



(11) **EP 1 436 362 B2**

(12) **NOUVEAU FASCICULE DE BREVET EUROPEEN**
Après la procédure d'opposition

(45) Date de publication et mention de la décision concernant l'opposition:
02.03.2011 Bulletin 2011/09

(45) Mention de la délivrance du brevet:
16.04.2008 Bulletin 2008/16

(21) Numéro de dépôt: **02774912.6**

(22) Date de dépôt: **09.09.2002**

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

(86) Numéro de dépôt international:
PCT/FR2002/003051

(87) Numéro de publication internationale:
WO 2003/042332 (22.05.2003 Gazette 2003/21)

(54) **PROCEDE D'HYDRODESULFURATION COMPRENANT UNE SECTION DE STRIPAGE ET UNE SECTION DE FRACTIONNEMENT SOUS VIDE**

VERFAHREN ZUR HYDRODESULFURIERUNG MIT EINER STRIPPUNG UND EINER FRAKTIONIERUNG

HYDRODESULFURISATION METHOD COMPRISING A STRIPPING SECTION AND A VACUUM FRACTIONATION SECTION

(84) Etats contractants désignés:
AT BE BG CH CY CZ DE DK EE ES FI FR GB GR IE IT LI LU MC NL PT SE SK TR

(30) Priorité: **12.10.2001 FR 0113151**

(43) Date de publication de la demande:
14.07.2004 Bulletin 2004/29

(73) Titulaire: **IFP Energies Nouvelles**
92852 Rueil-Malmaison Cedex (FR)

(72) Inventeurs:
• **GALEAZZI, Renaud**
F-75016 Paris (FR)
• **DUNET, Alain**
F-91300 Massy (FR)

(74) Mandataire: **Boulinguez, Didier**
Cabinet Plasseraud
52, rue de la Victoire
75440 Paris Cedex 09 (FR)

(56) Documents cités:
WO-A-98/42804 GB-A- 1 320 768
GB-A- 1 353 950 US-A- 3 733 260
US-A- 3 926 784 US-A- 4 006 076
US-A- 4 394 249 US-A- 4 808 289
US-A- 4 925 573 US-A- 4 973 396
US-A- 4 990 242 US-A- 5 968 347
US-A- 5 972 202

- 'The Petroleum Handbook', vol. 6, 1983, ELSEVIER SCIENCE PUBLISHERS, ISBN 0-444-42118-1 article 'P308 (Fig.5.33)P297(Fig. 5.28)', page 298
- 'The Petroleum Handbook', vol. 6, 1983, ELSEVIER SCIENCE PUBLISHERS, ISBN 0-444-42118-1 article 'P 248-249', pages 256 - 257
- 'The Petroleum Handbook', vol. 6, 1983, ELSEVIER SCIENCE PUBLISHERS, ISBN 0-444-42118-1 pages 311 - 313
- 'Standard Test Method for Distillation of Petroleum Products at Atmospheric Pressure' ASTM INTERNATIONAL vol. D86, 2003, pages 1 - 23
- 'Standard Test Method for Boiling Range Distribution of Petroleum Fractions by Gas Chromatography' ASTM INTERNATIONAL vol. D2887-02, 2003, pages 1 - 13
- 'Standard Test Method for Distillation of Petroleum Products at Reduced Pressure' ASTM INTERNATIONAL vol. D1160-99, 2003, pages 1 - 18

EP 1 436 362 B2

Description

ART ANTERIEUR :

[0001] Les procédés conventionnels d'hydrodésulfuration de gazoles ou de distillats sous vide comprennent un four généralement situé entre le stripeur d'H₂S et la colonne de fractionnement principale. La présence de ce four permet de remonter les températures en après le stripage et d'obtenir un fractionnement efficace dans la colonne de fractionnement située en aval. Par contre, la présence de ce four engendre des consommations énergétiques importantes et représente un investissement et un coût opératoire importants à la fois dans l'absolu et par rapport à l'ensemble du procédé.

