

(19)



(11)

EP 3 184 607 B1

(12)

FASCICULE DE BREVET EUROPEEN

(45) Date de publication et mention
de la délivrance du brevet:
12.12.2018 Bulletin 2018/50

(51) Int Cl.:
C10G 45/00 (2006.01) C10G 49/22 (2006.01)
C10G 47/00 (2006.01) C10G 67/02 (2006.01)

(21) Numéro de dépôt: **16306699.6**

(22) Date de dépôt: **15.12.2016**

(54) **PROCÉDÉ D'HYDROTRAÎTEMENT OU D'HYDROCONVERSION AVEC STRIPER ET BALLON
SÉPARATEUR BASSE PRESSION SUR LA SECTION DE FRACTIONNEMENT**

HYDROTREATMENT- ODER HYDROKONVERTIERUNGSVERFAHREN MIT STRIPPER UND
NIEDRIGDRUCK-TRENNBEHÄLTER AUF DEM FRAKTIONIERUNGSABSCHNITT

HYDROTREATMENT OR HYDROCONVERSION METHOD WITH STRIPPER AND
LOW-PRESSURE DISENGAGER ON THE FRACTIONATING SECTION

(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: **23.12.2015 FR 1563173**

(43) Date de publication de la demande:
28.06.2017 Bulletin 2017/26

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

(72) Inventeurs:
• **LAJEUNESSE, Odile
92500 Rueil-Malmaison (FR)**

• **ALSPEKTOR, Pierre-Yves
92210 Saint-Cloud (FR)**
• **PACKEU, Paris
92190 Meudon (FR)**
• **PUPAT, Nicolas
78800 Houilles (FR)**

(74) Mandataire: **IFP Energies nouvelles
Rond-point de l'échangeur de Solaize
BP3
69230 Solaize (FR)**

(56) Documents cités:
US-A- 3 733 260 US-A1- 2005 035 028

EP 3 184 607 B1

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).

DescriptionCONTEXTE DE L'INVENTION

5 **[0001]** L'invention concerne le domaine des procédés d'hydrotraitement ou d'hydroconversion. Les procédés conventionnels d'hydrotraitement ou hydroconversion de gazoles, de distillats sous vide, de résidus atmosphérique ou sous vide comprennent généralement une section de fractionnement de l'effluent de la section réactionnelle réalisant principalement deux objectifs, l'élimination de l'H₂S et des légers, et le fractionnement principal des produits de l'unité. La réalisation de ces deux objectifs engendre des consommations énergétiques et représente un investissement et un coût

10 opératoire importants à la fois dans l'absolu et par rapport à l'ensemble du procédé.

ART ANTERIEUR :

15 **[0002]** Le brevet US 3,733,260 décrit un procédé d'hydrodésulfuration de gazoles comprenant une section réactionnelle d'hydrodésulfuration, une séparation de l'effluent de cette section en une fraction gazeuse et une première fraction liquide à haute température et haute pression, une condensation partielle de ladite phase vapeur en une fraction gazeuse comprenant essentiellement de l'hydrogène, et une seconde fraction liquide, un stripage de l'H₂S et des hydrocarbures légers de la première et la seconde fraction liquide au moyen de l'hydrogène préalablement traité, une séparation des hydrocarbures strippés en un naphta et un gazole et un recyclage dudit naphta à l'étape de condensation.

20 **[0003]** Cette configuration, nécessite de générer un reflux pour le stripage, et présente l'inconvénient de dissiper une partie de l'énergie contenue dans l'effluent de la section réactionnelle dans l'aérocondenseur de tête du striper. De plus, la température optimale requise pour l'alimentation du stripage étant inférieure à la température minimum requise pour la séparation en aval, cela nécessite un chauffage de la charge de cette séparation.

25 **[0004]** Le brevet US 3,371,029 décrit un procédé de séparation d'effluents d'un réacteur de conversion d'hydrocarbures contenant de l'hydrogène dans lequel il n'y a pas de stripage de l'H₂S et des hydrocarbures en amont de la séparation principale d'hydrocarbures en un naphta, un gazole et des composés plus lourds.

[0005] Cette dernière configuration présente l'inconvénient que les gaz acides inévitablement issus de la séparation principale opérée à une pression proche de la pression atmosphérique, doivent, après élimination de l'H₂S être comprimés avant d'être renvoyés vers un réseau de gaz combustible d'une raffinerie.

30 **[0006]** L'invention corrige ces inconvénients en minimisant, voire même en supprimant le compresseur de tête de séparation, tout en maximisant l'efficacité énergétique du procédé.

[0007] US 2005 / 0035028 divulgue un procédé d'hydrotraitement.

DESCRIPTION SOMMAIRE DES FIGURES :

35 **[0008]**

Les figures 1 et 2 présentent la même numérotation pour un même équipement de l'installation.

40 **[0009]** La figure 1 décrit un schéma de procédé selon l'invention dans lequel le stripeur C-1 est alimenté par la fraction de fond du ballon séparateur froid moyenne pression B-4, et la fraction la plus légère obtenue après séparation de l'effluent issu de la section réactionnelle R-1, successivement dans le ballon haute pression B-1, puis le ballon moyenne pression B-3, puis le ballon basse pression B-5.

[0010] Les fractions de fond du ballon B-5 et du stripeur C-1 alimentent la colonne de fractionnement principal C-2.

45 **[0011]** La figure 2 décrit un schéma de procédé selon l'art antérieur dans lequel il n'y a pas de ballon B-5 ni de stripeur C-1. L'effluent issu de la section réactionnelle R-1 est envoyé successivement dans le ballon haute pression B-1, puis le ballon moyenne pression B-3, puis directement dans la colonne de fractionnement principal C-2 avec la fraction de fond issue du ballon B-4.

DESCRIPTION SOMMAIRE DE L'INVENTION :

50 **[0012]** L'invention est définie dans la revendication 1. Dans une variante l'installation comprend en outre :

- 55 - un ballon séparateur chaud à moyenne pression B-3, alimenté par le flux liquide issu de B-1, et dont l'effluent liquide alimente le ballon B-5,
- un ballon séparateur froid à moyenne pression B-4, alimenté par le flux liquide issu de B-2 et le flux gazeux issus de B-3, et dont l'effluent liquide constitue une partie de la charge du stripeur C-1.

[0013] Dans le procédé selon l'invention, la colonne de séparation C-1 fonctionne aux conditions suivantes : pression totale comprise entre 0,6 et 2,0 MPa, de préférence entre 0,7 et 1,8 MPa.

