

(19)



(11)

EP 4 244 557 B1

(12)

FASCICULE DE BREVET EUROPEEN

(45) Date de publication et mention de la délivrance du brevet:

21.08.2024 Bulletin 2024/34

(21) Numéro de dépôt: **21810002.2**

(22) Date de dépôt: **09.11.2021**

(51) Classification Internationale des Brevets (IPC):
F25J 1/00 (2006.01)

(52) Classification Coopérative des Brevets (CPC):
**F25J 3/0209; F25J 1/0022; F25J 1/004;
F25J 1/0042; F25J 1/0231; F25J 1/0264;
F25J 3/0233; F25J 3/0238; F25J 3/0242;
F25J 2200/02; F25J 2200/04; F25J 2200/70;
F25J 2200/74; F25J 2200/76; F25J 2205/04;**

(Cont.)

(86) Numéro de dépôt international:
PCT/EP2021/081135

(87) Numéro de publication internationale:
WO 2022/101211 (19.05.2022 Gazette 2022/20)

(54) **PROCÉDÉ D'EXTRACTION D'ÉTHANE DANS UN COURANT DE GAZ NATUREL DE DÉPART ET INSTALLATION CORRESPONDANT**

VERFAHREN ZUR EXTRAKTION VON ETHAN AUS EINEM ANFÄNGLICHEN ERDGASSTROM UND ENTSPRECHENDE ANLAGE

METHOD FOR EXTRACTING ETHANE FROM AN INITIAL NATURAL GAS STREAM AND CORRESPONDING PLANT

(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: **10.11.2020 FR 2011521**

(43) Date de publication de la demande:
20.09.2023 Bulletin 2023/38

(73) Titulaire: **Technip Energies France
92741 Nanterre Cedex (FR)**

(72) Inventeurs:
• **VOVARD, Sylvain
78430 Louveciennes (FR)**
• **LAFLOTTE, Benoit
92500 Rueil Malmaison (FR)**

(74) Mandataire: **McWilliams, David John
Withers & Rogers LLP
2 London Bridge
London SE1 9RA (GB)**

(56) Documents cités:
**WO-A1-02/086404 WO-A1-96/14547
WO-A2-2020/095246 WO-A2-98/59205
US-A- 4 435 198 US-A1- 2014 182 331**

EP 4 244 557 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).

(52) Classification Coopérative des Brevets (CPC):
(Cont.)
F25J 2210/06; F25J 2210/90; F25J 2215/62;
F25J 2220/62; F25J 2230/30; F25J 2230/60;
F25J 2240/02; F25J 2245/90; F25J 2260/20

Description

[0001] La présente invention concerne un procédé d'extraction d'éthane dans un courant de gaz naturel de départ, comportant les étapes suivantes :

- refroidissement du courant de gaz naturel de départ dans au moins un premier échangeur thermique amont, pour former un courant de gaz naturel refroidi ;
- séparation du courant de gaz naturel refroidi en un flux liquide et en un flux gazeux ;
- détente du flux liquide et introduction d'au moins un courant issu du flux liquide dans une colonne de séparation du méthane et des hydrocarbures en C2+, à un premier niveau ;
- formation d'un courant d'alimentation de turbine à partir du flux gazeux ;
- détente du courant d'alimentation de turbine dans une turbine de détente dynamique et introduction du courant détendu issu de la turbine de détente dynamique dans la colonne de séparation à un deuxième niveau,
- récupération et compression d'au moins une partie d'un courant de tête issu de la colonne de séparation pour former un courant de gaz naturel purifié comprimé ;
- liquéfaction du courant de gaz naturel purifié comprimé dans une unité de liquéfaction pour former un courant de gaz naturel liquéfié sous pression ;
- détente flash du courant de gaz naturel liquéfié sous pression et récupération de gaz naturel liquéfié détendu dans un stockage ;
- récupération d'au moins un flux de gaz de flash issu de la détente du courant de gaz naturel liquéfié sous pression ;
- compression du ou de chaque flux de gaz de flash.

[0002] Un tel procédé est destiné notamment à extraire l'éthane et les hydrocarbures en C3+ d'un gaz naturel de départ, tout en produisant un gaz naturel traité sous pression, qui est ensuite liquéfié avant d'être détendu en vue de son stockage.

[0003] L'éthylène, l'éthane, le propylène, le propane et les hydrocarbures plus lourds peuvent être extraits de gaz tels que le gaz naturel, le gaz de raffinerie et les gaz synthétiques obtenus à partir d'autres sources hydrocarbonées telles que le charbon, l'huile brute, le naphta.

[0004] Le gaz naturel contient généralement une majorité de méthane et d'éthane (par exemple, le méthane et l'éthane constituent au moins 50% molaire du gaz). Le gaz naturel peut également contenir en quantités plus négligeables des hydrocarbures plus lourds tels que le propane, les butanes, les pentanes et aussi, de l'hydrogène, de l'azote et du dioxyde de carbone.

[0005] L'invention ici décrite concerne plus particulièrement la récupération d'éthane, de propane et d'hydrocarbures plus lourds à partir de gaz naturel. Outre le fait que les hydrocarbures lourds présents dans le gaz naturel, tels que l'éthane, le propane et le butane peuvent être fortement valorisés en les commercialisant de façon séparée avec une pureté élevée, ils risquent de condenser au cours du transport ou de geler dans les échangeurs de liquéfaction (pour les plus lourds d'entre eux).

[0006] Cela peut provoquer des incidents, tels que l'arrivée de bouchons liquides dans des installations de transport ou des arrêts de l'usine de liquéfaction pour déboucher les échangeurs gelés.