[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 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 fractions liquide au moyen de l'hydrogène préalablement traité, une séparation des hydrocarbures stripés en un naphta et un gazole et un recyclage dudit naphta à l'étape de condensation.

[0003] La demande de brevet WO 98/42804 décrit une composition comprenant des fractions paraffiniques, naphténiques et des alkylbenzènes et des procédés de production de cette composition. Un des procédés décrit comprend un réacteur de craquage de molécules lourdes en présence d'hydrogène suivi d'une séparation gaz/liquide, d'un stripage et d'un fractionnement sous vide après réchauffage de l'effluent strippé au moyen d'un four.

[0004] Le brevet US 4,808,289 décrit un procédé d'hydrotraitement de résidus comprenant le mélange dudit résidu avec des hydrocarbures plus légers issus d'un ballon séparateur, l'envoi de ce mélange dans une série de réacteurs opérés en lit bouillonnant, la séparation dans un ballon séparateur de l'effluent obtenu en 2 fractions gazeuses et liquides, le fractionnement du liquide dans une tour de distillation atmosphérique en un naphta et un résidu, puis un fractionnement sous vide de ce résidu en un gaz, un naphta et un résidu sous vide

OBJET DE L'INVENTION :

[0005] La présente invention concerne un procédé d'hydrodésulfuration de gazole ou de distillat sous vide, de préférence de gazole sous vide et/ou de distillats sous vide, comprenant au moins une section réactionnelle d'hydrodésulfuration, au moins une section de stripage et au moins une section de fractionnement dans lequel la colonne de fractionnement principale est opérée sous un vide modéré. Le procédé selon l'invention permet de

réduire la quantité de chaleur à apporter à la charge de la section de fractionnement et donc d'opérer ladite section à des niveaux de température modérés. Le procédé selon l'invention permet donc de désulfurer un gazole et ou un distillat sous vide sans qu'il soit nécessaire d'implanter un four entre la section de stripage et la section de fractionnement, ce qui représente un avantage économique important par rapport aux procédés de l'art antérieur.

DESCRIPTION DETAILLEE DE L'INVENTION :

[0006] La présente invention concerne un procédé selon la revendication 1 d'hydrodésulfuration de gazole ou de distillat sous vide, de préférence de gazole sous vide et/ou de distillats sous vide, comprenant au moins une section réactionnelle d'hydrodésulfuration, au moins une section de stripage et au moins une section de fractionnement dans lequel la colonne de fractionnement principale est opérée sous un vide modéré. L'installation utilisée dans le procédé selon l'invention comprend également un ballon séparateur chaud.

[0007] Dans le procédé et l'installation selon l'invention, la section réactionnelle d'hydrodésulfuration peut comprendre un ou plusieurs réacteurs disposés en série ou en parallèle, par exemple deux réacteurs disposés en série. 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.

[0008] 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).

[0009] Les conditions opératoires de cette section réactionnelle d'hydrodésulfuration sont généralement comprises dans les fourchettes de conditions opératoires décrites dans l'art antérieur. Ces conditions opératoires utilisables en hydrotraitement sont bien connus de l'homme de l'art :

[0010] La température est typiquement comprise entre environ 200 et environ 460 °C.

[0011] 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.

[0012] La vitesse spatiale horaire globale de charge liquide pour chaque étape catalytique est typiquement comprise entre environ 0,1 et environ 12, et généralement entre environ 0,4 et environ 10.

[0013] La pureté de l'hydrogène utilisé dans le procédé

selon l'invention est typiquement comprise entre 50 et 99,9.

[0014] La quantité d'hydrogène par rapport à la charge liquide est typiquement comprise entre environ 50 et environ 1200 Nm³/m³.

[0015] Les sections de fractionnement et de stripage peuvent être équipées de tout type de colonne de stripage à toute pression ou de fractionnement sous vide modéré connu de l'homme du métier. On utilise de la vapeur pour réaliser ledit stripage. La colonne sous vide est également de préférence alimentée au moyen de tout gaz de stripage, de préférence de la vapeur.