[0014] Dans le procédé selon l'invention, la colonne de fractionnement C-2 fonctionne aux conditions de pression suivantes : pression totale comprise entre 0,1 MPa et 0,4 MPa, de préférence comprise entre 0,1 MPa et 0,3 MPa.

[0015] Selon une variante du procédé selon l'invention, au moins une partie de la fraction de tête issue de la colonne de fractionnement C-2 contenant les gaz acides résiduels, est envoyée vers une colonne de lavage C-5 opérant à très basse pression, afin d'éliminer au moins une partie de l'H₂S, ladite partie de la fraction de tête étant ensuite utilisée en appoint comme combustible dans le four F-1 de la section réactionnelle.

[0016] Selon une autre variante du procédé selon l'invention, au moins une partie de la fraction de tête issue de la colonne de fractionnement C-2 contenant les gaz acides résiduels, est envoyée vers les compresseurs de gaz acides d'une unité de craquage catalytique en lit fluidisé (FCC).

[0017] Enfin selon une autre variante du procédé selon l'invention, la température du ballon séparateur chaud haute pression B-1 est choisie de façon à ne pas nécessiter de four sur la charge du fractionnement principal C2.

DESCRIPTION DETAILLEE DE L'INVENTION

[0018] La suite de la description fournit des informations complémentaires sur les conditions opératoires du procédé et les catalyseurs utilisés dans la section réactionnelle.

[0019] De manière générale dans le procédé utilisant l'installation selon l'invention, la section réactionnelle R-1 peut comporter plusieurs réacteurs disposés en série ou en parallèle.

[0020] Chaque réacteur de la section réactionnelle comprend au moins un lit de catalyseur. Le catalyseur peut être mis en oeuvre en lit fixe ou en lit expansé, ou encore en lit bouillonnant. Dans le cas d'un catalyseur mis en oeuvre en lit fixe, il est possible de disposer plusieurs lits de catalyseurs dans au moins un réacteur.

[0021] Tout catalyseur connu de l'homme du métier peut être utilisé dans le procédé selon l'invention, par exemple un catalyseur comprenant au moins un élément choisi parmi les éléments du Groupe VIII de la classification périodique (groupes 8, 9 et 10 de la nouvelle classification périodique), et éventuellement au moins un élément choisi parmi les éléments du Groupe VIB de la classification périodique (groupe 6 de la nouvelle classification périodique).

[0022] Les conditions opératoires de la section réactionnelle d'hydrotraitement ou d'hydroconversion R-1 sont généralement les suivantes :

La température est typiquement comprise entre environ 200 et environ 460 °C,

La pression totale est typiquement comprise entre environ 1 MPa et environ 20 MPa, généralement entre 2 et 20 MPa, de préférence entre 2,5 et 18 MPa, et de façon très préférée entre 3 et 18 MPa,

La vitesse spatiale horaire globale de charge liquide pour chaque étape catalytique est typiquement comprise entre environ 0,1 et environ 12, et préférentiellement entre environ 0,4 et environ 10 h⁻¹ (la vitesse spatiale horaire étant définie comme le débit volumique de charge divisé par le volume de catalyseur),

La pureté de l'hydrogène recyclé utilisé dans le procédé selon l'invention est typiquement comprise entre 50 et 100% volume,

La quantité d'hydrogène recyclé par rapport à la charge liquide est typiquement comprise entre environ 50 et environ 2500 Nm³/m³.

[0023] Pour la mise en oeuvre du procédé selon l'invention, on peut utiliser un catalyseur classique d'hydroconversion comprenant, sur un support amorphe, au moins un métal ou composé de métal ayant une fonction hydro-déshydrogénante. Ce catalyseur peut être un catalyseur comprenant des métaux du groupe VIII, par exemple du nickel et/ou du cobalt, le plus souvent en association avec au moins un métal du groupe VIB, par exemple du molybdène et/ou du tungstène.

[0024] On peut par exemple employer un catalyseur comprenant de 0,5 à 10 % poids de nickel (exprimé en terme d'oxyde de nickel NiO), et de 1 à 30 % poids de molybdène, de préférence de 5 à 20 % poids de molybdène (exprimé en terme d'oxyde de molybdène MoO₃) sur un support minéral amorphe.

[0025] La teneur totale en oxydes de métaux des groupes VI et VIII dans le catalyseur est généralement comprise entre 5 et 40 % poids et préférentiellement entre 7 et 30 % poids. Le rapport pondéral (exprimé sur la base des oxydes métalliques) entre métal (ou métaux) du groupe VI et métal (ou métaux) du groupe VIII est, en général, d'environ 20 à environ 1, et le plus souvent d'environ 10 à environ 2.

[0026] Le support est, par exemple, choisi dans le groupe forme par l'alumine, la silice, les silices-alumines, la ma-

gnésie, les argiles et les mélanges d'au moins deux de ces minéraux.

[0027] Ce support peut également renfermer d'autres composés et par exemple, des oxydes choisis parmi l'oxyde de bore, la zircone, l'oxyde de titane, l'anhydride phosphorique.

[0028] On utilise le plus souvent un support d'alumine et préférentiellement de l'alumine η ou γ .

5 **[0029]** Le catalyseur peut également contenir un élément promoteur tel que du phosphore et/ou du bore. Cet élément peut avoir été introduit dans la matrice ou de préférence avoir été déposé sur le support. Du silicium peut également être déposé sur le support, seul ou avec le phosphore et/ou le bore.

[0030] De manière préférée, les catalyseurs contiennent du silicium déposé sur un support tel que l'alumine, éventuellement avec du phosphore et/ou du bore déposé(s) sur le support, et contenant aussi au moins un métal du groupe VIII (Ni, Co) et au moins un métal du groupe VIB (Mo, W). La concentration en ledit élément est habituellement inférieure à environ 20 % poids (sur la base oxyde), et le plus souvent inférieure à environ 10 %.

[0031] La concentration en trioxyde de bore (B_2O_3) est habituellement d'environ 0 à environ 10 % poids.

[0032] Un autre catalyseur est une silice-alumine comprenant au moins un métal du groupe VIII et au moins un métal du groupe VIB.

15 **[0033]** Un autre type de catalyseur utilisable dans le procédé selon l'invention est un catalyseur contenant au moins une matrice, au moins une zéolithe Y, et au moins un métal hydro-déshydrogénant. Les matrices, métaux, éléments additionnels décrits précédemment peuvent également entrer dans la composition de ce catalyseur.

[0034] Des zéolithes Y avantageuses dans le cadre du procédé selon l'invention, sont décrites dans les demandes de brevet WO00/71641, EP-911 077 ainsi que US-4,738,940 et US-4,738,941.