[0007] WO 96/14547 A1 décrit un procédé selon le préambule de la revendication 1 et un appareil selon le préambule de la revendication 15.

[0008] US 6 578 379 décrit un procédé très efficace pour récupérer l'éthane et le propane à partir d'un courant de gaz naturel. Un tel procédé fonctionne généralement de manière très performante, notamment pour obtenir une extraction très poussée (par exemple supérieure à 99% molaire) de l'éthane contenu dans le gaz naturel de charge, tout en minimisant la consommation énergétique.

[0009] Pour obtenir de tels rendements d'extraction, il est connu d'utiliser en reflux principal, à savoir pour le reflux le plus haut de la colonne de séparation du méthane et de l'éthane, un flux très appauvri en éthane.

[0010] A cet effet, un courant de recirculation est prélevé dans le gaz recomprimé issu de la tête de la colonne de séparation du méthane et de l'éthane. Le courant de recirculation est refroidi à contre-courant du gaz issu de la tête de colonne, puis est détendu pour former le reflux principal introduit en tête de colonne.

[0011] Toutefois, dans certaines conditions opératoires, la qualité du reflux principal est susceptible de se détériorer en température ou/et en composition.

[0012] Par exemple si le reflux principal s'appauvrit en méthane, le taux de séparation d'éthane dans la colonne diminue, et la qualité du courant de tête produit en tête de colonne se détériore encore, aggravant l'appauvrissement en méthane du reflux principal. Un effet « boule de neige » se produit, engendrant une diminution significative du taux d'extraction d'éthane. Cela peut être le cas notamment en cas d'entraînement de liquide sur les plateaux supérieurs de la colonne.

[0013] Un but de l'invention est de disposer d'un procédé flexible et très efficace d'extraction d'éthane et d'hydrocar-

EP 4 244 557 B1

bures en C3+ d'un courant de gaz naturel de départ, dans lequel le taux d'extraction d'éthane n'est pas ou peu affecté lorsque des fluctuations de la qualité de la tête de colonne de séparation se produisent.

[0014] À cet effet, l'invention a pour objet un procédé du type précité, caractérisé par les étapes suivantes :

- 5
- introduction d'un courant de pied riche en hydrocarbures en C2+ récupéré de la colonne de séparation dans une colonne de fractionnement, et récupération, à partir de la colonne de fractionnement, d'un flux d'éthane ;
 - séparation du flux de gaz de flash comprimé en un courant de combustible et en un courant de recyclage ;
 - refroidissement et détente au moins partielle du courant de recyclage, puis introduction du courant de recyclage refroidi et détendu à un étage de tête de la colonne de séparation.

10

[0015] Le procédé selon l'invention peut comprendre une ou plusieurs des caractéristiques suivantes, prise(s) isolément ou suivant toute combinaison techniquement possible :

- 15
- la teneur en méthane du courant de recyclage est supérieure à 90% molaire, notamment supérieure à 95% molaire ;
 - l'introduction du courant de recyclage s'effectue à un premier étage en partant du haut de la colonne de séparation ;
 - le courant de recyclage est introduit et refroidi dans le premier échangeur thermique par échange thermique avec le courant de tête issu de la colonne de séparation ;
 - il comporte la séparation du flux gazeux en le courant d'alimentation de turbine, introduit dans la turbine de détente dynamique, et en un courant de reflux, introduit dans la colonne de séparation, plus bas que le courant de recyclage, après refroidissement dans un deuxième échangeur thermique amont et détente statique du courant de reflux ;
 - le refroidissement du courant de recyclage comporte le passage du courant de recyclage dans le deuxième échangeur thermique ;
 - la détente du courant de recyclage comporte le passage du courant de recyclage dans une vanne de détente statique ;
 - au moins une partie du gaz naturel de tête purifié comprimé est placée en relation d'échange thermique avec le flux de gaz de flash dans un échangeur thermique aval ;
 - il comporte le prélèvement dans le courant de gaz naturel purifié comprimé, en amont de l'unité de liquéfaction, d'un courant de recirculation, le courant de recirculation étant refroidi, détendu, et introduit dans la colonne de séparation ;
 - le courant de gaz naturel liquéfié sous pression est détendu dans un organe de détente dynamique ou statique, puis est introduit dans un ballon de flash, pour être séparé en le gaz naturel liquéfié détendu introduit dans le stockage, et en un flux de gaz de flash ;
 - au moins un flux de gaz de flash est formé dans le stockage, lors de l'introduction du gaz naturel liquéfié détendu dans le stockage ;
 - le courant de gaz naturel liquéfié sous pression est introduit directement dans le stockage, sans passage par un ballon de flash ;
 - la compression du courant de tête issu de la colonne de séparation s'effectue dans au moins un premier compresseur couplé à la turbine de détente dynamique puis dans une machine de compression comprenant successivement un deuxième compresseur, un refroidisseur du gaz comprimé dans le deuxième compresseur, et un troisième compresseur, pour former le courant de gaz naturel purifié comprimé ;
 - un flux de tête issu de la colonne de fractionnement est refroidi et partiellement condensé, puis est introduit dans un ballon de tête, le flux d'éthane étant récupéré en tête du ballon de tête, le pied du ballon de tête étant réintroduit en reflux dans la colonne de fractionnement ;
 - la totalité du flux gazeux issu de la séparation du courant de gaz naturel refroidi forme le courant d'alimentation de turbine qui est envoyé vers la turbine de détente dynamique sans séparation.

