des hydrocarbures en C6 ramifiés (deisohéxaniseur, DiH) permettant de récupérer des hydrocarbures en C6 ramifiés à haut indice d'octane, le complément étant recyclé au réacteur d'isomérisation. Ce schéma DiP/ISOM/DP/DiH correspond à la figure 1 (selon l'art antérieur de cette demande).

40 **[0007]** Le brevet US 3,131,235 décrit un procédé d'isomérisation d'une charge contenant des hydrocarbures comprenant 5 ou 6 atomes de carbone.

DESCRIPTION SOMMAIRE DES FIGURES**[0008]**

45 La figure 1 représente un schéma du procédé selon l'art antérieur le plus proche. Ce schéma fait apparaître la colonne du dé-isopentaniseur [3], la section réactionnelle d'isomérisation [1], la colonne de stabilisation [2], la colonne du dé-pentaniseur [4] et la colonne de dé-isohéxaniseur [5].

Ces numéros sont conservés sur les figures selon l'invention pour désigner les mêmes équipements.

50 La figure 2 représente le procédé selon l'invention dans lequel le bloc noté (3+4) représente la première étape de séparation, et le bloc [5] la seconde étape de séparation.

55 La figure 3 représente le procédé selon l'invention dans laquelle les colonnes [3] et [4] s'enchaînent en série.

La figure 4 représente un procédé pas selon l'invention dans lequel les colonnes [3] et [4] sont regroupées en une seule colonne [3] permettant un fractionnement en 3 coupes.

La figure 5 représente un procédé pas selon l'invention dans lequel les colonnes [3] et [4] se présentent dans l'ordre inverse, c'est-à-dire que c'est le flux de tête de la colonne [4] qui alimente la colonne [3].

La figure 6 représente un exemple d'intégration thermique entre le condenseur d'une première colonne et le rebouilleur d'une autre colonne.

[0009] Les équipements sont notés par des numéros entre crochets et les flux par des numéros entre parenthèses. Les numéros des conduites véhiculant les flux sont les mêmes que ceux des flux véhiculés.

DESCRIPTION SOMMAIRE DE L'INVENTION

[0010] L'invention concerne le domaine de la production d'essence à haut indice d'octane. Les naphas issus de la distillation atmosphérique du pétrole sont habituellement principalement constitués d'hydrocarbures comprenant de 5 à 10 atomes de carbone (coupe C5-C10).

[0011] Le procédé selon la présente invention traite une charge de type naphta léger et préférentiellement une coupe C5 et C6 (coupe d'hydrocarbures comprenant 5 ou 6 atomes de carbone), et vise à maximiser les molécules ramifiées par rapport aux molécules linéaires (ou normales). Toutefois ces charges peuvent éventuellement comprendre d'autres hydrocarbures, par exemple des hydrocarbures comprenant 4 ou 7, voire 8 atomes de carbone (coupes C4, C7, C8). On cherchera toutefois de préférence à limiter la quantité de ces hydrocarbures via par exemple une séparation préalable.

[0012] Pour ce qui concerne les hydrocarbures en C4, ils peuvent aussi être en grande partie séparés dans la colonne de stabilisation [2],

[0013] Le procédé selon l'invention s'applique plus particulièrement aux charges dont la teneur en iso pentane est inférieure à 25% et préférentiellement inférieure à 20%.

[0014] Le procédé selon l'invention comprend une section d'isomérisation [1], une stabilisation de l'effluent isomérisé [2] (notée STAB), une séparation de l'iso-pentane (notée DiP), une séparation du n-pentane (notée DP), (représentées par le bloc 3+4) et une séparation des produits restant, notamment des composés ramifiés en C6 (notée DiH) (représenté par le bloc 5), selon la séquence ISOM/ST AB/DiP/DP/DiH.

[0015] Dans une variante pas selon l'invention, la séparation de l'iso-pentane et du n-pentane peut également être effectuée dans une même colonne permettant un fractionnement en 3 coupes selon la séquence ISOM/STAB/DiP/DiH selon la figure 4.

[0016] Le procédé selon l'invention se distingue donc du procédé selon l'art antérieur (figure 1) en ce qu'il comprend la séparation successive de l'iso-pentane, du n-pentane et des composés ramifiés en C6 dans cet ordre selon la figure 3, ou la séparation simultanée du n-pentane et de l'iso-pentane dans une même colonne de fractionnement selon la figure 4, suivie de la séparation des composés ramifiés en C6, ou encore la séparation d'une coupe C5, puis celle du n-pentane et de l'iso-pentane et celle des composés ramifiés en C6 selon la figure 5.

[0017] Dans le procédé selon l'invention, lesdites séparations sont toutes situées en aval de la section d'isomérisation [1], et plus précisément en aval de la colonne de stabilisation [2], contrairement aux procédés de l'art antérieur qui ne présentent qu'une seule colonne de DiH (dé-isohexaniseur), ou 3 colonnes de fractionnement, mais avec la colonne DiP (dé-isopentaniseur) située en amont de la section d'isomérisation selon le schéma de la figure 1.

[0018] De façon plus précise, la présente invention peut se décrire comme un procédé d'isomérisation d'un naphta léger, ou préférentiellement d'une coupe essentiellement C5-C6, le dit procédé comprenant les étapes de séparation comme décrit dans la revendication 1.

DESCRIPTION DETAILLEE DE L'INVENTION

[0019] Dans le procédé selon l'invention, la charge (10) est généralement constituée par un naphta léger, préférentiellement une coupe C5-C6, pouvant éventuellement contenir des hydrocarbures plus lourds. Cette charge est envoyée dans une section d'isomérisation catalytique [1], puis l'effluent (11) est fractionné dans une section de fractionnement comprenant les étapes suivantes :

- une stabilisation [2] de l'effluent isomérisé qui consiste à séparer en tête les composés plus légers que les pentanes (flux 13), et en fond un effluent stabilisé (12)
- une première étape de séparation par distillation (bloc 3+4) permettant de séparer les hydrocarbures à 5 atomes de carbone des composés plus lourds envoyés vers la seconde section de séparation [5]. Cette première étape de séparation consiste à produire les 3 coupes suivantes : a) une coupe enrichie en iso-pentane (15) qui est un premier produit du procédé, b) une coupe enrichie en n-pentane (16) qui est recyclée à la section réactionnelle [1], et c) une coupe enrichie en hydrocarbures plus lourds que les pentanes (17) qui est dirigée vers une deuxième étape de

séparation [5],

- une deuxième étape de séparation [5] consistant en une colonne de séparation dont les produits de tête et de fond sont les produits de l'unité, à savoir un flux de tête (19) riche en composés ramifiés en C6, un flux de fond (18), et une coupe intermédiaire (20) enrichie en n-hexane, prélevée en soutirage latéral qui est recyclée à la section réactionnelle [1].

[0020] La coupe enrichie en iso-pentane (15) issue de la première étape de séparation ainsi que les flux de tête (19) et de fond (18) issus de la deuxième étape de séparation peuvent éventuellement ensuite être mélangés pour fournir le ou les produits du procédé.

Description de la figure 1 selon l'art antérieur:

[0021] La figure 1 montre le schéma de procédé selon l'art antérieur qu'on peut considérer comme le plus proche de la présente invention.

[0022] La charge (10) est amenée dans un dé-isopentaneur [3] qui permet de sortir en tête un flux d'isopentane (15). Le flux de fond (14) du dé-isopentaneur [3] est envoyé à la section réactionnelle d'isomérisation [1] par la conduite 14.

[0023] Les conditions opératoires de la section réactionnelle [1] sont choisies de façon à favoriser la transformation des n-paraffines de faible indice d'octane (n-pentane, n-hexane) vers des iso-paraffines d'indices d'octane plus élevés (isopentane, 2,2-diméthylbutane, 2,3-diméthylbutane, 2-méthylpentane, 3-méthylpentane).

[0024] La section réactionnelle d'isomérisation [1] est généralement opérée en présence d'un catalyseur acide.

[0025] L'effluent de la section d'isomérisation [1], une fois stabilisé par séparation des composés légers (13) dans la colonne de stabilisation [2] est dirigé via la conduite (12) vers un dé-pentaneur [4]. Le flux de tête (16) du dé-pentaneur [4] est recyclé à la colonne [3] du dé-isopentaneur.