20 **[0035]** Certains composés ayant un caractère basique, comme l'azote basique, sont bien connus pour réduire significativement l'activité craquante des catalyseurs acides tels que les silices-alumines ou les zéolithes. Plus le catalyseur présente un caractère acide prononcé (silice-alumine, voire zéolithe), plus la diminution de la concentration en composés basiques par dilution a un effet bénéfique sur la réaction d'hydrocraquage doux.

25 **[0036]** La colonne de séparation (stripeur) C-1, vise à éliminer les gaz issus du craquage (appelés généralement gaz acides), et notamment l' H_2S , issus des réactions de la section réactionnelle. Cette colonne C-1 peut utiliser tout gaz de stripage tel que par exemple un gaz contenant de l'hydrogène ou de la vapeur d'eau. De préférence on utilise de la vapeur d'eau pour réaliser le stripage selon l'invention.

[0037] Dans une variante de l'invention la colonne de séparation C-1 (stripeur) peut être rebouillie.

30 **[0038]** La pression de cette colonne de séparation C-1 est en général suffisamment élevée pour que les gaz acides issus de de cette séparation, préalablement purifiés de l' H_2S qu'ils contiennent, puisse être réinjectés dans le réseau de gaz combustible du site. La pression totale est comprise entre 0,6 et 2,0 MPa, de préférence entre 0,7 et 1,8 MPa.

[0039] La colonne fractionnement C-2 est de préférence alimentée au moyen de tout gaz de stripage, de préférence de la vapeur. La pression totale de la colonne de fractionnement C-2 est comprise entre 0,1 MPa et 0,4 MPa, de préférence compris entre 0,1 MPa et 0,3 MPa.

35 **[0040]** La fraction de tête de la colonne de fractionnement C-2 contient les gaz acides résiduels qui sont comprimés dans le compresseur K-2 avant d'être envoyés vers la section de traitement des gaz acides utilisant généralement une colonne de lavage aux amines. Cette fraction de gaz acides après lavage est ensuite dirigée vers le réseau gaz combustible.

40 **[0041]** Selon cette variante au moins une partie de la fraction de tête issue de la colonne de fractionnement C-2 contenant les gaz acides résiduels, est envoyée vers une colonne de lavage C-5 opérant à très basse pression, afin d'éliminer au moins une partie de l' H_2S , ladite partie de la fraction de tête étant utilisée en appoint comme combustible dans le four F-1 de la section réactionnelle.

45 **[0042]** Selon une autre variante de l'invention, particulièrement adaptée pour les unités d'hydrodésulfuration en vue de constituer la charge d'une unité de craquage catalytique, au moins une partie de la fraction de tête issue de la colonne de fractionnement C-2 contenant les gaz acides résiduels, est envoyée vers les compresseurs de gaz acides d'une unité de craquage catalytique en lit fluidisé (FCC). Ceci permet alors d'éliminer le compresseur de gaz acide de l'unité d'hydrodésulfuration.

50 **[0043]** Le ballon séparateur chaud à haute pression B-1 est généralement opéré à une pression légèrement inférieure, par exemple une pression plus basse de 0,1 MPa à 1,0 MPa que celle du réacteur R-1. La température du ballon séparateur chaud B-1 est généralement comprise entre 200°C et 450°C, de préférence entre 250°C et 380°C et de manière très préférée entre 260°C et 360°C.

[0044] Selon une variante préférée, la température du ballon séparateur chaud haute pression B-1 est choisie de façon à ne pas nécessiter de four sur la charge du fractionnement principal

55 **[0045]** Le ballon séparateur froid à haute pression B-2, dont la charge est le flux gazeux issu du ballon séparateur chaud B-1, est opéré à une pression légèrement inférieure à celle de B-1, par exemple une pression plus basse de 0,1 MPa à 1,0 MPa que celle de B-1.

[0046] L'effluent gazeux issu de B-2, appelé hydrogène recyclé, est éventuellement lavé dans la colonne C-3, puis comprimé dans le compresseur K-1.

[0047] La température du ballon séparateur froid à haute pression B-2 est généralement la plus basse possible compte tenu des moyens de refroidissement disponibles sur le site, ceci de façon à maximiser la pureté de l'hydrogène recyclé.

[0048] Selon une variante de l'invention, le liquide issu du ballon séparateur froid B-2 est détendu dans une vanne ou une turbine, et dirigé dans un ballon séparateur froid à moyenne pression B-4. La pression totale de ce dernier est préférentiellement celle requise pour récupérer de façon efficace l'hydrogène compris dans la fraction gazeuse séparée dans le ballon. Cette récupération de l'hydrogène est de préférence réalisée dans une unité d'adsorption par inversion de pression.

[0049] La pression du ballon B-4 est généralement comprise entre 1,0 MPa et 3,5 MPa, de préférence comprise entre 1,5 MPa et 3,5 MPa.

[0050] Toujours selon une variante de l'invention, le flux liquide issu du ballon séparateur chaud à haute pression B-1 est dirigé dans un ballon séparateur chaud à moyenne pression B-3. La pression dudit ballon séparateur B-3 est choisie de façon à pouvoir alimenter le ballon séparateur froid à moyenne pression B-4 avec le flux gazeux séparé dans le ballon séparateur chaud à haute pression B-3.

[0051] Selon une variante préférée, une partie du liquide issu de B3, peut être réinjecté dans B-2 afin de favoriser la dissolution des hydrocarbures légers dans ce dernier et maximiser la pureté en hydrogène du gaz recycle.

[0052] De préférence, le flux liquide issu du ballon séparateur chaud à moyenne pression B-3 est détendu et dirigé vers un ballon séparateur chaud à basse pression B-5. La pression dudit ballon B-5 est choisie suffisamment élevée, afin que l'effluent gazeux issu de de B-5 puisse être dirigé vers la colonne de séparation C-1. La pression totale du ballon séparateur B-5 est typiquement comprise entre environ 0,2 MPa et environ 2,5 MPa, généralement entre 0,3 et 2,0 MPa, de préférence entre 0,4 et 1,8 MPa.