45

[0016] L'invention a également pour objet une installation d'extraction d'éthane à partir d'un courant de gaz naturel de départ, comprenant :

- 50
- au moins un premier échangeur thermique amont propre à refroidir le courant de gaz naturel de départ, pour former un courant de gaz naturel refroidi ;
 - un séparateur pour séparer le courant de gaz naturel refroidi en un flux liquide et en un flux gazeux ;
 - un organe de détente du flux liquide ;
 - une colonne de séparation du méthane et des hydrocarbures en C2+ et un ensemble d'introduction d'au moins un courant issu du flux liquide détendu dans la colonne de séparation, à un premier niveau ;
 - un ensemble de formation d'un courant d'alimentation de turbine à partir du flux gazeux ;
 - une turbine de détente dynamique propre à détendre le courant d'alimentation de turbine et un ensemble d'introduction du courant détendu issu de la turbine de détente dynamique dans la colonne de séparation à un deuxième niveau ;

EP 4 244 557 B1

- un ensemble de récupération et compression d'au moins une partie d'un courant de tête issu de la colonne de séparation pour former un courant de gaz naturel purifié comprimé ;
- une unité de liquéfaction du courant de gaz naturel purifié comprimé propre à former un courant de gaz naturel liquéfié sous pression ;
- 5 - un ensemble de détente flash du courant de gaz naturel liquéfié sous pression et un stockage de récupération de gaz naturel liquéfié détendu ;
- un ensemble de récupération d'au moins un flux de gaz de flash issu de la détente du courant de gaz naturel liquéfié sous pression ;
- 10 - un ensemble de compression du ou de chaque flux de gaz de flash, caractérisé par: - une colonne de fractionnement, un ensemble d'introduction d'un courant de pied riche en hydrocarbures en C2+ issu de la colonne de séparation dans la colonne de fractionnement, et un ensemble de récupération, à partir de la colonne de fractionnement, d'un flux d'éthane ;
- un ensemble de séparation du flux de gaz de flash comprimé en un courant de combustible et en un courant de recyclage ;
- 15 - un ensemble de refroidissement et détente au moins partielle du courant de recyclage, et d'introduction du courant de recyclage refroidi et détendu à un étage de tête de la colonne de séparation.

[0017] L'invention sera mieux comprise à la lecture de la description qui va suivre, donnée uniquement à titre d'exemple, et faite en se référant aux dessins annexés, sous lesquels :

20 **[Fig 1]** La figure 1 est un schéma synoptique représentant une première installation pour la mise en oeuvre d'un premier procédé d'extraction d'éthane selon l'invention ;

[Fig 2] La figure 2 est un schéma analogue à celui de la figure 1, d'une deuxième installation pour la mise en oeuvre d'un deuxième procédé d'extraction d'éthane selon l'invention ;

25 **[Fig 3]** La figure 3 est un schéma analogue à celui de la figure 1, d'une troisième installation pour la mise en oeuvre d'un troisième procédé d'extraction d'éthane selon l'invention ;

[Fig 4] La figure 4 est un schéma analogue à celui de la figure 1, d'une quatrième installation pour la mise en oeuvre d'un quatrième procédé d'extraction selon l'invention ;

30 **[Fig 5]** La figure 5 est un schéma analogue à celui de la figure 2, d'une cinquième installation pour la mise en oeuvre d'un cinquième procédé d'extraction selon l'invention.

[0018] Dans tout ce qui suit, on désignera par une même référence un flux de liquide et la conduite qui le véhicule, les pressions considérées sont des pressions absolues, et les pourcentages considérés sont des pourcentages molaires.

35 **[0019]** Les procédés décrits ont été modélisés sur un simulateur de procédés. Des rendements de 82% polytropique pour les compresseurs et de 86% adiabatique pour les turbines ont été définis.

[0020] Une première installation 10 d'extraction d'éthane selon l'invention est représentée sur la figure 1.

[0021] Cette installation 10 est destinée à la production simultanée, à partir d'un courant de gaz naturel de départ 12, d'un flux riche en éthane 14, d'un courant de pied 16 riche en hydrocarbures en C3+, d'un gaz naturel liquéfié détendu 18, et d'un courant de combustible 20, avantageusement destiné à être réutilisé dans l'installation 10.

40 **[0022]** En référence à la figure 1, l'installation 10 comporte une unité 22 d'extraction d'éthane, une unité 24 de liquéfaction, et une unité 26 de flash et de stockage de gaz naturel liquéfié.

[0023] L'unité d'extraction 22 comporte des premier et deuxième échangeurs thermiques amont 28, 30, un ballon séparateur 32, et une colonne 34 de séparation du méthane et des hydrocarbures en C2+. La colonne 34 est ici munie d'un rebouilleur de fond 35.

45 **[0024]** L'unité 22 comporte en outre une turbine de détente dynamique 36 couplée à un premier compresseur 38, un deuxième compresseur 40, chaque compresseur 38, 40 étant muni en aval d'un refroidisseur 42, 44.

[0025] L'unité 22 comporte en outre une pompe de fond 46, une colonne de fractionnement 48, munie d'un rebouilleur de fond 50 et d'un système de reflux 52, le système de reflux 52 comportant un refroidisseur 54, un ballon de reflux 56, et une pompe de reflux 58.

50 **[0026]** L'unité de liquéfaction du gaz naturel 24 est une unité connue, notamment de type C3MR ou DMR.

[0027] Dans l'exemple de la figure 1, l'unité de flash et de stockage 26 comporte un organe de détente 60, ici une turbine de détente dynamique, un ballon de flash 62, et une pompe 64 de convoyage de gaz naturel liquéfié vers un stockage 66. En variante, l'organe de détente 60 est une vanne de détente statique.

[0028] Le stockage 66 est par exemple une cuve de stockage isolée thermiquement.