[0026] Le recyclage du n-pentane, produit de tête du dé-pentaneur [4], via la conduite 16 vers le dé-isopentaneur [3], permet d'accroître la proportion de n-pentane isomérisé dans la section d'isomérisation [1], et par conséquent d'obtenir des produits d'indices d'octane plus élevés.

[0027] Le flux (16) peut être recyclé vers le dé-isopentaneur [3], soit en l'introduisant seul directement dans le dé-isopentaneur [3] (selon la figure 1), soit en mélange avec la charge 10 (non représenté). Le flux (16) contient également de l'isopentane formé dans la section d'isomérisation qui est séparé dans le dé-isopentaneur [3].

[0028] Les produits (18) et (19) sont issus respectivement du fond et de la tête du dé-isohexaneur [5] qui est alimenté par le flux de fond (17) issu du dé-pentaneur [4]. L'isopentane est sensiblement absent de ces deux flux, étant essentiellement présent dans le flux 15.

[0029] Le procédé de la figure 1 présente l'inconvénient de mélanger un fluide enrichi en isopentane recyclé via la conduite (16) avec la charge (10) issue de la conduite 10, soit avant son admission dans le dé-isopentaneur [3], soit, comme représenté sur la figure 1, à l'intérieur dudit dé-isopentaneur [3].

[0030] Ce mélange entraîne des coûts d'investissement et d'opération significatifs puisqu'il est nécessaire ensuite de séparer à nouveau cet isopentane lors de la séparation isopentane/n-pentane du dé-isopentaneur [3], et lors de la séparation n-pentane/composés plus lourds du dé-pentaneur [4]. Ceci est plus particulièrement pénalisant lorsque la charge contient peu d'iso-pentane. Le procédé selon l'invention permet entre autre de contourner ce problème.

Description des figures (figures 2,3,4 et 5)

[0031] Dans sa forme la plus générale, le procédé selon l'invention comprend :

- a) une section d'isomérisation catalytique [1] opérée dans les conditions décrites plus loin,
- b) une stabilisation de l'effluent isomérisé (11) dans une colonne de stabilisation [2] qui consiste à séparer en tête les composés plus légers que les pentanes, et en fond un effluent stabilisé (12),
- c) une première étape de séparation réalisée dans le bloc de distillation (3+4) permettant de séparer les hydrocarbures à 5 atomes de carbone des composés plus lourds envoyés vers la seconde section de séparation. Cette première étape de séparation consiste, par l'utilisation d'une ou deux colonnes de fractionnement, à produire les 3 coupes suivantes :
 - une coupe enrichie en iso-pentane qui est un produit du procédé (15),
 - une coupe enrichie en n-pentane (16) qui est recyclée à la section réactionnelle [1] et,
 - une coupe enrichie en hydrocarbures plus lourds que les pentanes (17), qui est dirigée vers la deuxième étape

de séparation [5].

[0032] Une deuxième étape de séparation [5] qui est réalisée au moyen d'un dé-isohexaniseur consistant en une colonne de séparation dont le produit de tête (19) est riche en composés ramifiés en C6, et dont une coupe intermédiaire (20) enrichie en n-hexane, prélevée en soutirage latéral, est recyclée à la section réactionnelle [1]. Le flux enrichi en iso-pentane (14), le produit de fond (18) et le produit de tête (19) peuvent être mélangés pour constituer le ou les produits du procédé.

[0033] La réaction d'isomérisation est effectuée sur catalyseurs étant constitués d'un support en alumine de haute pureté renfermant de préférence 2 à 10 % en poids de chlore, de 0,1 à 0,40 % en poids de platine, et éventuellement d'autres métaux. Ces catalyseurs sont mis en œuvre avec une vitesse spatiale de 1 à 4 h⁻¹.

[0034] Le maintien du taux de chloration du catalyseur nécessite généralement l'appoint en continu d'un composé chloré comme le tétrachlorure de carbone injecté en mélange avec la charge à une concentration allant de 50 à 600 parties par million en poids.

[0035] Les catalyseurs d'isomérisation peuvent être préférentiellement compris dans le groupe constitué par :

- les catalyseurs supportés, le plus souvent par un support minéral, typiquement un oxyde (par exemple un oxyde d'aluminium ou de silicium ou leur mélange), et contenant au moins un halogène et un métal du groupe VIII.
- les catalyseurs zéolithiques contenant au moins un métal du groupe VIII
- les catalyseur de type Friedel et Crafts,
- les catalyseurs acides ou super acides, par exemple de type hétéropolyanions (HPA) sur zircone, les oxydes de tungstène sur zircone, les zircons sulfatés.

[0036] La réaction d'isomérisation se déroule à une température comprise entre 110 et 240 °C, à une pression, comprise entre 2 et 35 bars (1bar = 0,1MPa), et avec un faible rapport molaire hydrogène/hydrocarbures, compris entre 0,1/1 et 1/1.

[0037] Les catalyseurs sont constitués d'un support en alumine de haute pureté renfermant de 2 à 10 % en poids de chlore, de 0,1 à 0,40 % en poids de platine et éventuellement d'autres métaux.

[0038] Ils peuvent être mis en œuvre avec une vitesse spatiale comprise entre 1 à 4 h⁻¹.

[0039] Le maintien du taux de chloration du catalyseur nécessite généralement l'appoint en continu d'un composé chloré comme le tétrachlorure de carbone injecté en mélange avec la charge à une concentration de préférence comprise entre 50 et 600 parties par million en poids.

[0040] D'autres catalyseurs présentant une acidité comparable à ces catalyseurs peuvent également être utilisés.

[0041] Dans le procédé selon l'invention, la charge est envoyée à la section d'isomérisation [1] via la conduite 10.

[0042] Les conditions de la section d'isomérisation [1] sont choisies de façon à favoriser la transformation des n-paraffines de faible indice d'octane (n-pentane, n-hexane) vers des iso-paraffines d'indices d'octane plus élevés (iso-pentane, 2,2-diméthylbutane, 2,3-diméthylbutane, 2-méthylpentane, 3-méthylpentane).

[0043] L'effluent de la section d'isomérisation (11), une fois stabilisé par séparation des composés légers dans la colonne de stabilisation [2] est ensuite dirigé via la conduite (12) vers un dé-isopentaniseur [3] de façon à récupérer en tête, via la conduite (15), un flux enrichi en isopentane et en fond via la conduite (14) un fluide appauvri en isopentane.

[0044] Les conditions de fractionnement du dé-isopentaniseur [3] sont de préférence telles que le taux de récupération d'isopentane en tête (débit d'isopentane en tête du dé-isopentaniseur divisé par le débit d'isopentane dans la charge du dé-isopentaniseur) est typiquement supérieur à 70%. La teneur en n-pentane dans le produit de tête (15) est alors typiquement inférieure à 15% poids, de préférence inférieure à 10% poids.

[0045] Le fond du dé-isopentaniseur [3] est dirigé via la conduite (14) vers un dé-pentaniseur [4] de façon à récupérer en tête (flux 16) un fluide enrichi en n-pentane et contenant peu d'isopentane, qui est recyclé à la section de réaction d'isomérisation [1] via la conduite (16). On récupère en fond via la conduite (17), un flux (17) contenant principalement des hydrocarbures à 6 atomes de carbones ou plus (coupe C6+) qui alimente le dé-isohexaniseur [5].

[0046] Le dé-isohexaniseur [5] consiste en une colonne de séparation dont le produit de tête (19) est riche en composés ramifiés en C6, et dont une coupe intermédiaire (20) enrichie en n-hexane, prélevée en soutirage latéral, est recyclée à la section réactionnelle [1].

[0047] Le flux enrichi en iso-pentane (14), le produit de fond du de-isohexaniseur [5], et le produit de tête du de-isohexaniseur (19) peuvent être mélangés pour constituer le ou les produits du procédé.

[0048] Le dimensionnement de la colonne de fractionnement [4] et les conditions de fractionnement sont de préférence telles que le taux global de récupération en n-pentane (débit de n-pentane en tête de dé-pentaniseur [4] divisé par le débit de n-pentane en sortie de la section de réaction d'isomérisation [1] est typiquement supérieur à 80%. La teneur en hydrocarbures à 6 atomes de carbone ou plus en tête du dé-pentaniseur [4] est typiquement inférieure à 15%, de préférence inférieure à 10% poids.