[0053] L'invention diffère de l'art antérieur en ce que :

- Contrairement à l'art antérieur selon la figure 2, dans lequel il n'y a pas de colonne de séparation en amont du fractionnement principal C-2, la fraction légère de l'effluent du réacteur R-1 fait l'objet dans le procédé selon l'invention d'une séparation visant à éliminer ces composés légers, et notamment l'H₂S. Cette séparation est réalisée par le stripeur C-1. Cette séparation en amont de la colonne de fractionnement C-2 permet une réduction importante des gaz acides en tête de ladite colonne de fractionnement principal C-2, et une diminution de la puissance et de la taille, voire dans certains cas la suppression du compresseur de gaz rejetés (Off-Gas selon la terminologie anglo-saxonne).
- La fraction la plus légère de l'effluent de la zone réactionnelle R-1 faisant l'objet du stripage dans la colonne C-1 placée en amont du fractionnement principal (colonne C-2), est éliminée par le flux de tête du stripeur C-1 et c'est seulement la fraction lourde de l'effluent du réacteur (flux 38 en sortie du ballon B-5, et flux de fond du stripeur C-1) qui est dirigée, après détentes éventuelles successives, vers le fractionnement principal C-2.

[0054] La température au(x) ballon(s) séparateur(s) chaud(s) est choisie de façon apporter à la colonne de fractionnement C-2 la chaleur requise pour obtenir les produits fractionnés 50, 52 et 55. Selon l'invention, la température du ballon chaud haute pression B-1 peut être choisie de façon à ne pas nécessiter de four sur la charge du fractionnement principal.

- De plus le fractionnement de l'effluent lourd de la section réactionnelle R-1 est intégralement réalisé dans la colonne de séparation C-2 à pression la plus basse. La séparation par distillation étant plus facile à réaliser à basse pression, l'efficacité énergétique du procédé sera améliorée, notamment grâce à une réduction des pertes d'énergies dans les aérocondenseurs de tête de colonnes.

DESCRIPTION D'UN MODE REALISATION DE L'INVENTION

[0055] La description qui suit est faite selon la figure 1 qui décrit un des modes de réalisation possible du procédé selon l'invention. La zone réactionnelle R-1 est une zone d'hydrocraquage, sans que cela constitue une limitation à la présente invention qui porte sur l'installation d'un ensemble ballon séparateur (B-5) et stripeur (C-1) en amont de la colonne de fractionnement principal C-2.

[0056] La charge est une coupe présentant des points d'ébullition compris entre 350°C et 530°C, mélange à 70% en masse de distillat sous vide lourd et à 30% en masse de gazole lourd de cokéfaction, ayant les caractéristiques suivantes :

Densité spécifique		0,965
Teneur en Soufre	% poids	2,8

EP 3 184 607 B1

(suite)

Teneur en Azote	ppm poids	5000
-----------------	-----------	------

5 **[0057]** La charge, est alimentée via la ligne 1 par la pompe P-1. L'hydrogène d'appoint, de préférence en excès par rapport à la charge, est alimenté via la ligne 2 et le compresseur K-2 puis la ligne 3, et mélangé avec la charge 1 avant d'être admis dans un échangeur charge-effluent (E-1) via la ligne 4.

[0058] L'échangeur E-1 permet de préchauffer la charge au moyen de l'effluent du réacteur d'hydrocraquage R-1. Après cet échange, la charge est amenée via la ligne 5 dans un four F-1 permettant d'atteindre le niveau de température nécessaire à la réaction d'hydrocraquage, puis la charge chaude est envoyée, via la ligne 6, dans la section d'hydrocraquage, constituée par au moins un réacteur d'hydrocraquage R-1 comprenant au moins un catalyseur d'hydrocraquage.

10 **[0059]** La section réactionnelle R-1 est composée de 2 réacteurs en série, de 3 lits de catalyseur chacun. Le premier lit du premier réacteur est composé des catalyseurs Axens HMC 868, HF858 et HR844. Les autres lits sont constitués de catalyseur Axens HR844.

[0060] Les lits sont opérés environ à 12,5MPa et à des températures comprises entre 350°C et 370°C. La consommation en hydrogène dans la section réactionnelle est de 2% par rapport à la charge fraîche.

[0061] L'effluent de la section réactionnelle est envoyé ensuite via la ligne 10 vers l'échangeur E-1, puis via la ligne 11 vers le ballon séparateur chaud à haute pression B-1. Une fraction gazeuse de tête est séparée dans ce ballon et récupérée via la ligne 12.

20 **[0062]** La fraction liquide est récupérée en fond du ballon B-1 via la ligne 20. Ladite fraction gazeuse (12) comprend de l'hydrogène n'ayant pas réagi, l'H₂S formé au cours de la réaction, ainsi que des hydrocarbures légers issus de la conversion des hydrocarbures de la charge dans la section réactionnelle d'hydrocraquage R-1.

[0063] Après refroidissement dans un échangeur E-2 et un aérocondenseur A-1, cette fraction est amenée, via la ligne 13, dans un ballon séparateur froid à haute pression B-2 permettant à la fois de réaliser une séparation gaz-liquide et une décantation de la phase liquide aqueuse. La phase hydrocarbonée liquide est, après détente dans la vanne ou la turbine liquide V-1, dirigée dans un ballon séparateur froid à moyenne pression B-4 via la ligne 21.

25 **[0064]** L'effluent liquide issu du ballon B-1 est, après détente dans la vanne ou la turbine liquide V-2, dirigé dans un ballon séparateur chaud à moyenne pression B-3 via la ligne 20. Une fraction gazeuse est séparée dans ce ballon et récupérée via la ligne 22. La fraction gazeuse comprend de l'hydrogène n'ayant pas réagi, de l'H₂S, ainsi que, généralement, des hydrocarbures légers issus de la conversion des hydrocarbures de la charge dans la section réactionnelle R-1.

[0065] Après refroidissement dans un aérocondenseur A-2, cette fraction est amenée, via la ligne 23, dans le ballon séparateur froid à moyenne pression B-4. Une fraction liquide est récupérée en fond, détendu dans la vanne ou la turbine liquide V-3 et dirigée via les lignes 30 et 31 vers le ballon séparateur à basse pression B-5.

35 **[0066]** La fraction gazeuse issue du ballon séparateur froid à haute pression B-2 est envoyée via la ligne 14 vers un absorbeur aux amines ou une colonne de lavage C-3 permettant d'éliminer au moins une partie de l'H₂S. La fraction gazeuse contenant de l'hydrogène est ensuite recyclée via les lignes 15 et 16 vers le réacteur d'hydrocraquage, après compression au moyen du compresseur K-1 et mélange avec la charge 1.

40 **[0067]** L'effluent liquide hydrocarboné issu du ballon B-4 alimente le striper C-1 via les lignes 32 et 33, la vanne ou la turbine liquide V-5 et l'échangeur E-3.