55 **[0029]** L'unité de flash et de stockage 26 comporte en outre dans cet exemple un échangeur thermique aval 68, éventuellement un ballon d'aspiration 70, et un appareil de compression 72 comportant une pluralité de compresseurs 74 montés en série, séparés entre eux par des refroidisseurs 76.

[0030] Un premier procédé selon l'invention, mis en oeuvre dans l'installation 10, va maintenant être décrit.

EP 4 244 557 B1

[0031] Le gaz naturel de départ formant le courant 12 est avantagement un gaz naturel désulfuré, sec et au moins partiellement décarbonaté.

[0032] Le terme « au moins partiellement décarbonaté » signifie que la teneur en dioxyde de carbone dans le courant de gaz naturel de départ 13 est avantagement inférieure ou égale à 50 ppmv.

[0033] De même, la teneur en eau est inférieure à 1 ppmv, avantagement inférieure à 0,1 ppmv.

[0034] La teneur en éléments soufrés, incluant le sulfure d'hydrogène est inférieure à 10 ppmv et avantagement inférieure ou égale à 4 ppmv.

[0035] Un exemple de composition molaire du courant de gaz naturel de départ 12 est donné dans le tableau ci-dessous.

[Table 1]

	Fraction molaire en %
Azote	0,19
Méthane	90,62
Ethane	6,56
Propane	2,05
i-butane	0,25
n-butane	0,23
C5+	0,09

[0036] Plus généralement, la fraction molaire en méthane dans le courant de gaz naturel de départ 12 est comprise entre 75% molaire et 95% molaire, la fraction molaire en hydrocarbures en C2 est comprise entre 3% molaire et 12% molaire, et la fraction molaire en hydrocarbures en C3+ est comprise entre 1 % molaire et 8% molaire.

[0037] Le débit du courant de gaz naturel de départ 12 est par exemple supérieur à 2000 kmol/h et est par exemple compris entre 2000 kmol/h et 70000 kmol/h, notamment égal à 55 000 kmol/h.

[0038] Le courant de gaz naturel de départ 12 présente une température voisine de la température ambiante, notamment comprise entre 0° et 40°C, ici égale à 21,5°C et une pression avantagement supérieure à 35 bars, notamment supérieure à 70 bars, dans cet exemple égale à 81 bars.

[0039] Le gaz naturel de départ 12 est introduit dans le premier échangeur thermique 28 pour y être refroidi. Il forme un courant 80 de gaz naturel refroidi. Le gaz naturel de départ 12 est ici supercritique, il est donc simplement refroidi. Dans une variante, il n'est pas supercritique et il est au moins partiellement condensé dans le premier échangeur thermique 28.

[0040] Il présente une température inférieure à -20°C, et notamment comprise entre -25°C et -45°C, en particulier égale à -37°C.

[0041] Le courant 80 est ensuite introduit dans le ballon séparateur 32, pour y être séparé en un flux liquide 82, récupéré au pied du ballon séparateur 32, et un flux gazeux 84 récupéré en tête du ballon séparateur 32. Le débit du flux liquide 82 peut être nul, notamment lorsque le courant de gaz naturel refroidi 80 est supercritique.

[0042] Le flux liquide 82 passe dans une vanne de détente statique 86, pour former une phase mixte détendue 88. La pression de la phase mixte détendue 88 est inférieure à 50 bars, notamment inférieure à 30 bars, et est par exemple égale à 28,7 bars. La phase mixte détendue 88 est introduite à un niveau N1 de fond de la colonne de séparation 34.

[0043] Le flux gazeux 84 est divisé en un courant principal d'alimentation de turbine 90 et en un courant secondaire 92 de reflux.

[0044] Le débit molaire du courant d'alimentation de turbine 90 est supérieur au débit molaire du courant de reflux 92, et notamment compris entre 5% et 25% du débit molaire du courant de reflux 92.

[0045] Le courant d'alimentation de turbine 90 est introduit dans la turbine de détente dynamique 36 pour y être détendu à une pression inférieure à 50 bars, notamment inférieure à 30 bars, par exemple égale à 28,7 bars.

[0046] L'expansion dynamique du courant 90 permet de récupérer plus de 10 000 kW d'énergie, par exemple 10 865 kW d'énergie.

[0047] La température du courant refroidi et détendu 94 issu de la turbine de détente dynamique 36 est par exemple inférieure à -70°C, notamment inférieure à -80°C, par exemple égale à -80,8°C.

[0048] Le courant refroidi et détendu 94 est alors introduit dans la colonne de séparation 34 à un niveau N2 situé au-dessus du niveau N1.

[0049] Le courant de reflux 92 est introduit dans une vanne de détente statique 96 pour y être détendu à une pression inférieure à 50 bars, notamment inférieure à 30 bars, notamment égale à 28,7 bars. Il est refroidi dans le deuxième échangeur thermique amont 30 à une température inférieure à -80°C, notamment inférieure à -90°C, en particulier égale

EP 4 244 557 B1

à -95,8°C.

[0050] Le courant de reflux détendu et refroidi est introduit dans la colonne de séparation 34 à un niveau N3 situé au-dessus du niveau N2 à la tête de la colonne 34.

[0051] La pression de la colonne de séparation 34 est de préférence comprise entre 10 bars et 40 bars, notamment entre 20 bars et 40 bars, par exemple sensiblement égale à 28,5 bars.

[0052] La colonne de séparation 34 produit un courant de tête 98. Le courant de tête 98 est réchauffé dans le deuxième échangeur thermique amont 30, puis dans le premier échangeur thermique amont 28 à contre-courant avec le gaz naturel de départ 12 pour former un courant de tête réchauffé 100.