[0016] Le passage de la colonne à un vide modéré, c'est-à-dire compris en zone de flash entre 0,05 bar et 0,95 bar (1 bar = 0,1 MPa), de préférence compris entre 0,1 bar et 0,90 bar, de manière plus préférée compris entre 0,1 bar et 0,7 bar et de manière plus préférée compris entre 0,15 bar et 0,5 bar, permet de réduire considérablement la chaleur à apporter à la charge de cette colonne pour vaporiser la fraction légère issue des réactions de conversion des hydrocarbures dans le réacteur d'hydrodésulfuration.

[0017] L'installation utilisée dans le procédé selon l'invention comprend un ballon séparateur chaud. La chaleur complémentaire nécessaire à cette vaporisation peut éventuellement être apportée par l'augmentation de la température dudit ballon séparateur par rapport à la pratique courante qui correspond à une température généralement comprise entre 240°C et 280°C. Généralement cette augmentation est inférieure à 60°C, de préférence inférieure à 50°C, de manière plus préférée inférieure à 40°C. Ce mode de fonctionnement diffère également notablement de celui de l'art antérieur dans lequel, la température du ballon chaud est fixée pour le fonctionnement de la colonne de strieur d'H₂S. La température dudit ballon séparateur, est comprise entre 280°C et 350°C, de préférence entre 300°C et 340°C et de manière très préférée entre 300°C et 330°C.

[0018] On profite alors de cette élévation de température pour distiller un maximum de naphta dans le strieur de façon à envoyer vers la colonne de fractionnement principale des composés dont la température d'ébullition est généralement supérieure à environ 100°C. L'absence de composés légers dans la colonne sous vide permet ainsi d'obtenir la condensation complète du produit de tête avec à un vide très modérée (par exemple 0,1 à 0,5 bar abs).

[0019] Tout autre mode d'apport de la chaleur complémentaire autre qu'un four peut toutefois être envisagé dans le procédé selon l'invention, en particulier ceux connus de l'homme du métier, tel que par exemple un échangeur de chaleur supplémentaire.

[0020] Dans le procédé selon l'invention, la température du système de vide est généralement gouvernée par la température de condensation de l'eau provenant de la vapeur de stripage de la colonne. La condensation complète des hydrocarbures et de la vapeur d'eau permet d'utiliser un système de vide très simple et peu con-

sommateur d'énergie.

[0021] Au niveau énergétique ce procédé permet donc de gagner le plus souvent environ les 2/3 de la consommation énergétique du four utilisé dans les procédés de l'art antérieur. Le 1/3 restant est reporté sur le four de la boucle réactionnelle.

[0022] Au niveau équipement ce procédé permet d'économiser le four ainsi que de nombreux échangeurs de refroidissement habituellement nécessaires avant recueil des produits issus du procédé. La colonne sous vide opère sous un vide modéré, c'est-à-dire compris entre 0,05 bar et 0,95 bar en zone de flash (1 bar = 0,1 MPa). Ces opérations sous vide n'induisent donc pas de surcoût important. Une autre simplification notable est la possibilité préférée de supprimer les strieurs latéraux de cette colonne, car l'extraction d'une grande quantité de naphta dans le strieur permet d'obtenir des coupes kérosène et gazole présentant la bonne spécification de point éclair, généralement compris entre 50 et 70 °C.

[0023] La Figure 1 décrit un des modes de réalisation possible du procédé selon l'invention. Ce mode de réalisation est particulièrement bien adapté au cas où la conversion de la charge dans la section réactionnelle d'hydrodésulfuration est limitée inférieure à 50% (c'est-à-dire que moins de 50% poids de la charge est convertie dans cette section), de préférence inférieure à 30%.