[0068] Selon une variante préférée, de la vapeur d'eau est préférentiellement ajoutée via les lignes 60 et 61 à l'effluent de tête des ballons B-1 et/ou B-3 pour faciliter le fractionnement. Cette eau est séparée dans les ballons B-2 et B-4, et évacuée après séparation via la ligne 57. L'eau séparée dans le ballon B-2 est envoyée via la ligne 56 et la vanne V4 au ballon B-4. La ligne 58 permet d'évacuer un flux gazeux.

45 **[0069]** Le striper C-1 est opéré à 0,9 MPa en tête de colonne, 45°C au ballon de reflux B-6 pour une température de fond de 180°C.

[0070] Une fraction gazeuse est séparée dans le ballon B-5. Cette fraction gazeuse alimente le striper C-1 via la ligne 34. Le striper C-1 est alimenté par de la vapeur de stripage via la ligne 35 selon un ratio de 7kg/hr de vapeur pour 1 m³ standard de produit de fond de colonne. En tête de striper, on récupère une fraction gazeuse (généralement appelée gaz acide) via la ligne 36, et, via la ligne 37 un naphta présentant un point d'ébullition final le plus souvent supérieur à 100°C par un ballon B-6 et un échangeur E-6. Le liquide récupéré en fond de striper via la ligne 39 est envoyé à la colonne de fractionnement principal C-2, sans qu'il soit nécessaire de le réchauffer dans un four ou un échangeur.

50 **[0071]** La fraction liquide issue du ballon B-5, alimente directement le fractionnement principal C-2 via la ligne 38 sans faire l'objet d'une opération de séparation des gaz acides dans une colonne de stripage ou une colonne de séparation rebouillie.

55 **[0072]** La colonne de fractionnement principal C-2 est opérée à faible pression 0,29 MPa en tête de colonne, 45°C

EP 3 184 607 B1

au ballon de reflux B-7 (après passage dans un aérocondenseur A-3 et une pompe P-2) pour une température de fond de 330°C. La chaleur nécessaire à la séparation est préférentiellement apportée par la température du ballon séparateur chaud B-5, opéré à 340°C et 1,1MPa. Cette colonne C-2 est également alimentée par de la vapeur de stripage via la ligne 40 selon un ratio de 7kg/hr de vapeur pour 1 m3 standard de produit de fond de colonne.

[0073] La fraction de tête récupérée via la ligne 41 contient les gaz acides résiduels qui sont comprimés dans le compresseur K-2 avant export vers le traitement des gaz acides (généralement un lavage aux amines ou une colonne de lavage) avant d'être dirigés vers un réseau gaz combustible via la ligne 42.

[0074] Selon une variante de l'invention, les gaz acides résiduels sont envoyés via la ligne 43 vers un absorbeur aux amines ou une colonne de lavage C-5 opérant à très basse pression qui permet d'éliminer au moins une partie de l'H₂S, avant d'être utilisée de façon minoritaire comme combustible dans le four R-1 de la section réactionnelle via la ligne 44.

[0075] Selon une autre variante de l'invention, particulièrement adaptée pour les unités d'hydrodésulfuration en vue de constituer la charge d'une unité de craquage catalytique, ces gaz acides résiduels sont dirigés vers les compresseurs de gaz acide de l'unité de craquage catalytique en lit fluidisé via la ligne 45.

[0076] Le produit obtenu ligne 50 par la pompe P-3 est constitué de coupes naphta présentant un point d'ébullition final le plus souvent inférieure à 200°C.

[0077] La fraction intermédiaire issue de la colonne de fractionnement principal C-2 via la colonne intermédiaire C-4 (optionnelle), éventuellement équipé d'un rebouilleur E-7, via la ligne 51 est refroidie, par exemple, au moyen d'un échangeur E-4 après passage par une pompe P-5, puis récupérée via la ligne 52. Il s'agit par exemple d'une coupe gazole présentant une température de distillation à 95% volume (norme NF EN ISO 3405) inférieure à 360°C.

[0078] La fraction lourde issue de la colonne de fractionnement principal via les lignes 53 et 54 est également refroidie après passage par une pompe P-4 au moyen de l'échangeur E-5. La fraction ainsi obtenue via la ligne 55 est un gazole sous vide présentant des points de coupe voisins de la charge initiale.

[0079] Selon un autre mode de fonctionnement, il est possible de récupérer via la ligne 50 une fraction allant du naphta au gazole léger, et via la ligne 55 une fraction gazole lourd complémentaire. Dans ce cas, la colonne de fractionnement C-2 ne comprend pas de fractionnement intermédiaire C-4, et les lignes 51 et 52 sont absentes.

[0080] Selon une autre mode de fonctionnement de la colonne de fractionnement C-2, des soutirages latéraux d'une coupe kérosène et d'une coupe diesel sont possibles (non représentés sur la figure 1).

EXEMPLE :

[0081] Le tableau 1 compare un procédé d'hydrocraquage doux selon l'art antérieur, c'est-à-dire sans stripeur C-1 (figure 2), avec un procédé d'hydrocraquage doux selon l'invention, c'est-à-dire avec ballon B-5 et stripeur C-1 (figure 1).

Tableau 1

Débit massique (kg/hr)	Art Antérieur (Figure 2)	Selon l'invention (Figure 1)		
	Gaz de tête Fractionnement principal (41)	Gaz de tête Striper (36)	Gaz de tête Fractionnement principal (41)	Total gaz acides (36)+ (41)
H ₂	28	23	6	29
H ₂ S	125	99	26	125
NH ₃	9	4	3	7
Méthane	51	41	11	52
Ethane	91	77	14	91
Propane	132	100	20	120
Isobutane	68	41	11	52
Normal butane	104	55	15	70
TOTAL	608	440	107	547

[0082] Dans le procédé selon l'invention, la quantité de gaz acide en tête de la colonne de fractionnement principal à basse pression (flux 41) devant être comprimé dans le compresseur K-2 est divisée par 6 par rapport au procédé selon l'art antérieur (107 Kg/h contre 608 Kg/h).

[0083] Dans le cas d'un hydrocraquage doux selon l'art antérieur (selon la figure 2), c'est la totalité de la fraction de fond du ballon séparateur chaud moyenne pression B3 et de la fraction de fond du ballon froid moyenne pression B-4 qui alimente la colonne de fractionnement C-2.

[0084] Dans le procédé selon l'invention (figure 1), la température au ballon séparateur chaud basse pression B-5 est de 340°C, ce qui permet d'éviter de mettre un four pour chauffer la charge 38, soutirée en fond du ballon basse pression B-5, qui alimente la colonne C-2.