[0053] La température du courant de tête réchauffé 100 est supérieure à 0°C, notamment supérieure à 15°C, et est par exemple égale à 17,6°C.

[0054] Le courant de tête réchauffé 100 est ensuite comprimé dans le compresseur 38 couplé à la turbine 36, puis est refroidi dans le refroidisseur 42, pour obtenir un courant à une pression supérieure à 30 bars, notamment égale à 34,6 bars.

[0055] Il est ensuite recomprimé dans le compresseur 40, puis refroidi dans le refroidisseur 44 afin de produire un courant de gaz naturel purifié comprimé 102 destiné à l'unité de liquéfaction 24.

[0056] Le courant de gaz naturel purifié comprimé 102 présente une pression supérieure à 60 bars, notamment supérieure à 80 bars, par exemple égale à 91 bars. Il présente une température supérieure à 0°C, notamment supérieure à 10°C, en particulier égale à 21,5°C.

[0057] Les refroidisseurs 42, 44 sont ici alimentés par un flux de refroidissement de température inférieure à 10°C, notamment égale à 7°C. Ce flux de refroidissement peut être notamment de l'air ou de l'eau.

[0058] Le courant de gaz naturel purifié compressé 102 est riche en méthane. Il comporte une teneur en méthane supérieure à 99,0% molaire, notamment égale à 99,1% molaire. Il présente une teneur faible en azote, notamment inférieure à 1,0 % molaire, et une teneur faible en hydrocarbures en C2+, en particulier une teneur inférieure à 0,5% molaire en éthane, sensiblement égale à 0,2% molaire en éthane.

[0059] La colonne de séparation 34 produit en fond un courant de fond 106 riche en hydrocarbures en C2+. Ce courant 106 contient par exemple plus de 95% molaire de l'éthane contenu dans le gaz naturel de départ 10, et 100% molaire des hydrocarbures en C3+ contenus dans ce courant.

[0060] Le courant de fond 106 présente une température supérieure à 10°C, notamment comprise entre 20°C et 30°C, par exemple égal à 23,2°C. Il contient moins de 1000 ppmv de dioxyde de carbone, de préférence entre 200 ppmv et 500 ppmv de dioxyde de carbone, par exemple 313 ppmv de dioxyde de carbone. Il présente une teneur en méthane inférieure à 5% molaire, par exemple comprise entre 0% molaire et 3% molaire, notamment inférieure à 1% molaire.

[0061] Le tableau ci-dessous illustre un exemple de composition du courant de fond 106.

[Table 2]

	Fraction molaire en %
Azote	0,0
Méthane	0,21
Ethane	70,5
Propane	22,8
i-butane	2,8
n-butane	2,6
C5+	0,97

[0062] Un premier courant de rebouillage latéral 108 est extrait de la colonne de séparation 34, à un niveau N5 inférieur au niveau N1, par exemple situé au 20^{ème} étage à partir du haut de la colonne de séparation 34.

[0063] Le premier courant liquide de rebouillage 108 est amené au premier échangeur thermique 28, pour y être réchauffé dans cet échangeur 28 par échange thermique notamment avec le gaz naturel de départ 12, jusqu'à une température supérieure à 0°C, notamment égale à 8,25°C. Le courant de rebouillage 108 est ensuite réintroduit dans la colonne de séparation 34 à un niveau N6 situé sous le niveau N5, par exemple au 21^{ème} étage en partant du haut de la colonne 34.

[0064] De même, un deuxième courant liquide de rebouillage 110 est extrait de la colonne de séparation 34 à un niveau N7 inférieur au niveau N6, par exemple à partir du 22^{ème} étage en partant du haut de la colonne de séparation 34, pour être amené au rebouilleur de fond 35 afin d'y être réchauffé à une température supérieure à 0°C, par exemple égale à 10,7°C. Une énergie supérieure à 1 MW par exemple égale à 4MW est fournie au deuxième courant liquide de

rebouillage 110.

[0065] Le deuxième courant liquide de rebouillage 110 est ensuite renvoyé dans la colonne de séparation 34 à un niveau N8 situé sous le niveau N7. Ce niveau N8 est par exemple situé au 23^{ème} étage en partant du haut.

[0066] Le courant de fond 106 est pompé dans la pompe 46 pour être introduit à un niveau intermédiaire P1 de la colonne de fractionnement 48.

[0067] La colonne de fractionnement 48 produit en tête un flux de tête 112 contenant moins de 1 % molaire d'hydrocarbures en C3+, en particulier moins de 1% molaire de propane.

[0068] Le flux de tête 112 est partiellement condensé dans le refroidisseur 54, puis est séparé dans le ballon de reflux 56 pour former en tête, le flux riche en éthane 14, et en pied, un flux liquide de reflux 114 réintroduit en tête de la colonne de fractionnement 48, après pompage par la pompe de reflux 58.

[0069] Le flux riche en éthane 14 contient plus de 96% molaire de l'éthane contenu dans le gaz naturel de départ 12. Il contient plus de 97% molaire d'éthane.

[0070] Le flux riche en éthane 14 est ici gazeux. En variante (non représentée), le flux riche en éthane 14 est un liquide prélevé à partir du flux liquide 114.

[0071] Le courant d'hydrocarbures en C3+ contient moins de 500 ppmv d'éthane, en particulier moins de 100 ppmv d'éthane.

[0072] Le courant de gaz naturel purifié comprimé 102 est amené dans l'unité de liquéfaction 24 qui produit d'une manière connue un courant de gaz naturel liquéfié sous pression 120.

[0073] Le courant de gaz naturel sous pression présente une pression supérieure à 20 bars, notamment comprise entre 20 bars et 90 bars, avantageusement égale à 73 bars. Il présente une température inférieure à -120°C, notamment inférieure à -130°C, et avantageusement égale à -136,8°C.