[0049] Par rapport à l'état de l'art illustré sur la figure 1, cette première variante diminue la consommation énergétique

du procédé car l'isopentane produit dans le réacteur d'isomérisation [1] n'est vaporisé qu'une seule fois avant d'être exporté, et le de-isopentaniseur [3] fractionne une coupe C5 enrichie en iC5, ce qui facilite ladite séparation.

[0050] Selon une deuxième variante du procédé pas selon l'invention (représentée par la figures 4), le dé-pentaniseur [4] et le dé-isopentaniseur [3] sont remplacés par une seule colonne [3] qui est un dé-isopentaniseur à 3 coupes permettant de séparer également le n-pentane.

- le produit de tête (15) est un fluide enrichi en isopentane,
- le flux intermédiaire (16) soutiré latéralement, via la conduite (16), est un fluide enrichi en n-pentane,
- le produit de fond (17) est un fluide appauvri en iso et n-pentane contenant essentiellement des hydrocarbures à plus de 6 atomes de carbones. Ce flux de fond (17) alimente le dé-isohéxaniseur [5]. La deuxième étape de séparation dans le dé-isohéxaniseur est réalisée de manière identique à la première variante selon l'invention.

[0051] Selon une troisième variante du procédé pas selon l'invention (représentée par la figure 5), l'effluent de la section de réaction d'isomérisation [1], une fois stabilisé par séparation des composés légers dans la colonne de stabilisation [2] est dirigé via la conduite (12) vers le dé-pentaniseur [4] de façon à récupérer en tête, via la conduite (21), une coupe C5 appauvrie en C6, et en fond via la conduite (17), un fluide contenant principalement des hydrocarbures à 6 atomes de carbones ou plus, qui alimente le dé-isohéxaniseur [5]. La deuxième étape de séparation dans le dé-isohéxaniseur est réalisée de manière identique à la première variante selon l'invention.

[0052] La coupe C5 alimente, par la conduite (21), le dé-isopentaniseur [3] qui permet de soutirer en tête de colonne l'iso-pentane (15), et en fond le n-pentane (16) qui est recyclé vers la section réactionnelle [1].

Intégration thermique

[0053] Comme dans l'art antérieur, l'invention présente d'autres variantes selon diverses intégrations thermiques.

[0054] Le principe de ces intégrations thermiques consiste à choisir la pression opératoire d'une première colonne de façon à ce que la température de condensation en tête de cette colonne soit supérieure à la température de rebouillage d'une ou plusieurs autres colonnes du procédé.

[0055] L'échange de chaleur entre le condenseur de tête de la première colonne devant être refroidi, et le rebouilleur de fond d'une autre colonne devant être chauffé, se substitue alors au moins en partie, voire en totalité, à la consommation d'utilité froide utilisé en tête de la première colonne pour assurer son refroidissement, et à l'utilité chaude utilisée en fond de la deuxième colonne pour assurer son réchauffement.

[0056] Les termes « première colonne » et « autre colonne » sont génériques puisque c'est le choix de la colonne ayant la température au condenseur la plus élevée qui définit celle-ci comme première colonne.

[0057] Ainsi la figure 6 présente un exemple de mode d'intégration thermique entre le dé-pentaniseur [4], considéré comme la première colonne et le dé-isopentaniseur [3] considéré comme l'autre colonne, selon la première variante (représentée par la figure 3) du procédé selon l'invention.

[0058] La figure 6 présente ainsi un échange de chaleur entre le condenseur de la colonne [4] (dé-pentaniseur) et le rebouilleur de l'autre colonne [3] (dé-isopentaniseur). Tout autre couple de colonne pourrait-être envisagé, par exemple une intégration entre le condenseur du dé-isohéxaniseur [5] et le rebouilleur du dé-pentaniseur [4] ou encore entre le condenseur du dé-isohéxaniseur [5] et le rebouilleur du dé-isopentaniseur [3] ou encore entre le condenseur du dé-isohéxaniseur [5] et les deux rebouilleurs du dé-pentaniseur [4] et du dé-isopentaniseur [3]. L'une de ces colonnes peut également comprendre un soutirage intermédiaire (colonne de fractionnement en 3 coupes).

[0059] En résumé l'invention concerne un procédé d'isomérisation d'un naphta léger, ledit procédé comprenant une étape réactionnelle d'isomérisation [1], suivie d'une étape de stabilisation [2] des effluents réactionnels, et deux étapes de séparation par distillation du flux de fond issu de l'étape de stabilisation [2] :

- 1- une première étape de séparation par distillation (bloc 3+4) permettant de séparer les hydrocarbures à 5 atomes de carbone des composés plus lourds envoyés vers la seconde section de séparation [5], ladite première étape de séparation produisant les 3 coupes suivantes : a) une coupe enrichie en iso-pentane (15) qui est un produit du procédé, b) une coupe enrichie en n-pentane (16) qui est recyclée à la section réactionnelle [1], et c) une coupe enrichie en hydrocarbures plus lourds que les pentanes (17) qui est dirigée vers une deuxième étape de séparation [5],
- 2- une deuxième étape de séparation [5] consistant en une colonne de séparation dont les produits de tête et de fond sont les produits de l'unité, à savoir un flux de tête (19) riche en composés ramifiés en C6, un flux de fond (18), et une coupe intermédiaire (20) enrichie en n-hexane, prélevée en soutirage latéral qui est recyclée à la section réactionnelle [1].

[0060] La première étape de séparation comprend deux colonnes un dé-isopentaniseur [3] et un dé-pentaniseur [4] disposées en série, c'est-à-dire que le flux de fond (14) du dé-isopentaniseur [3] alimente le dé-pentaniseur [4], le flux

d'isopentane (15) sort en tête de la colonne [3], un flux enrichi en hydrocarbures plus lourds que les pentanes (17) sort en fond de la colonne [4] et alimente le dé-isohexaniseur [5], et le flux de tête (16) de la colonne [4] est recyclé à l'unité d'isomérisation [1].

[0061] Selon une autre variante du procédé d'isomérisation pas selon l'invention, la première étape de séparation ne comprend qu'une seule colonne [3], dans laquelle le flux d'isopentane (15) sort en tête de la colonne [3], le flux enrichi en hydrocarbures plus lourds que les pentanes (17) sortant en fond de ladite colonne [3] alimente la colonne du dé-isohexaniseur [5], et le soutirage intermédiaire (flux 16) est recyclé à l'unité d'isomérisation [1].

[0062] Selon une autre variante du procédé d'isomérisation pas selon l'invention, la première étape de séparation comprend les deux colonnes [4] et [3] disposées en série dans cet ordre, dans lesquelles le flux (12) issu de la colonne de stabilisation [2] alimente le dé-pentaniseur [4] dont on sort en tête le flux (21) qui alimente le dé-isopentaniseur [3], et dans lesquelles le flux de fond enrichi en hydrocarbures plus lourds que les pentanes (17) du dé-pentaniseur [4] alimente le dé-isohexaniseur [5], le dé-isopentaniseur [3] produisant en tête le flux (15), riche en isopentane, et en fond le flux (16), riche en normal pentane, qui est recyclé à l'unité d'isomérisation [1].

[0063] Selon une autre variante du procédé d'isomérisation selon l'invention, un échange de chaleur est réalisé entre le condenseur d'une des colonnes [3], [4] ou [5] et le rebouilleur d'une des colonnes [3], [4] ou [5]. Selon un premier mode de réalisation de cette variante, l'échange de chaleur est réalisé entre le condenseur du dé-isohexaniseur [5] et soit le rebouilleur du dé-pentaniseur [4], soit le rebouilleur du dé-isopentaniseur [3], soit les deux. Selon un deuxième mode de réalisation, l'échange de chaleur est réalisé entre le condenseur du dé-pentaniseur [4] et le rebouilleur du dé-isopentaniseur [3].

EXEMPLES SELON L'INVENTION

EXEMPLE 1 :

[0064] Cet exemple est basé sur la charge (10) dont la composition est détaillée au Tableau 1 ci-dessous :

Tableau 1: composition de la charge

Débit Massique	kg/hr	37 249
isobutane	%pds	0%
n-butane	%pds	0%
Isopentane	%pds	3%
n-pentane	%pds	27%
2,2-dimethyl-butane	%pds	1%
2,3-dimethyl-butane	%pds	3%
2-methyl-pentane	%pds	15%
2-methyl-hexane	%pds	12%
n-hexane	%pds	27%
cyclopentane	%pds	2%
methyl-cyclopentane	%pds	5%
benzène	%pds	2%
cyclohexane	%pds	2%

[0065] La section réactionnelle est constituée de 2 réacteurs d'isomérisation fonctionnant en série. La température d'entrée des 2 réacteurs est de 120°C.