Revendications

1. Procédé d'hydrotraitement ou d'hydroconversion de gazoles, de distillats sous vide, de résidus atmosphérique ou sous vide utilisant une installation comprenant au moins :

- une section réactionnelle R-1,
- un ballon séparateur chaud à haute pression B-1, alimenté par l'effluent issu de la section réactionnelle R-1, et dont le flux de fond alimente le ballon séparateur B-5,
- un ballon séparateur froid à haute pression B-2, alimenté par le flux sortant en tête du ballon séparateur chaud haute pression B-1, et dont le flux de fond alimente le strieur C-1,
- une zone de compression K de l'effluent gazeux issu de B-2, appelé hydrogène recyclé,
- un ballon séparateur chaud à basse pression B-5, alimenté par le flux liquide issu de B-1, et dont l'effluent gazeux de tête constitue une partie de la charge du strieur C-1, et dont l'effluent liquide constitue la première partie de la charge de la colonne de fractionnement C-2,
- une colonne de séparation C-1 également appelé strieur alimentée par le flux liquide issu de B-2, et le flux gazeux issus de B-5, dont le produit en fond constitue l'autre partie de la charge de la colonne de fractionnement C-2,
- une colonne de fractionnement principal C-2, alimentée par le produit de fond du strieur C-1 et par le flux liquide issu du fond de B-5, et qui sépare les coupes suivantes : naphta léger et lourd, diesel, kérosène et résidu,
- un four F-1 chauffant la charge de la section réactionnelle R1 et / ou une partie de l'hydrogène nécessaire à ladite section réactionnelle,

ladite colonne de séparation C-1 fonctionnant aux conditions suivantes : pression totale comprise entre 0,6 et 2,0 MPa, de préférence comprise entre 0,7 et 1,8 MPa, et ladite colonne de fractionnement C-2 fonctionnant aux conditions de pression suivantes: pression totale comprise entre 0,1MPa et 0,4 MPa, de préférence comprise entre 0,1 MPa et 0,3 MPa.

2. Procédé d'hydrotraitement ou d'hydroconversion de gazoles, de distillats sous vide, de résidus atmosphérique ou sous vide selon la revendication 1, dans lequel l'installation comprend en outre :

- un ballon séparateur chaud à moyenne pression B-3, alimenté par le flux liquide issu de B-1, et dont l'effluent liquide alimente le ballon B-5,
- un ballon séparateur froid à moyenne pression B-4, alimenté par le flux liquide issu de B-2 et le flux gazeux issus de B-3, et dont l'effluent liquide constitue une partie de la charge du strieur C-1.

3. Procédé d'hydrotraitement ou d'hydroconversion de gazoles, de distillats sous vide, de résidus atmosphérique ou sous vide selon l'une des revendications 1 à 2, dans lequel au moins une partie de la fraction de tête issue de la colonne de fractionnement C-2 contenant les gaz acides résiduels, est envoyée vers une colonne de lavage C-5 opérant à très basse pression, afin d'éliminer au moins une partie de l'H₂S, ladite partie de la fraction de tête étant ensuite utilisée en appoint comme combustible dans le four F-1 de la section réactionnelle.

4. Procédé d'hydrotraitement ou d'hydroconversion de gazoles, de distillats sous vide, de résidus atmosphérique ou sous vide selon l'une des revendications 1 à 2, dans lequel au moins une partie de la fraction de tête issue de la colonne de fractionnement C-2 contenant les gaz acides résiduels, est envoyée vers les compresseurs de gaz acides d'une unité de craquage catalytique en lit fluidisé (FCC).

5. Procédé d'hydrotraitement ou d'hydroconversion de gazoles, de distillats sous vide, de résidus atmosphérique ou sous vide selon l'une des revendications 1 à 4, dans lequel la température du ballon séparateur chaud haute pression B-1 est choisie de façon à ne pas nécessiter de four sur la charge du fractionnement principal C2.

Patentansprüche

1. Verfahren zur Hydrobehandlung oder Hydrokonversion von Gasölkraftstoffen, Vakuumdestillaten, atmosphärischen oder Vakuumresten unter Verwendung einer Anlage, die mindestens das Folgende umfasst:

- einen Reaktionsabschnitt R-1,
- einen Hochdruck-Heißabscheider B-1, der durch den Ablauf des Reaktionsabschnitts R-1 gespeist wird und dessen Bodenströmung den Abscheider B5 speist,
- einen Hochdruck-Kaltabscheider B-2, der von dem an der Oberseite des Hochdruck-Heißabscheiders B-1 austretenden Ablauf gespeist wird und dessen Bodenströmung den Stripper C-1 speist,
- eine Kompressionszone K des gasförmigen Ablaufs von B-2, der als recycelter Wasserstoff bezeichnet wird,
- einen Niederdruck-Heißabscheider B-5, der durch die flüssige Strömung aus B-1 gespeist wird und dessen gasförmiger Ablauf von der Oberseite einen Teil der Beschickung des Strippers C-1 darstellt, und dessen flüssiger Ablauf den ersten Teil der Beschickung der Fraktioniersäule C-2 darstellt,
- eine Trennsäule C-1, auch als Stripper bezeichnet, die von der flüssigen Strömung aus B-2 gespeist wird und die gasförmige Strömung aus B-5, deren Bodenprodukt den anderen Teil der Beschickung der Fraktioniersäule C-2 darstellt,
- eine Hauptfraktioniersäule C-2, die durch das Bodenprodukt des Strippers C-1 gespeist wird und die flüssige Strömung vom Boden von B-5, und welche die folgenden Schnitte trennt: leichtes und schweres Naphtha, Diesel, Kerosin und Rückstände,
- einen Ofen F-1, der die Beschickung des Reaktionsabschnitts R1 und/oder einen Teil des Wasserstoffs erhitzt, der für diesen Reaktionsabschnitt notwendig ist,

wobei die Trennsäule C-1 unter den folgenden Bedingungen betrieben wird: Gesamtdruck zwischen 0,6 und 2,0 MPa, vorzugsweise zwischen 0,7 und 1,8 MPa, und wobei die Fraktioniersäule C-2 unter den folgenden Druckbedingungen betrieben wird: Gesamtdruck zwischen 0,1 MPa und 0,4 MPa, vorzugsweise zwischen 0,1 MPa und 0,3 MPa.

2. Verfahren zur Hydrobehandlung oder Hydrokonversion von Gasölkraftstoffen, Vakuumdestillaten, atmosphärischen oder Vakuumrückständen nach Anspruch 1, wobei die Anlage ferner Folgendes umfasst:

- einen Mitteldruck-Heißabscheider B-3, der durch die flüssige Strömung aus B-1 gespeist wird, und dessen flüssiger Ablauf den Abscheider B-5 speist,
- einen Mitteldruck-Kaltabscheider B-4, der durch die flüssige Strömung aus B-2 gespeist wird und die gasförmige Strömung aus B-3 und dessen flüssiger Ablauf einen Teil der Beschickung des Strippers C-1 darstellt.