[0074] Le gaz naturel liquéfié comprimé 120 est introduit dans l'organe de détente 60, ici dans une turbine de détente dynamique. Il est détendu à une pression inférieure à 5 bars, notamment inférieure à 2 bars, par exemple égale à 1,25 bars pour former un courant de gaz naturel liquéfié flashé 122.

[0075] Le courant de gaz naturel liquéfié flashé 122 est introduit dans un ballon de flash 62 pour y être séparé en un courant de gaz naturel liquéfié détendu 124 et en un premier flux de gaz de flash 126.

[0076] Le courant gaz naturel liquéfié détendu 124 est pompé dans le stockage 66 à l'aide de la pompe 64 pour former le gaz naturel liquéfié détendu 18.

[0077] Le premier flux de gaz de flash 126 est récupéré en tête du ballon de flash 62. Il est introduit dans l'échangeur thermique aval 68 pour y être réchauffé à contre-courant d'une partie du gaz naturel purifié comprimé 102, laquelle est réintroduite dans le courant de gaz naturel liquéfié flashé 122, en amont du ballon de flash 62.

[0078] Après échange thermique dans l'échangeur thermique aval 68, le flux de gaz de flash réchauffé 130 ainsi formé présente une température supérieure à -60°C, et notamment sensiblement égale à 5°C. Il présente une teneur très élevée en méthane, par exemple supérieure à 80% molaire, par exemple supérieure à 85% molaire, notamment supérieure à 90% molaire. Cette teneur est avantageusement supérieure à 95% molaire en méthane, notamment supérieure à 96% molaire en méthane, par exemple égale à 96,46% molaire en méthane.

[0079] Il présente une teneur en azote inférieure à 20% molaire, par exemple inférieure 15% molaire, notamment inférieure à 10% molaire. Cette teneur est avantageusement inférieure à 5% molaire, notamment inférieure à 4% molaire, par exemple sensiblement égale à 3,54% molaire d'azote.

[0080] Le flux de gaz de flash réchauffé 130 présente une teneur en éthane inférieure à 50 ppmv, notamment inférieure à 10 ppmv, par exemple égale à 5 ppmv.

[0081] Après passage éventuel dans un ballon d'aspiration 70, le flux de gaz de flash réchauffé 130 est comprimé dans l'appareil de compression 72 jusqu'à une pression supérieure à 25 bars, notamment supérieure à 30 bars, et par exemple égale à 60 bars pour produire un flux de gaz de flash comprimé 132.

[0082] Le flux de gaz de flash comprimé 132 est séparé en le courant de combustible 20 et en un courant de recyclage 134.

[0083] Le courant de combustible 20 est destiné à être envoyé au réseau de gaz combustible de l'installation 10 pour alimenter par exemple des turbines à gaz de l'unité de liquéfaction de gaz naturel 24 ou celles d'une unité de génération de courant électrique destinée par exemple à alimenter le compresseur 40 ou d'autres équipements de l'installation 10.

[0084] Le courant de recyclage 134 présente une pression supérieure à 30 bars, notamment supérieure à 50 bars, par exemple égale à 58,5 bars.

[0085] Il est convoyé successivement dans le premier échangeur thermique 28, puis dans le deuxième échangeur thermique 30 pour y être refroidi à une température inférieure à - 80°C, notamment inférieure à -90°C, par exemple égale à -95,5°C.

[0086] Ce courant de recyclage 134 est ensuite détendu dans une vanne de détente statique 136 jusqu'à une pression inférieure à 50 bars, notamment inférieure à 30 bars, par exemple égale à 28,7 bars, pour être introduit dans la colonne de séparation 34 à un niveau de tête N9 de la colonne 34, par exemple au premier étage en partant du haut de la colonne 34. Le niveau N9 est situé au-dessus du niveau N3 d'introduction du courant de reflux détendu et refroidi.

EP 4 244 557 B1

[0087] Comme indiqué plus haut, le courant de recyclage 134 issu du flux de gaz de flash 126 est très riche en méthane, puisque l'éthane reste dans le gaz naturel liquéfié 18, ou est extrait successivement dans la colonne de séparation 34, puis dans la colonne de fractionnement 48.

[0088] Ainsi, la composition du reflux introduit en tête de la colonne de séparation 34 reste très riche en méthane, quelles que soient les fluctuations de qualité du courant de tête 98 de la colonne de séparation 34.

[0089] La présence de ce nouveau reflux fournit également une flexibilité opératoire lors de la mise en oeuvre du procédé, mais également en phase de conception.

[0090] Il est ainsi possible d'optimiser globalement la consommation énergétique entre l'unité d'extraction d'éthane 22 et l'unité de liquéfaction 24 pour régler les paramètres des deux unités 22, 24, afin de sélectionner au mieux les compresseurs et leur mode d'entraînement requis dans les deux unités 22, 24. Ceci diminue significativement les coûts d'investissement, et également les coûts opératoires comme on le verra dans l'exemple décrit plus bas.

[0091] En variante (non représentée), le courant de tête réchauffé 100 est comprimé en sortie du compresseur 38 couplé à la turbine 36 dans une machine de compression comprenant deux étages de compression de même puissance, la puissance totale étant égale à celle du compresseur 40. La machine de compression comporte un refroidisseur intermédiaire refroidissant le gaz entre les étages de compression. L'arrangement ainsi obtenu fournit une économie de puissance de 5,8 MW.

[0092] Une deuxième installation 140 destinée à la mise en oeuvre d'un deuxième procédé selon l'invention est représentée sur la figure 2.