[0066] La pression d'entrée du réacteur 1 est de 35 bars absolus.

[0067] La pression d'entrée du deuxième réacteur est de 33 bars absolus.

[0068] Le catalyseur employé est constitué d'un support en alumine renfermant 7% en poids de chlore, et 0,23% en poids de platine et éventuellement d'autres métaux.

[0069] La vitesse spatiale est de 2,2h⁻¹. Le ratio molaire hydrogène sur hydrocarbure est de 0,1/1.

[0070] Les pressions opératoires des colonnes sont choisies de façon à ce que la température de tête soit compatible avec les moyens de refroidissement usuellement disponibles (eau de refroidissement ou air à température ambiante).

[0071] Le taux de recyclage des pentanes est défini comme le débit du fluide enrichi en n-pentane recyclé à la section de réaction d'isomérisation divisé par le débit de charge fraîche.

[0072] Le taux de recyclage des hexanes est défini comme le débit du fluide enrichi en n-hexane recyclé à la section de réaction d'isomérisation divisé par le débit de charge fraîche.

[0073] A la fois pour le procédé selon l'art antérieur représenté par la figure 1, et pour le procédé représenté par la figure 3 et le procédé pas selon l'invention représenté par la figure 4, les taux de recyclage des pentanes et des hexanes sont choisis de façon à obtenir un débit constant à la section de réaction d'isomérisation [1], ce qui correspond à la même quantité de catalyseur pour une vitesse spatiale donnée dans le réacteur d'isomérisation [1].

[0074] Les produits (ou sorties) des procédés sont définis comme le mélange des produits de tête (19) et en fond (18) du dé-isohexaniseur [5], et le produit de tête (15) du dé-isopentaniseur [3] enrichi en isopentane.

[0075] Les compositions des produits obtenus sont résumées dans les tableaux 2 à 4 qui suivent :

Tableau 2 : composition du produit issu du flux 19 (tête DiH)

			Figure 1	Figure 3	Figure 4
Débit Massique	kg/hr		21890	21855	21875
<i>i</i> -pentane	%pds		0	0	0
<i>n</i> -pentane	%pds		2	2	1
2,2-dimethylbutane	%pds		56	58	55
2,3-dimethylbutane	%pds		12	12	13
2-methyl-pentane	%pds		23	22	24
2-methyl-hexane	%pds		4	4	5
cycloPentane	%pds		2	2	2

Tableau 3 : composition du produit issu du flux 18 (fond DiH)

			Figure 1	Figure 3	Figure 4
Débit Massique	kg/hr		3166	3166	3166
n-hexane	%pds		5	5	5
methyl-cyclopentane	%pds		10	10	10
cyclohexane	%pds		50	51	52
C7+	%pds		35	34	32

Tableau 4 : composition du produit issu du flux 15 (tête DiP)

			Figure 1	Figure 3	Figure 4
Débit Massique	kg/hr		11 244	11 255	11 288
butanes	%pds		3	2	2
iso-pentane	%pds		94	94	92
n-pentane	%pds		3	3	5

[0076] Le tableau 5 ci-dessous compare les résultats obtenus avec les diverses variantes de schéma selon l'art antérieur et selon l'invention. Dans ce tableau 5, on utilise les notions suivantes :

1 : Rendement défini comme débit massique de produit divisé par débit de charge fraîche.

2 : échange thermique avec le fond de la colonne de stabilisation

3 : les plateaux d'alimentation et de soutirage sont repérés par leur numéro d'ordre, l'ensemble des plateaux étant numérotés à partir de 1 de haut en bas.

Tableau 5 : comparaison des différents schémas

		Figure 1 (Art Antérieur)	Figure 3	Figure 4
	Colonne de stabilisation [2]			
10	Nombre de plateaux théoriques	19	19	19
	Plateau d'alimentation [3]	7	7	7
	Puissance requise au rebouilleur. (MW)	4,9	4,9	4,8
15	Taux de reflux / débit distillat	2,9	2,9	2,9
	Diamètre section supérieure (mm)	1250	1250	1250
	Diamètre section inférieure (mm)	2450	2450	2450
	De-isohehexaniseur [5]			
20	Nombre de plateaux théoriques	62	62	62
	Plateau d'alimentation[3]	20	20	20
	Puissance requise au rebouilleur. (MW)	10,8	10,8	10,8
25	Puissance requise au rebouilleur intermédiaire (MW, plateau 41)[2]	2,6	2,6	2,6
	Taux de reflux / distillat	5,9	5,6	6,0
	Plateau de soutirage intermédiaire[3]	38	38	38
30	Diamètre. (mm)	3500	3500	3500
	De-pentaniseur [4]			
	Nombre de plateaux théoriques	27	27	N/A
35	Plateau d'alimentation[3]	13	13	N/A
	Puissance requise au rebouilleur. (MW)	7,63	6,8	N/A
	Taux de reflux / distillat	4,5	11,1	N/A
	Diamètre. (mm)	2900	2750	N/A
40	De-isopentaniseur [3]			
	Nombre de plateaux théoriques	52	42	59
	Plateaux d'alimentation [3]	23/50	29	42
45	Puissance requise au rebouilleur. (MW)	9,2	9,1	9,3
	Taux de reflux / distillat	5,8	9,0	9,1
	Plateaux de soutirage intermédiaire [3]	N/A	N/A	29
	Diamètre. (mm)	2450	2750	2900
50	Taux de recyclage des pentanes	0,67	0,67	0,60
	Taux de recyclage des hexanes	0,49	0,20	0,26
	Indices Octane recherches du produit	89,68	89,87	89,52
55	Rendement [1]	0,975	0,974	0,975
	Débit massique au réacteur d'isomérisation (kg/hr)	70388	70659	70298
	Puissance totale de rebouillage (MW)	32,5	31,6	24,9

[0077] Le tableau 5 permet de tirer les conclusions suivantes :

1. Le schéma avec un dé-isopentaniseur et un dé-pentaniseur (figure 3) comparé à l'art antérieur avec ces mêmes colonnes (figure 1) présente des dimensions de colonnes et des besoins en utilités chaudes moindre. Ceci conduit nécessairement à des coûts d'investissement et d'opération moins importants. De plus l'indice d'octane obtenu est meilleur.

2. Le schéma selon la figure 4, à une seule colonne [3] remplissant le rôle de dé-isopentaniseur et de dé-pentaniseur, et 3 coupes extraites de ladite colonne, présente un avantage en termes d'investissement par rapport à la mise en œuvre en deux colonnes distinctes, et démontre, pour un indice d'octane et un rendement proches de l'art antérieur, une forte diminution des besoins en utilités chaudes.

EXEMPLE 2 :

[0078] Les conditions opératoires de la section réactionnelle sont inchangées par rapport à l'exemple 1.

[0079] Le tableau 6 ci-dessous présente les résultats d'une intégration thermique entre le dé-isohexaniseur [5] et les dé-isopentaniseur [3] et dé-pentaniseur [4] selon l'invention.

[0080] Dans le schéma de la figure 3, le dé-isohexaniseur [5] est opéré à une pression de 8 bar absolus, la température de condensation de la tête de colonne est alors de 127°C. Un échange de chaleur est alors possible entre cette tête de colonne et le rebouilleur du dé-pentaniseur [4] opéré à 87°C et le rebouilleur du dé-isopentaniseur [3] opéré à 109°C.

[0081] Dans le schéma de la figure 4, le dé-isohexaniseur [5] est opéré à une pression de 8 bar, la température de condensation de la tête de colonne est alors de 127°C. Un échange de chaleur est alors possible entre cette tête de colonne et le rebouilleur du dé-isopentaniseur [3] opéré à 115°C.