[0024] La charge, par exemple un gazole sous vide comprenant des hydrocarbures avec des points d'ébullition compris entre 370 et 565°C, est alimenté via la ligne 1. L'hydrogène, de préférence en excès par rapport à la charge, est alimenté via la ligne 3 et le compresseur 4 puis la ligne 5, et mélangé avec la charge 1 avant d'être admis dans un échangeur charge-effluent (6) via la ligne 2. L'échangeur 6 permet de préchauffer la charge au moyen de l'effluent du réacteur d'hydrodésulfuration 10. Après cet échange, la charge est amenée via la ligne 7 dans un four permettant d'atteindre le niveau de température nécessaire à la réaction d'hydrodésulfuration, puis la charge chaude est envoyée, via la ligne 9, dans la section d'hydrodésulfuration 10, constituée par au moins un réacteur d'hydrodésulfuration comprenant au moins un catalyseur d'hydrodésulfuration.

[0025] L'effluent du réacteur 10 est envoyé ensuite vers l'échangeur 6, puis via la ligne 12 vers le ballon séparateur 13. Une fraction gazeuse est séparée dans ce ballon et récupérée via la ligne 14. La fraction liquide désulfurée est récupérée en fond via la ligne 27. Ladite fraction gazeuse comprend de l'hydrogène n'ayant pas réagi, l'hydrogène sulfuré (H₂S) formé lors de la réaction, ainsi que généralement des hydrocarbures légers issus de la conversion des hydrocarbures de la charge dans la section réactionnelle d'hydrodésulfuration. Après refroidissement dans un échangeur 15 et un aérocondenseur 17, cette fraction est amenée, via la ligne 18, dans un ballon de flash permettant à la fois de réaliser une séparation gaz-liquide et une décantation de la phase liquide aqueuse. La phase hydrocarbonée liquide est recyclée via les lignes 20 et 26 vers l'effluent liquide issu

du ballon 13 et mélangée à cet effluent liquide avant d'être envoyée via la ligne 28 vers la colonne de stripage (stripeur) 29.

[0026] La fraction gazeuse issue du ballon de flash 19 est envoyée via la ligne 21 vers un absorbeur aux amines ou une colonne de lavage 22 permettant d'éliminer au moins une partie de l'H₂S, puis la fraction gazeuse contenant de l'hydrogène est recyclée via les lignes 23 et 25 vers le réacteur d'hydrodésulfuration, après compression au moyen du compresseur 24 et mélange avec la charge 1.

[0027] Le stripeur 29 est alimenté de préférence par de la vapeur de stripage via la ligne 32. En tête du stripeur, on récupère une fraction gazeuse (généralement appelée gaz acide) via la ligne 30 et via la ligne 31 un naphta présentant un point d'ébullition final le plus souvent supérieur à 100°C. Le liquide récupéré en fond de stripeur via la ligne 33 est envoyé via la colonne de fractionnement 34, sans qu'il soit nécessaire de le réchauffer dans un four ou un échangeur.

[0028] La colonne de fractionnement 34 est opérée sous vide. Il s'agit généralement d'un vide modéré (par exemple environ 0,25 bar en zone de flash). Le fonctionnement de la colonne sous un vide modéré permet de réduire considérablement la chaleur à apporter à la charge de cette colonne pour vaporiser la fraction présentant un point d'ébullition inférieur à 370°C. La chaleur complémentaire est préférentiellement apportée par une augmentation de la température du ballon séparateur chaud (13) relativement modérée par rapport à la pratique courante (par exemple environ 310°C au lieu de 270°C). Cette colonne sous vide est également alimentée par de la vapeur de stripage via la ligne 44.

[0029] La fraction de tête récupérée via la ligne 35 est essentiellement exempte de produits légers et après refroidissement via l'aérocondenseur 36, cette fraction peut être aisément condensée sous un vide modéré : environ 0,1 à 0,7 bar abs, de préférence environ 0,1 à 0,5 bar absolu (1 bar = 0,1 MPa). On pourra par exemple opérer avec une température en sortie de l'aérocondenseur (36) de 52°C soit 0,14 bar de tension de vapeur de l'eau.