3. Verfahren zur Hydrobehandlung oder Hydrokonversion von Gasölkraftstoffen, Vakuumdestillaten, atmosphärischen oder Vakuumresten nach einem der Ansprüche 1 bis 2, wobei mindestens ein Teil der Kopffraktion aus der Fraktioniersäule C-2, welche die restlichen sauren Gase enthält, zu einer Waschsäule C-5 geschickt, die bei sehr niedrigem Druck betrieben wird, um mindestens einen Teil des H_2S zu entfernen, wobei der Teil der Kopffraktion daraufhin zusätzlich als Brennstoff im Ofen F-1 des Reaktionsabschnitts verwendet wird.

4. Verfahren zur Hydrobehandlung oder Hydrokonversion von Gasölkraftstoffen, Vakuumdestillaten, atmosphärischen oder Vakuumresten nach einem der Ansprüche 1 bis 2, wobei mindestens ein Teil der Kopffraktion aus der Fraktioniersäule C-2, welche die restlichen sauren Gase enthält, zu den Säuregasverdichtern einer katalytischen Wirbelschicht-Crackanlage (FCC) geschickt wird.

5. Verfahren zur Hydrobehandlung oder Hydrokonversion von Gasölkraftstoffen, Vakuumdestillaten, atmosphärischen oder Vakuumresten nach einem der Ansprüche 1 bis 4, wobei die Temperatur des Hochdruck-Heißabscheiders B-1 derart ausgewählt wird, dass kein Ofen für die Beschickung der Hauptfraktioniersäule C2 erforderlich wird.

Claims

1. A process for the hydrotreatment or hydroconversion of gas oils, vacuum distillates, atmospheric or vacuum residues, using a facility comprising at least:

- a reaction section R-1,

- a high pressure hot separator drum B-1, supplied with the effluent obtained from the reaction section R-1 and from which the bottom stream is supplied to the separator drum B-5,
- a high pressure cold separator drum B-2, supplied with the overhead stream leaving the high pressure hot separator drum B-1 and from which the bottom stream is supplied to the stripper C-1,
- a compression zone K for the gaseous effluent obtained from B-2, termed the recycled hydrogen,
- a low pressure hot separator drum B-5, supplied with the liquid stream obtained from B-1, and from which the overhead gaseous effluent constitutes a portion of the feed for the stripper C-1, and from which the liquid effluent constitutes the first portion of the feed for the fractionation column C-2,
- a separation column C-1 also termed a stripper supplied with the liquid stream obtained from B-2, and the gaseous stream obtained from B-5, from which the bottom product constitutes the other portion of the feed for the fractionation column C-2,
- a principal fractionation column C-2, supplied with the bottom product from the stripper C-1 and with the liquid stream obtained from the bottom of B-5, and which separates the following cuts: naphtha light and heavy, diesel, kerosene and residue,
- a furnace F-1 heating the feed for the reaction section R-1 and/or a portion of the hydrogen necessary for said reaction section,

said separation column C-1 being operated under the following conditions: total pressure in the range 0.6 to 2.0 MPa, preferably in the range 0.7 to 1.8 MPa, and said fractionation column C-2 being operated under the following pressure conditions: total pressure in the range 0.1 MPa to 0.4 MPa, preferably in the range 0.1 MPa to 0.3 MPa.

2. The process for the hydrotreatment or hydroconversion of gas oils, vacuum distillates, atmospheric or vacuum residues as claimed in claim 1, wherein the facility further comprises:

- a medium pressure hot separator drum B-3, supplied with the liquid stream obtained from B-1, and from which the liquid effluent is supplied to the drum B-5,
- a medium pressure cold separator drum B-4, supplied with the liquid stream obtained from B-2 and the gaseous stream obtained from B-3, and from which the liquid effluent constitutes a portion of the feed for the stripper C-1.

3. The process for the hydrotreatment or hydroconversion of gas oils, vacuum distillates, atmospheric or vacuum residues as claimed in one of claims 1 to 2, in which at least a portion of the overhead fraction obtained from the fractionation column C-2 containing the residual acid gases is sent to a scrubbing column C-5 operated at very low pressure, in order to eliminate at least a portion of the H_2S , said portion of the overhead fraction then being used by way of a makeup as a fuel in the furnace F-1 for the reaction section.

4. The process for the hydrotreatment or hydroconversion of gas oils, vacuum distillates, atmospheric or vacuum residues as claimed in one of claims 1 to 2, in which at least a portion of the overhead fraction obtained from the fractionation column C-2 containing the residual acid gases is sent to the acid gas compressors of a fluid catalytic cracking unit (FCC).

5. The process for the hydrotreatment or hydroconversion of gas oils, vacuum distillates, atmospheric or vacuum residues as claimed in one of claims 1 to 4, in which the temperature of the high pressure hot separator drum B-1 is selected in a manner such that a furnace is not required for the feed for the principal fractionation C-2.