Tableau 6 : résultats de l'intégration thermique selon l'exemple 2

	Figure 3 avec intégration thermique DiH avec DP et DiP (invention)	Figure 4 avec intégration thermique DiH avec DiP 3 coupes
Colonne de stabilisation [2]		
Nombre de plateaux théoriques	19	19
Puissance requise au rebouilleur. (MW)	4,9	4,8
Taux de reflux / distillat	2,9	2,9
Diamètre section supérieure (mm)	1250	1250
Diamètre section inférieure (mm)	2450	2450
De-isohexaniseur [5]		
Nombre de plateaux théoriques	87	87
Plateau d'alimentation	27	27
Puissance requise au rebouilleur. (MW)	16,5	15,3
Puissance requise au rebouilleur intermédiaire (MW, plateau 59) ^[3]	0,8	0,9
Taux de reflux / distillat	8,5	8,5
Plateaux de soutirage intermédiaire	56	56
Diam. (mm)	3500	3500
De-pentaniseur[4]		
Nombre de plateaux théoriques	27	N/A
Plateau d'alimentation	13	N/A

EP 3 137 583 B1

(suite)

	De-pentaniseur[4]		
5	Puissance requise au rebouilleur. (MW) ^[1]	6,8	N/A
	Taux de reflux / distillat	11,2	N/A
	Diam. (mm)	2750	N/A
10	De-isopentaniseur [3]		
	Nombre de plateaux théoriques	42	59
	Plateau d'alimentation	30	42
15	Puissance requise au rebouilleur. (MW) ^[1]	8,1	10,2
	Taux de reflux / distillat	9,7	11,3
	Plateaux de soutirage intermédiaire	N/A	29
20	Diam. (mm)	2900	3200
	Taux de recyclage des pentanes	0,67	0,59
	Taux de recyclage des hexanes	0,19	0,27
25	Indices Octane recherches du produit	89,64	89,50
	Rendement ^[2]	0,974	0,976
	Débit massique au réacteur d'isomérisation (kg/hr)	70600	70597
30	Puissance totale de rebouillage (MW)	21,4	20,1
35	Dans le tableau 6 on utilise les notions suivantes : 1 : besoin couverts par la condensation du en tête de de-isohexaniseur [5] sans le recours à une utilité chaude. 2 : Rendement défini comme débit massique de produit divisé par débit de charge fraîche 3 : échange thermique avec le fond de la colonne de stabilisation [2]		

[0082] Les besoins en utilités chaudes du schéma selon la figure 3 sont diminués de 10,2 MW (31,6 MW à 21,4 MW).

[0083] Les besoins en utilités chaudes du schéma selon la figure 4 sont diminués de 4,8 MW (24,9 MW à 20,1 MW).

[0084] Moyennant un surinvestissement modéré pour la colonne de DIH [5], ces intégrations thermiques permettent sans altérer les performances de l'unité, de réduire significativement les coûts opératoires.

EXEMPLE 3 :

[0085] Les conditions opératoires de la section réactionnelle [1] sont inchangées par rapport à l'exemple 1. Le schéma de procédé est celui de la figure 3 complété par l'intégration thermique détaillée sur la figure 6.

[0086] Le dé-pentaniseur [4] est opéré à une pression de 11 bar absolu, la température de condensation de la tête de colonne est alors de 123°C, Un échange de chaleur est alors possible entre cette tête colonne et le rebouilleur du dé-isopentaniseur [3] opéré à 109°C. Le tableau 7 détaille les résultats obtenus.

[0087] Dans le tableau 7 on utilise les notions suivantes :

1 : dont 7,5MW couverts par la condensation du en tête de de-isohexaniseur sans le recours à une utilité chaudes.

2 : besoin couverts par la condensation en tête de de-isohexaniseur sans le recours à une utilité chaude.

3 : échange thermique avec le fond de la colonne de stabilisation

Tableau 7 : résultats de l'intégration thermique selon l'exemple 3

	Figure 3+6 avec intégration thermique DiP avecDP (Invention)
5	Colonne de stabilisation [2]
	Nombre de plateaux théoriques 19
	Plateau d'alimentation 7
10	Puissance requise au rebouilleur. (MW) 4,9
	Taux de reflux / distillat 2,9
	Diamètre section supérieure (mm) 1250
15	Diamètre section inférieure (mm) 2450
	De-isoheptaniseur [5]
	Nombre de plateaux théoriques 62
	Plateau d'alimentation 20
20	Puissance requise au rebouilleur. (MW) 9,7
	Duty rebouilleur intermédiaire (plateau 40) [3] 2,6
	Taux de reflux / distillat 6,5
25	Plateaux de soutirage intermédiaire 38
	Diamètre, (mm) 3700
	De-pentaniseur [4]
	Nombre de plateaux théoriques 43
30	Plateau d'alimentation 21
	Puissance requise au rebouilleur. (MW) 9,8
	Taux de reflux / distillat 12,5
35	Diamètre. (mm) 3000
	De-isopentaniseur [3]
	Nombre de plateaux théoriques 42
	Plateaux d'alimentation 29
40	Puissance requise au rebouilleur. (MW) 9,1 ^[1]
	Taux de reflux / distillat 9,0
	Plateaux de soutirage intermédiaire N/A
45	Diamètre. (mm) 2750
	Taux de recyclage des pentanes 0,67
	Taux de recyclage des hexanes 0,20
	Indices Octane recherches du produit 89,52
50	Rendement [2] 0,975
	Débit massique au réacteur d'isomérisation (kg/hr) 70787
55	Puissance totale de rebouillage (MW) 26,0

[0088] Les besoins en utilités chaudes du schéma selon la figure 6 sont diminués de 5,6 MW (31,6 MW à 26,0 MW).

[0089] Moyennant un surinvestissement modéré pour le de-pentaniseur [4], cette intégration thermique permet, sans

altérer les performances de l'unité, de réduire significativement son coût opératoire.

Revendications

1. Procédé d'isomérisation d'un naphta léger, le dit procédé comprenant une étape réactionnelle d'isomérisation [1], ladite étape se déroulant aux conditions suivantes :

- température comprise entre 110 et 240 °C,
- pression, de 2 à 35 bars (1 bar = 0,1MPa), et
- rapport molaire hydrogène/hydrocarbures, compris entre 0,1/1 et 1/1,
- vitesse spatiale de 1 à 4 h⁻¹.

les catalyseurs utilisés étant constitués d'un support en alumine de haute pureté renfermant de préférence 2 à 10 % en poids de chlore, de 0,1 à 0,40 % en poids de platine, et éventuellement d'autres métaux, ladite étape d'isomérisation étant suivie d'une étape de stabilisation [2] des effluents réactionnels, et de deux étapes de séparation par distillation du flux de fond issu de l'étape de stabilisation [2] placées en aval de l'étape de stabilisation (2):

1-une première étape de séparation par distillation (bloc 3+4) permettant de séparer les hydrocarbures à 5 atomes de carbone des composés plus lourds envoyés vers la seconde section de séparation par distillation [5], ladite première étape de séparation comprenant deux colonnes un dé-isopentaneur [3] et un dé-pentaneur [4] disposées en série, c'est-à-dire que le flux de fond (14) du dé-isopentaneur [3] alimente le dé-pentaneur [4], le flux d'isopentane (15) sort en tête de la colonne [3], un flux enrichi en hydrocarbures plus lourds que les pentanes (17) sort en fond de la colonne [4] et alimente le dé-isohexaneur [5], et le flux de tête (16) de la colonne [4] est recyclé à l'unité d'isomérisation [1] et produisant les 3 coupes suivantes : a) une coupe enrichie en iso-pentane (15) qui est un produit du procédé, b) une coupe enrichie en n-pentane (16) qui est recyclée à la section réactionnelle [1], et c) une coupe enrichie en hydrocarbures plus lourds que les pentanes (17) qui est dirigée vers une deuxième étape de séparation [5].

2-une deuxième étape de séparation [5] consistant en une colonne de séparation dont les produits de tête et de fond sont les produits de l'unité, à savoir un flux de tête (19) riche en composés ramifiés en C6, un flux de fond (18), et une coupe intermédiaire (20) enrichie en n-hexane, prélevée en soutirage latéral qui est recyclée à la section réactionnelle [1], procédé d'isomérisation dans lequel un échange de chaleur est réalisé :

- entre le condenseur du dé-isohexaneur [5] et, soit le rebouilleur du dé-pentaneur [4], soit le rebouilleur du dé-isopentaneur [3], soit les deux et,
- entre le condenseur du dé-pentaneur [4] et le rebouilleur du dé-isopentaneur [3].