[0093] Le deuxième procédé selon l'invention est analogue au premier procédé selon l'invention. Il diffère du premier procédé selon l'invention en ce qu'il comprend une étape de prélèvement, dans le courant de gaz naturel purifié comprimé 102, d'un courant de recirculation 142.

[0094] Le débit molaire du courant de recirculation 142 est avantageusement inférieur au débit molaire du courant de gaz naturel purifié comprimé 102 résiduel, après prélèvement du courant de recirculation 142, à son introduction dans l'unité de liquéfaction 22.

[0095] Le courant de recirculation 142 présente une pression supérieure à 50 bars, notamment supérieure à 80 bars, par exemple égale à 90 bars. Il est introduit successivement dans le premier échangeur thermique 28, puis dans le deuxième échangeur thermique 30 pour y être refroidi à une température inférieure à -90°C , de préférence inférieure à -95°C et par exemple sensiblement égale à $-95,4^{\circ}\text{C}$.

[0096] Puis, le courant de recirculation 142 est détendu à une pression inférieure à 50 bars, notamment inférieure à 30 bars, notamment égale à 28,7 bars et est introduit dans la colonne de séparation 34 entre le courant de recyclage 134 et le courant de reflux 92.

[0097] Une troisième installation 150 destinée à la mise en oeuvre d'un troisième procédé selon l'invention est représentée sur la figure 3.

[0098] L'installation 150 diffère de la première installation 10 en ce qu'elle comporte un système 152 de collecte et de recompression des gaz d'évaporation formés dans le stockage 66.

[0099] Le système de collecte 152 comprend un ballon de protection 154, et un appareil de compression 156 comportant une pluralité d'étages de compression 158, espacés deux à deux par un refroidisseur 160.

[0100] Un deuxième flux de gaz de flash 162 résultant de l'évaporation du gaz naturel liquéfié dans le stockage 66 est collecté en tête du stockage 66, puis est introduit dans l'appareil de compression 156 pour y être comprimé à une pression supérieure à 25 bars, notamment comprise entre 26 bars et 70 bars, par exemple égale à 60 bars.

[0101] Le deuxième flux de gaz de flash comprimé 164 ainsi produit est séparé en le courant de combustible 20 et en le courant de recyclage 134, qui est réintroduit dans la colonne de séparation 34, après refroidissement dans les échangeurs thermiques 28, 30 et détente dans la vanne de détente 136.

[0102] Avantageusement, dans l'exemple représenté sur la figure 3, l'installation 150 est dépourvue d'organe de détente 60. Le gaz naturel liquéfié comprimé 120 issu de l'unité de liquéfaction 24 est directement introduit dans le stockage 66 de gaz naturel liquéfié et est flashé dans le stockage 66.

[0103] Une quatrième installation 170 destinée à la mise en oeuvre d'un quatrième procédé selon l'invention est représentée sur la figure 4.

[0104] La quatrième installation 170 diffère de la première installation 10 en ce que les stockage 66 sont équipés, comme la troisième installation 150, d'un système 152 de collecte des gaz d'évaporation.

[0105] Lors de la mise en oeuvre du quatrième procédé selon l'invention, le premier flux de gaz de flash comprimé 132 et le deuxième flux de gaz de flash comprimé 164 sont mélangés, avant que le mélange ne soit séparé en le courant de combustible 20, et en le courant de recyclage 134.

[0106] Comme précédemment, le courant de recyclage 134 est réintroduit dans la colonne de séparation 34 après passage dans les échangeurs thermiques 28, 30, puis détente dans la vanne de détente statique 136.

[0107] Une cinquième installation 200 pour la mise en oeuvre d'un cinquième procédé selon l'invention est illustrée par la figure 5.

[0108] Le cinquième procédé diffère du deuxième procédé représenté sur la figure 2 en ce que la totalité du flux

EP 4 244 557 B1

gazeux 84 récupéré du ballon 32 forme le courant d'alimentation de turbine 90 envoyé vers la turbine de détente dynamique 36, sans séparation.

[0109] Grâce à l'invention qui vient d'être décrite, il est possible de maintenir une composition sensiblement constante du reflux de la colonne de séparation 34, ce qui évite l'effet boule de neige qui se produit lors de fluctuations de composition du courant de tête 98 extrait de la colonne de séparation 34, en l'absence d'apport du courant de recyclage 134.

[0110] Ce procédé est donc à la fois simple et efficace pour maintenir une teneur constante d'extraction en éthane, sans augmenter les coûts d'investissement ou les coûts d'opération.

[0111] La consommation énergétique du procédé est détaillée dans le tableau suivant.

[Table 3]

	Etat de la technique	Figure 1	Figure 2	Figure 3
Taux de récupération d'éthane (%)	97	97	97	97
Puissance compresseur 36 (MW)	48,105	49,175	49,261	49,397
Puissance compresseurs unité 26 (MW)	197,471	159,230	172,732	174,874
Puissance compresseur 72 (MW)	2,856	38,012	22,929	Pas de compresseur 72
Puissance compresseur 156 (MW)	3,129	3,127	3,129	25,978
Débit GNL produit au bac (ton/h)	778,486	778,702	778,616	778,482
Puissance totale consommée (MW)	251,563	249,544	248,051	250,250
Puissance spécifiée (kWh/ton)	323,1	320,5	318,8	321,5

[0112] Comme indiqué dans ce tableau, la puissance totale consommée en présence d'un reflux engendré à partir du courant de recyclage 134 diminue significativement la puissance consommée et la puissance spécifiée ramenée au début de gaz naturel liquéfié produit par l'installation.