[0030] Dans la section de séparation et de maintien du vide 37 dont les détails ne sont pas représentés car ils sont connus de l'homme du métier, il est possible de séparer une fraction liquide aqueuse et une fraction hydrocarbonée que l'on ne désire pas récupérer via la ligne 38. Le produit obtenu ligne 38 est par exemple constitué de coupes naphta et/ou kérosène et/ou gazole présentant un point d'ébullition initial supérieur à 100°C. Ladite section 37 comprend également les équipements permettant de générer un vide partiel et de le maintenir dans la colonne, tout équipement connu de l'homme du métier peut être utilisé, par exemple un éjecteur et un condenseur ou une pompe à vide.

[0031] La fraction intermédiaire issue de la colonne de fractionnement via la ligne 39 est refroidie par exemple au moyen d'un échangeur (40) et d'un aérocondenseur

(42), puis récupérée via la ligne 43. Il s'agit par exemple d'une coupe gazole présentant un point d'ébullition final inférieur à 370°C.

[0032] La fraction lourde issue de la colonne de fractionnement via la ligne 45 est également refroidie au moyen par exemple de l'échangeur 46 et de l'aérocondenseur 48. La fraction ainsi obtenue via la ligne 49 est un gazole sous vide hydrotraité présentant des points de coupe voisins de la charge initiale (par exemple des points d'ébullition initiaux et finaux de 370°C et 565°C respectivement).

[0033] Selon un autre mode de fonctionnement préféré, il est possible de récupérer via la ligne 38 une fraction allant du naphta au gazole léger (par exemple présentant un point final d'ébullition inférieur à 370°C), et via la ligne 49 une fraction gazole lourd complémentaire (par exemple présentant un point initial d'ébullition supérieur à 370°C). Dans ce cas, la colonne de fractionnement ne comprend pas de fractionnement intermédiaire et les lignes 39 à 43 sont absentes.

Revendications

1. Procédé d'hydrodésulfuration mis en oeuvre dans une installation d'hydrodésulfuration de gazole ou de distillat sous vide comprenant :

- une section d'hydrodésulfuration comprenant au moins un réacteur d'hydrodésulfuration,
- au moins une alimentation (1,2) de ladite section réactionnelle d'hydrodésulfuration avec la charge,
- au moins une alimentation (3,5,2) de ladite section d'hydrodésulfuration par un gaz comprenant de l'hydrogène,
- un échangeur charge-effluent (6) qui permet de préchauffer la charge au moyen de l'effluent du réacteur d'hydrodésulfuration,
- un four (8) situé en amont de ladite section d'hydrodésulfuration,
- au moins un ballon séparateur (13) situé en aval de la section d'hydrodésulfuration et permettant de séparer l'effluent issu de ladite section en une fraction gazeuse (14) et une fraction liquide désulfurée (27),
- au moins une colonne de stripage (29) alimentée par ladite fraction liquide désulfurée (27,28) et par de la vapeur de stripage (32),
- au moins une colonne de fractionnement (34) alimentée par la fraction liquide (33) issue de la colonne de stripage (32), sans implantation d'un four entre ladite section de stripage et ladite section de fractionnement,
- au moins une section de génération et de maintien du vide (37),

dans lequel ledit ballon séparateur chaud est opéré

à une température comprise entre 280°C et 350°C et la section de fractionnement comprend une colonne de fractionnement opérée à une pression comprise entre 0,05 et 0,95 bar.