Patentansprüche

1. Verfahren zur Isomerisierung eines leichten Naphthas, wobei das Verfahren einen Reaktionsschritt zum Isomerisieren [1] umfasst, wobei der Schritt unter den folgenden Bedingungen abläuft:

- Temperatur im Bereich zwischen 110 und 240 °C,
- Druck von 2 bis 35 bar (1 bar = 0,1 MPa), und
- Molverhältnis Wasserstoff/Kohlenwasserstoffe, im Bereich zwischen 0,1/1 und 1/1,
- Raumgeschwindigkeit von 1 bis 4 h⁻¹.

wobei die verwendeten Katalysatoren aus einem Träger aus hochreinem Aluminiumoxid bestehen, der vorzugsweise 2 bis 10 Gew.-% Chlor, 0,1 bis 0,40 Gew.-% Platin und gegebenenfalls weitere Metalle enthält, wobei dem Isomerisierungsschritt ein Schritt [2] zur Stabilisierung der Reaktionsabströme und zwei Schritte zur destillativen Trennung des Sumpfstroms folgen, der aus dem Stabilisierungsschritt [2] stammt, der stromabwärts des Stabilisierungsschritts (2) angeordnet ist:

1- ein erster Schritt zur destillativen Trennung (Block 3+4), um die Kohlenwasserstoffe mit 5 Kohlenstoffatomen von schwereren Verbindungen zu trennen, die zur destillativen Trennung [5] in den zweiten Abschnitt geschickt werden, wobei der erste Trennungsschritt zwei Säulen umfasst, einen Entisopentanisierer [3] und einen Entpentanisierer [4], die in Reihe angeordnet sind, das heißt, dass der Sumpfstrom (14) des Entisopentanisierers

[3] dem Entpentanisierer [4] zugeführt wird, der Isopentanstrom (15) tritt am Kopf der Säule [3] aus, ein mit Kohlenwasserstoffen angereicherter Strom, der schwerer als die Pentane (17) ist, tritt am Boden der Säule [4] aus und wird dem Entisohexanisierer [5] zugeführt, und der Kopfstrom (16) aus der Säule [4] wird in die Isomerisierungseinheit [1] zurückgeführt, wobei sie die 3 folgenden Schnitte erzeugen: a) einen Schnitt, der mit Isopentan (15) angereichert ist, das ein Produkt des Verfahrens ist, b) einen Schnitt, der mit n-Pentan (16) angereichert ist, das in den Reaktionsabschnitt [1] zurückgeführt wird, und c) einen Schnitt, der mit Kohlenwasserstoffen angereichert ist, die schwerer sind als die Pentane (17), der in einen zweiten Trennungsschritt [5] geleitet wird,

2- einen zweiten Trennungsschritt [5], der aus einer Trennungssäule besteht, in der das Kopfprodukt und das Sumpfprodukt die Produkte der Einheit sind, nämlich ein Kopfstrom (19), das reich an verzweigten C6-Verbindungen ist, ein Sumpfstrom (18) und ein Intermediärschnitt (20), der mit n-Hexan angereichert ist, der als Nebenstrom entnommen wird, der in den Reaktionsabschnitt [1] zurückgeführt wird, Verfahren zur Isomerisierung, wobei ein Wärmeaustausch durchgeführt wird:

- zwischen dem Kondensator des Entisohexanisierers [5] und entweder dem Verdampfer des Entpentanisierers [4] oder dem Verdampfer des Entisopentanisierers [3] oder beiden und,
- zwischen dem Kondensator des Entpentanisierers [4] und dem Verdampfer des Entisopentanisierers [3].

Claims

1. A process for the isomerization of a light naphtha, said process comprising an isomerization reaction step [1], said step being carried out under the following conditions:

- a temperature in the range 110°C to 240°C,
- a pressure of 2 to 35 bar (1 bar = 0.1 MPa), and
- a molar ratio of hydrogen/hydrocarbons in the range 0.1/1 to 1/1,
- a space velocity of 1 to 4 h⁻¹,

the catalysts used being constituted by a support of high purity alumina preferably comprising 2% to 10% by weight of chlorine, 0.1% to 0.40% by weight of platinum, and optional other metals, said isomerization step being followed by a step [2] for stabilization of the reaction effluents, and by two steps for separation by distillation of the bottom stream obtained from the stabilization step [2] which are placed downstream of the stabilization step [2]:

1- a first step for separation by distillation (block (3+4) in order to separate the hydrocarbons containing 5 carbon atoms from heavier compounds sent towards the second section for distillation by separation [5], said first separation step comprising two columns, a deisopentanizer [3] and a depentanizer [4], disposed in series, i.e. the bottom stream (14) from the deisopentanizer [3] is supplied to the depentanizer [4], the stream of isopentane (15) leaves from the head of the column [3], a stream enriched in hydrocarbons which are heavier than pentanes (17) leaves from the bottom of the column [4] and is supplied to the deisohexanizer [5], and the overhead stream (16) from the column [4] is recycled to the isomerization unit [1], and producing the following 3 cuts: a) a cut which is enriched in isopentane (15) which is a product of the process, b) a cut which is enriched in n-pentane (16) which is recycled to the reaction section [1], and c) a cut which is enriched in hydrocarbons which are heavier than pentanes (17), which is directed towards a second separation step [5],

2- a second separation step [5], consisting of a separation column wherein the overhead and bottom products are the products from the unit, namely an overhead stream (19) which is rich in C6 branched compounds, a bottom stream (18), and an intermediate cut (20) which is enriched in n-hexane, removed as a side stream which is recycled to the reaction section [1], in which isomerization process an exchange of heat is carried out:

- between the condenser of the deisohexanizer [5] and either the reboiler of the depentanizer [4] or the reboiler of the deisopentanizer [3], or both, and
- between the condenser of the depentanizer [4] and the reboiler of the deisopentanizer [3].