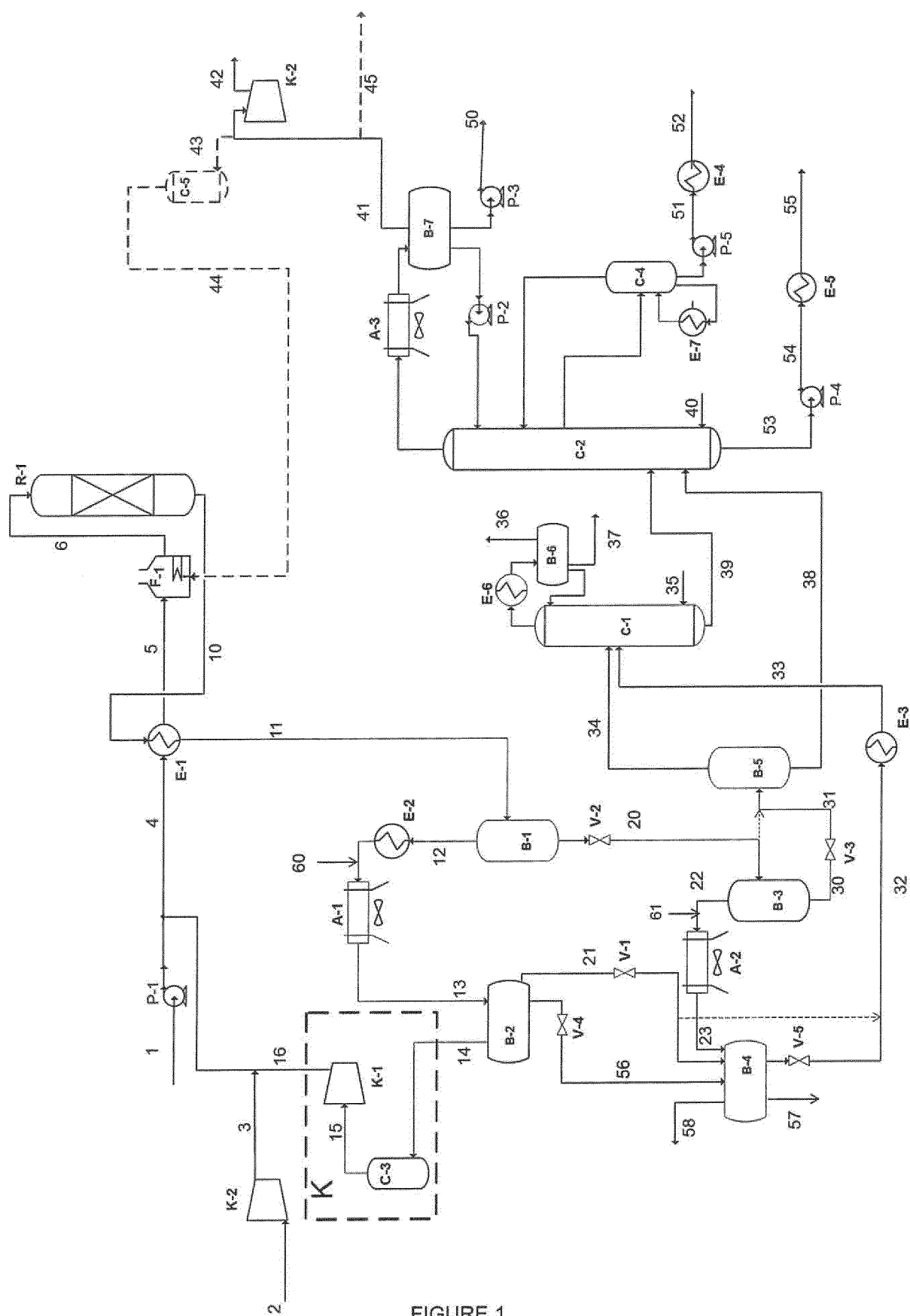


FIGURE 1

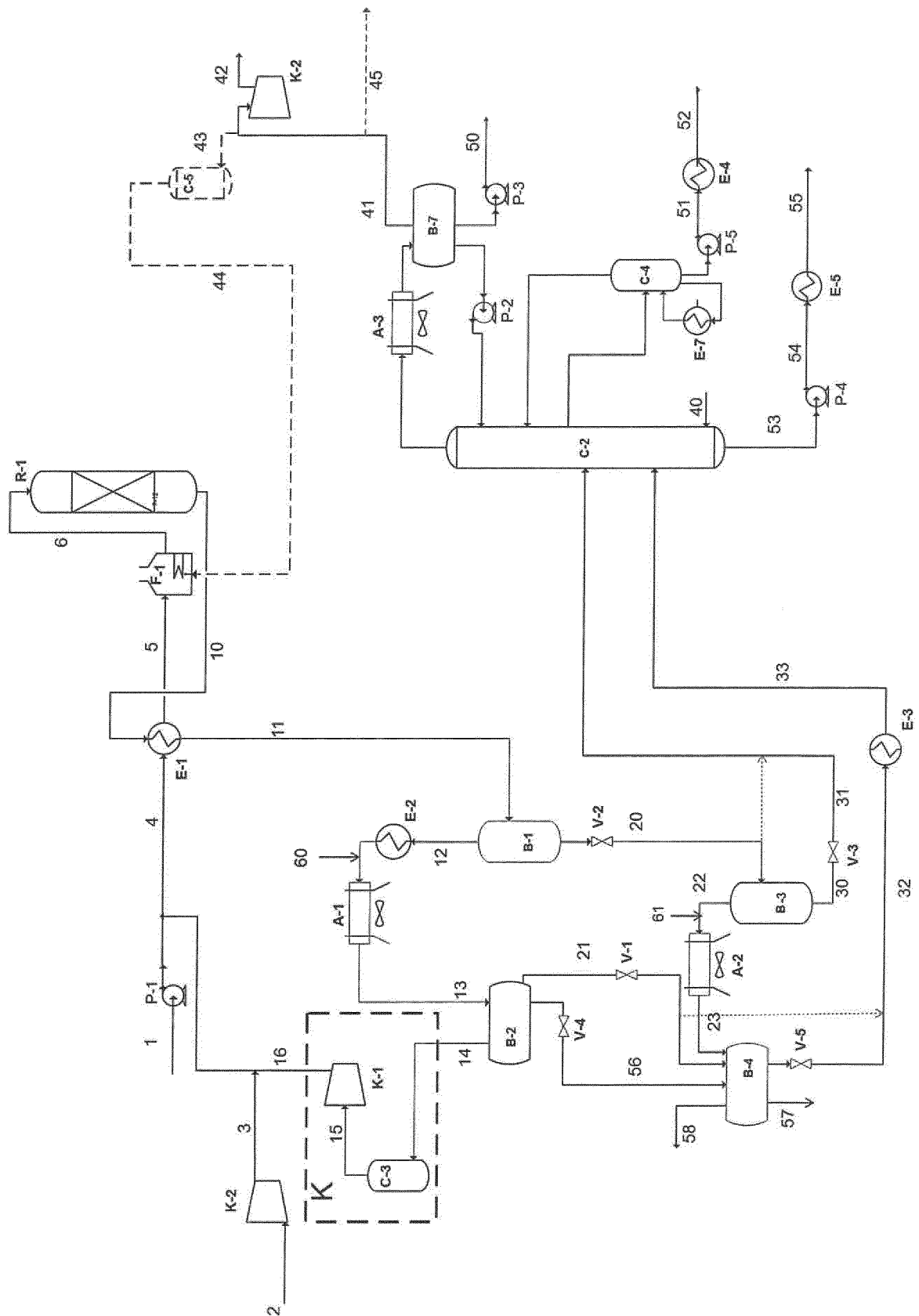


FIGURE 2

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

- US 3733260 A [0002]
- US 3371029 A [0004]
- US 20050035028 A [0007]
- WO 0071641 A [0034]
- EP 911077 A [0034]
- US 4738940 A [0034]
- US 4738941 A [0034]