2. Procédé d'hydrodésulfuration selon la revendication 1 dans lequel ladite section de fractionnement permet de séparer l'effluent liquide désulfuré issu de la section de stripping en au moins 2 fractions : une fraction allant du naphta au gazole léger et une fraction gazole lourd. 5
3. Procédé d'hydrodésulfuration selon l'une des revendications 1 ou 2 dans lequel la section réactionnelle comprend 2 réacteurs d'hydrodésulfuration en série. 10
4. Procédé d'hydrodésulfuration selon l'une des revendications 1 à 3 comprenant en outre un moyen d'élimination (22) d'au moins une partie de l'H₂S formé dans la section d'hydrodésulfuration et présent dans ladite phase gazeuse. 20
5. Procédé d'hydrodésulfuration selon la revendication 4 dans lequel ledit moyen d'élimination (22) est un absorbeur aux amines ou une colonne de lavage. 25
6. Procédé d'hydrodésulfuration selon l'une des revendications 1 à 5 dans lequel ledit ballon séparateur chaud est opéré à une température comprise entre 300°C et 340°C. 30
7. Procédé d'hydrodésulfuration selon l'une des revendications 1 à 6 dans lequel la section de fractionnement comprend une colonne de fractionnement opérée à une pression comprise entre 0,10 et 0,90 bar. 35
8. Procédé d'hydrodésulfuration selon l'une des revendications 1 à 7 dans lequel la section réactionnelle d'hydrodésulfuration comprend au moins un réacteur chargé avec au moins un catalyseur d'hydrodésulfuration. 40
9. Procédé selon la revendication 8 dans lequel ledit catalyseur comprend au moins un élément choisi parmi les éléments du Groupe VIII et les éléments du Groupe VIB de la classification périodique. 45

Claims

1. Hydrodesulphurisation method implemented in a hydrodesulphurisation installation for gas oil or distillate under vacuum, including: 50
 - a hydrodesulphurisation section including at least one hydrodesulphurisation reactor, 55
 - at least one supply (1, 2) supplying said hydrodesulphurisation reaction section with the

load,

- at least one supply (3, 5, 2) supplying said hydrodesulphurisation section with a gas including hydrogen,
- a load-effluent exchanger (6) which enables the preheating of the load by means of the effluent from the hydrodesulphurisation reactor,
- a furnace (8) situated upstream of said hydrodesulphurisation section,
- at least one separating vessel (13) situated downstream of the hydrodesulphurisation section and enabling the separation of the effluent coming from said section into a gaseous fraction (14) and a desulphurised liquid fraction (27),
- at least one stripping column (29) supplied by said desulphurised liquid fraction (27, 28) and by the stripping vapour (32),
- at least one fractionating column (34) supplied by the liquid fraction (33) coming from the stripping column (32), without the introduction of a furnace between said stripping section and said fractionating section,
- at least one vacuum-generating and vacuum-maintaining section (37),

wherein said hot separating vessel is operated at a temperature of between 280°C and 350°C and the fractionating section includes a fractionating column operated at a pressure of between 0.05 and 0.95 bar.

2. Hydrodesulphurisation method according to Claim 1, wherein said fractionating section enables the separation of the desulphurised liquid effluent coming from the stripping section into at least 2 fractions: one fraction making the transition from naphtha to light gas oil and a heavy gas oil fraction.
3. Hydrodesulphurisation method according to one of Claims 1 or 2, wherein the reaction section includes 2 hydrodesulphurisation reactors in series.
4. Hydrodesulphurisation method according to one of Claims 1 to 3 further including a means (22) for removing at least a part of the H₂S formed in the hydrodesulphurisation section and present in said gaseous phase.
5. The installation according to Claim 4, wherein said removal means (22) is an amine absorber or a washing column.
6. Hydrodesulphurisation method according to one of Claims 1 to 5, wherein said hot separating vessel is operated at a temperature of between 300°C and 340°C.
7. Hydrodesulphurisation method according to one of Claims 1 to 6, wherein the fractionating section in-

cludes a fractionating column operated at a pressure of between 0.10 and 0.90 bar.

8. The hydrodesulphurisation method according to one of claims 1 to 7, wherein the hydrodesulphurisation reaction section includes at least one reactor loaded with at least one hydrodesulphurisation catalyst.
9. The method according to claim 8, wherein said catalyst includes at least one element selected from the elements of Group VIII and the elements of Group VIB of the periodic table.