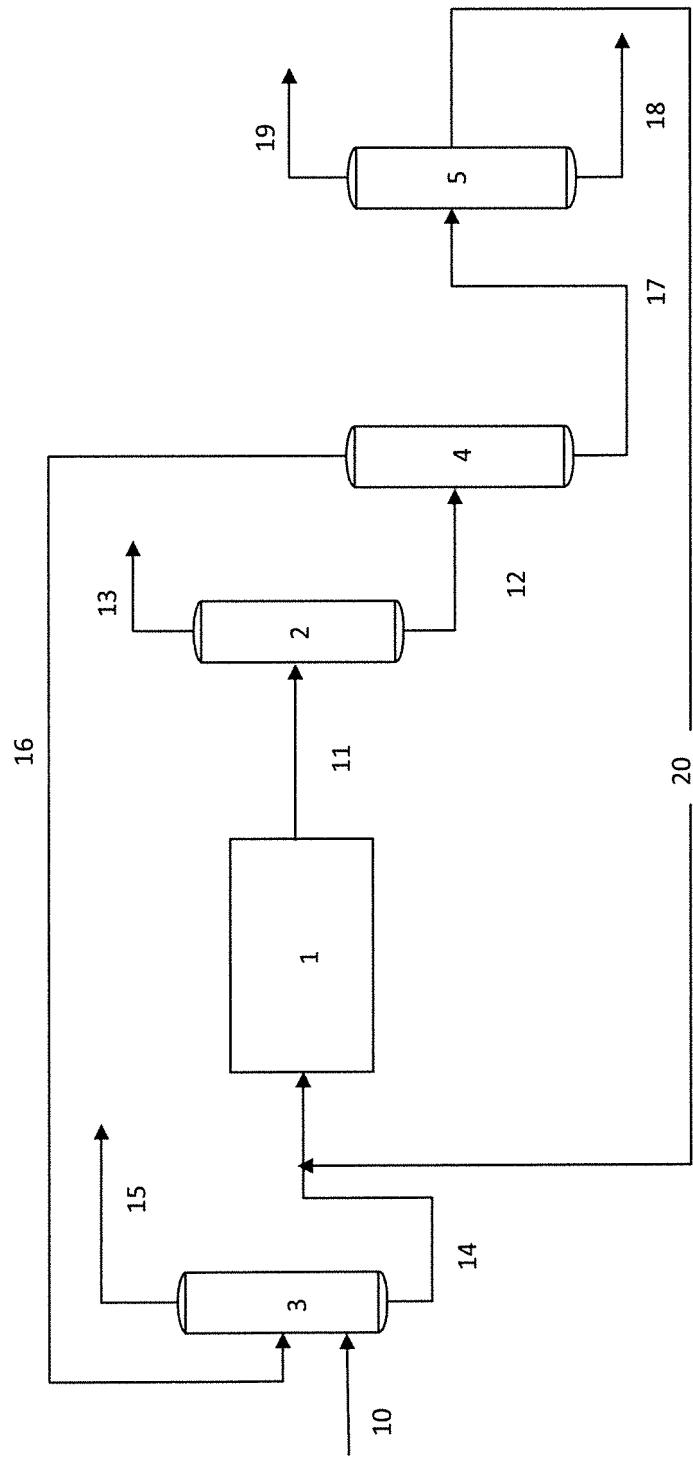


Figure 1

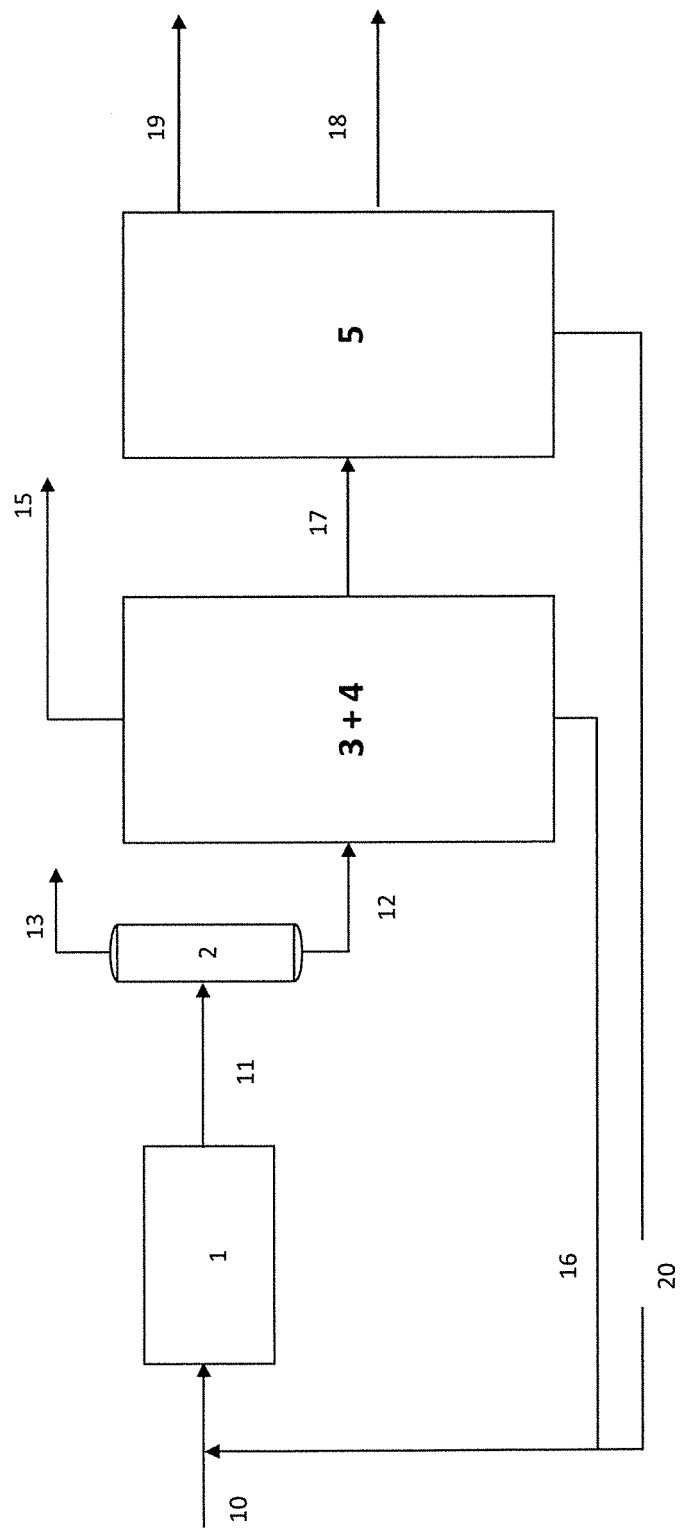


Figure 2

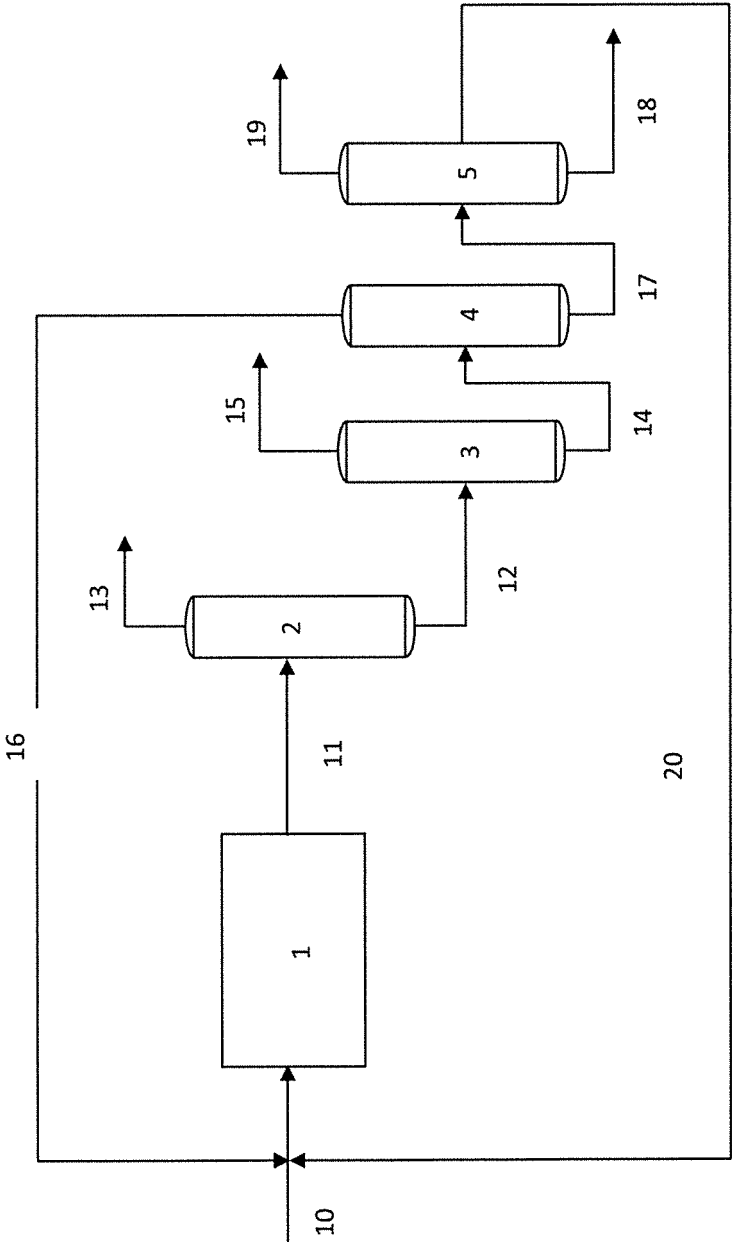


Figure 3

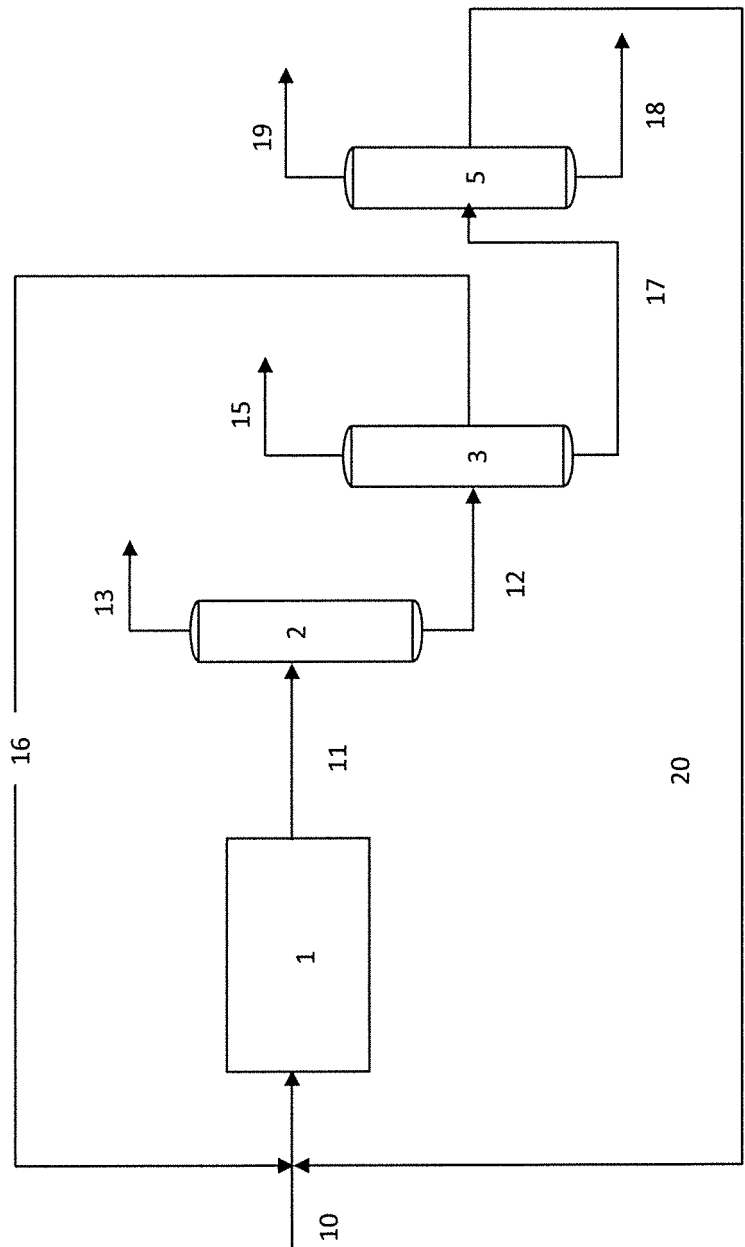


Figure 4

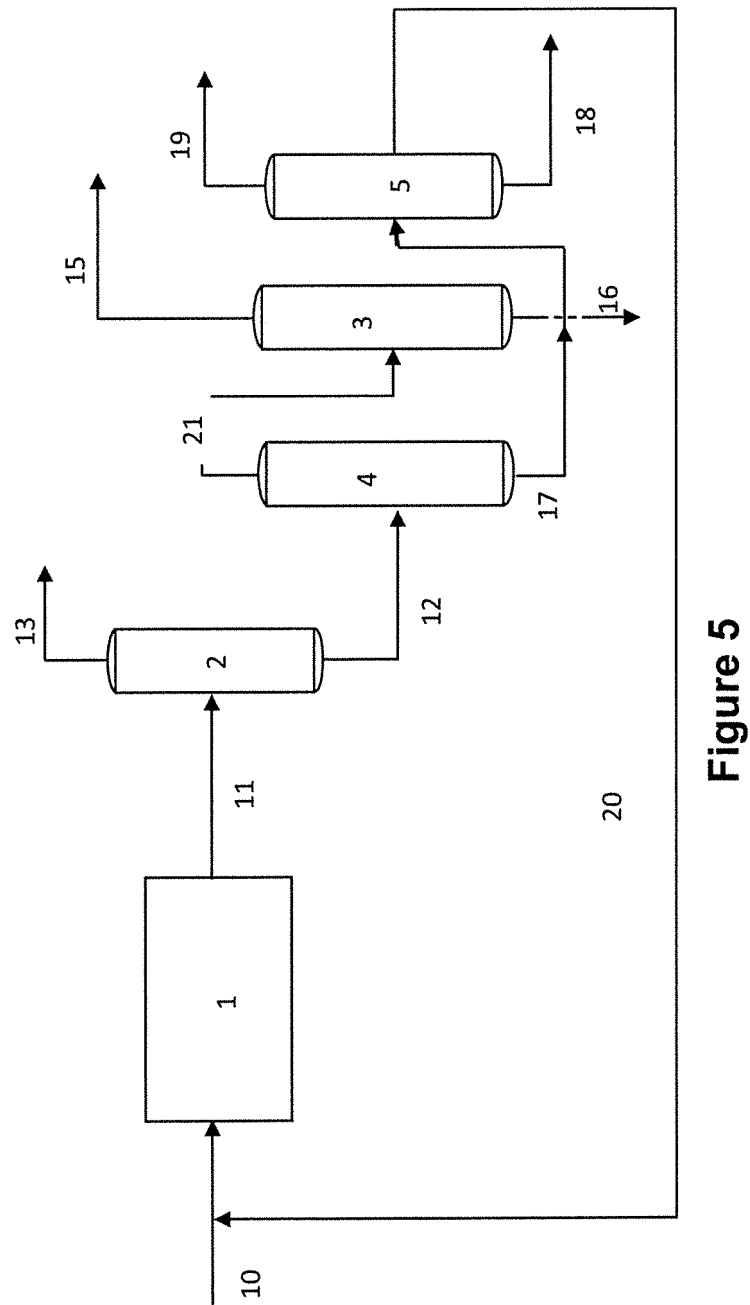


Figure 5

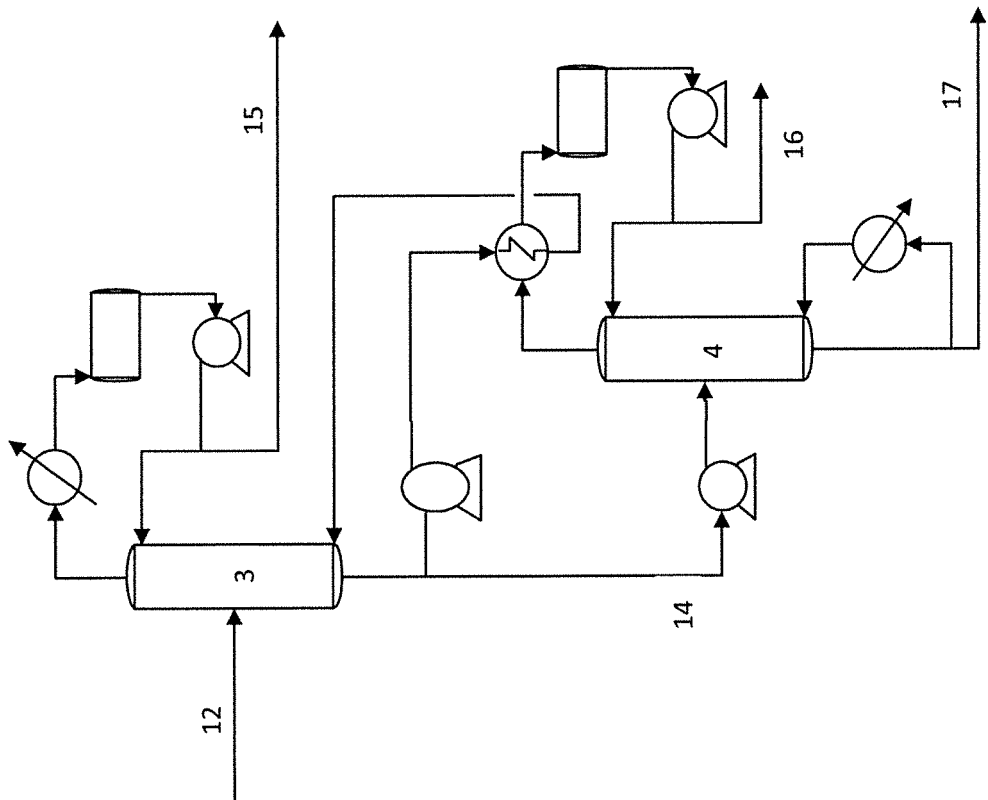


Figure 6

RÉFÉRENCES CITÉES DANS LA DESCRIPTION

Cette liste de références citées par le demandeur vise uniquement à aider le lecteur et ne fait pas partie du document de brevet européen. Même si le plus grand soin a été accordé à sa conception, des erreurs ou des omissions ne peuvent être exclues et l'OEB décline toute responsabilité à cet égard.

Documents brevets cités dans la description

- FR 2828205 [0004]
- US 2905619 A [0005]
- US 7223898 B [0006]
- GB 1056517 A [0006]
- US 3131235 A [0007]