Patentansprüche

1. Hydrodesulfurierungsverfahren verwirklicht in einer Hydrodesulfurierungsanlage für Gasöl oder Vakuumdestillat umfassend:

- eine Hydrodesulfurierungssektion, umfassend mindestens einen Hydrodesulfurierungsreaktor,
- mindestens eine Zuführung (1, 2) zum Einleiten der Charge in die Hydrodesulfurierungssektion,
- mindestens eine Gaszuleitung (3, 5, 2) in die Hydrodesulfurierungssektion, wobei das Gas Wasserstoff umfasst,
- einen Charge-Abstrom-Tauscher (6), der es ermöglicht, die Charge mit Hilfe des Abflusses des Hydrodesulfurierungsreaktors vorzuerhitzen,
- einen Ofen (8), der sich stromaufwärts zu der Hydrodesulfurierungssektion befindet,
- mindestens ein Trenngefäß (13), das sich stromabwärts zu der Hydrodesulfurierungssektion befindet und es ermöglicht, den aus der Sektion kommenden Abstrom in eine gasförmige Fraktion (14) und eine entschwefelte flüssige Fraktion (27) zu trennen,
- mindestens eine Stripkolonne (29), die mit der entschwefelten flüssigen Fraktion (27, 28) und Stripdampf (32) gespeist wird,
- mindestens eine Fraktionierkolonne (34), die mit der aus der Stripkolonne (32) kommenden flüssigen Fraktion (33) gespeist wird, ohne Anordnung eines Ofens zwischen der Stripsektion und der Fraktioniersektion,
- mindestens eine Sektion zur Herstellung und Aufrechterhaltung des Vakuums (37),

wobei das heiße Trenngefäß bei einer Temperatur zwischen 280°C und 350°C betrieben wird und die Fraktioniersektion eine Fraktionierkolonne umfasst, die bei einem Druck zwischen 0,05 und 0,95 bar betrieben wird.

2. Hydrodesulfurierungsverfahren nach Anspruch 1, in

dem es die Fraktioniersektion ermöglicht, den aus der Stripsektion kommenden flüssigen entschwefelten Abstrom in mindestens 2 Fraktionen zu teilen: eine Fraktion, die vom Schwerbenzin bis zum leichten Gasöl geht, und eine schwere Gasölfraction.

3. Hydrodesulfurierungsverfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 3, in dem die Reaktionssektion zwei Hydrodesulfurierungsreaktoren in Serie umfasst.

4. Hydrodesulfurierungsverfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 3, ferner umfassend ein Mittel (22) zur Beseitigung mindestens eines Teils des H₂S, das in der Hydrodesulfurierungssektion gebildet wird und in der gasförmigen Phase vorhanden ist.

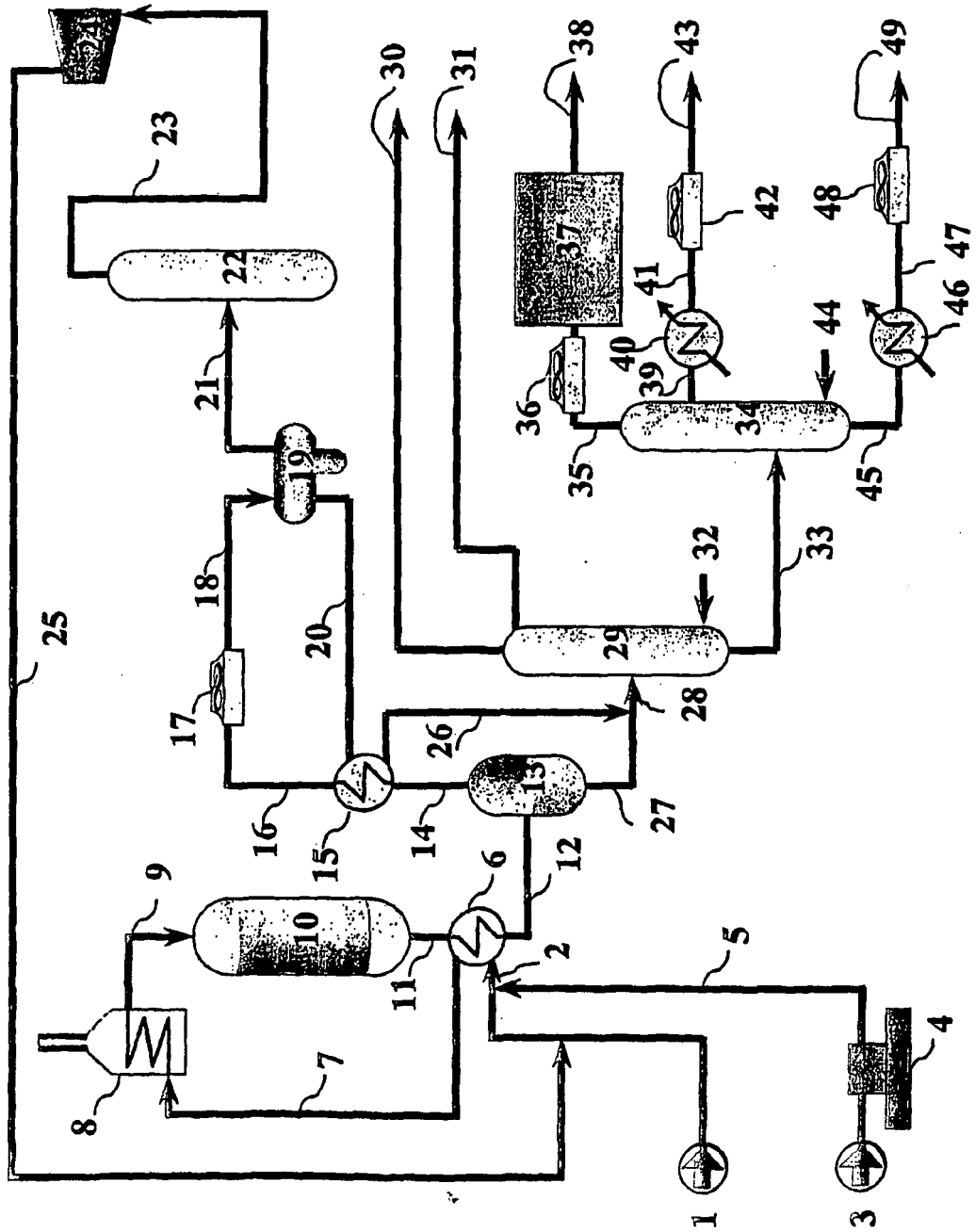
5. Hydrodesulfurierungsverfahren nach Anspruch 4, in dem das Beseitigungsmittel (22) ein Aminabsorber oder eine Waschsäule ist.

6. Hydrodesulfurierungsverfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 6, in dem das heiße Trenngefäß bei einer Temperatur zwischen 300°C und 340°C betrieben wird.

7. Hydrodesulfurierungsverfahren nach einem der Ansprüche 7 bis 6, in dem die Fraktioniersektion eine Fraktionierkolonne umfasst, die bei einem Druck zwischen 0,10 und 0,90 bar betrieben wird.

8. Hydrodesulfurierungsverfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 7, in dem die Hydrodesulfurierungssektion mindestens einen Reaktor umfasst, der mit mindestens einem Hydrodesulfurierungskatalysator beaufschlagt ist.

9. Verfahren nach Anspruch 8, in dem der Katalysator mindestens ein Element umfasst, das unter den Elementen der Gruppe VIII und den Elementen der Gruppe VIB des Periodensystems ausgewählt wird.



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]
- WO 9842804 A [0003]
- US 4808289 A [0004]