Revendications

1. Procédé d'extraction d'éthane dans un courant de gaz naturel de départ (12), comportant les étapes suivantes :

- refroidissement du courant de gaz naturel de départ (12) dans au moins un premier échangeur thermique (28) amont, pour former un courant de gaz naturel refroidi (80) ;
- séparation du courant de gaz naturel refroidi (80) en un flux liquide (82) et en un flux gazeux (84) ;
- détente du flux liquide (82) et introduction d'au moins un courant issu du flux liquide (82) dans une colonne (34) de séparation du méthane et des hydrocarbures en C2+, à un premier niveau (N1) ;
- formation d'un courant d'alimentation de turbine (90) à partir du flux gazeux (84) ;
- détente du courant d'alimentation de turbine (90) dans une turbine de détente dynamique (36) et introduction du courant détendu (94) issu de la turbine de détente dynamique (36) dans la colonne de séparation (34) à un deuxième niveau (N2),
- récupération et compression d'au moins une partie d'un courant de tête (98) issu de la colonne de séparation (34) pour former un courant de gaz naturel purifié comprimé (102) ;
- liquéfaction du courant de gaz naturel purifié comprimé (102) dans une unité de liquéfaction (24) pour former un courant (120) de gaz naturel liquéfié sous pression ;
- détente flash du courant de gaz naturel liquéfié sous pression (120) et récupération de gaz naturel liquéfié détendu (18) dans un stockage (66) ;
- récupération d'au moins un flux de gaz de flash (126 ; 162) issu de la détente du courant de gaz naturel liquéfié sous pression (120) ;
- compression du ou de chaque flux de gaz de flash (126 ; 162) **caractérisé par** les étapes suivantes : - introduction d'un courant de pied riche en hydrocarbures en C2+ récupéré de la colonne de séparation dans une colonne de fractionnement (48), et récupération, à partir de la colonne de fractionnement (48), d'un flux d'éthane (14) ;
- séparation du flux de gaz de flash comprimé (132 ; 164) en un courant de combustible (20) et en un courant de recyclage (134) ;
- refroidissement et détente au moins partielle du courant de recyclage (134), puis introduction du courant de

EP 4 244 557 B1

recyclage refroidi et détendu à un étage de tête de la colonne de séparation (34).

2. Procédé selon la revendication 1, dans lequel la teneur en méthane du courant de recyclage (134) est supérieure à 90% molaire, notamment supérieure à 95% molaire.
3. Procédé selon une quelconque des revendications 1 ou 2, dans lequel l'introduction du courant de recyclage (134) s'effectue à un premier étage en partant du haut de la colonne de séparation (34).
4. Procédé selon une quelconque des revendications précédentes, dans lequel le courant de recyclage (134) est introduit et refroidi dans le premier échangeur thermique (28) par échange thermique avec le courant de tête (98) issu de la colonne de séparation (34).
5. Procédé selon une quelconque des revendications précédentes, comprenant la séparation du flux gazeux (84) en le courant d'alimentation de turbine (90), introduit dans la turbine de détente dynamique (36), et en un courant de reflux (92), introduit dans la colonne de séparation (34), plus bas que le courant de recyclage (134), après refroidissement dans un deuxième échangeur thermique amont (30) et détente statique du courant de reflux (92), le refroidissement du courant de recyclage (134) comportant optionnellement le passage du courant de recyclage (134) dans le deuxième échangeur thermique (30).
6. Procédé selon une quelconque des revendications précédentes, dans lequel la détente du courant de recyclage (134) comporte le passage du courant de recyclage (134) dans une vanne de détente statique (136).
7. Procédé selon une quelconque des revendications précédentes, dans lequel au moins une partie du gaz naturel de tête purifié comprimé (102) est placé en relation d'échange thermique avec le flux de gaz de flash (126) dans un échangeur thermique aval (68).
8. Procédé selon une quelconque des revendications précédentes, comprenant le prélèvement dans le courant de gaz naturel purifié comprimé (102), en amont de l'unité de liquéfaction (24), d'un courant de recirculation (142), le courant de recirculation (142) étant refroidi, détendu, et introduit dans la colonne de séparation (34).
9. Procédé selon une quelconque des revendications précédentes, dans lequel le courant de gaz naturel liquéfié sous pression (120) est détendu dans un organe de détente (60) dynamique ou statique, puis est introduit dans un ballon de flash (62), pour être séparé en le gaz naturel liquéfié détendu (124) introduit dans le stockage (66), et en un flux de gaz de flash (126).
10. Procédé selon une quelconque des revendications précédentes, dans lequel au moins un flux de gaz de flash (162) est formé dans le stockage (66), lors de l'introduction du gaz naturel liquéfié détendu dans le stockage (66).
11. Procédé selon la revendication 10, dans lequel le courant de gaz naturel liquéfié sous pression (120) est introduit directement dans le stockage (66), sans passage par un ballon de flash (62).
12. Procédé selon une quelconque des revendications précédentes, dans lequel la compression du courant de tête (98) issu de la colonne de séparation (34) s'effectue dans au moins un premier compresseur (38) couplé à la turbine de détente dynamique (36) puis dans une machine de compression comprenant successivement un deuxième compresseur, un refroidisseur du gaz comprimé dans le deuxième compresseur, et un troisième compresseur, pour former le courant de gaz naturel purifié comprimé.
13. Procédé selon une quelconque des revendications précédentes, dans lequel un flux de tête (112) issu de la colonne de fractionnement (48) est refroidi et partiellement condensé, puis est introduit dans un ballon de tête (56), le flux d'éthane (14) étant récupéré en tête du ballon de tête (56), le pied du ballon de tête (56) étant réintroduit en reflux dans la colonne de fractionnement (48).
14. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, dans lequel la totalité du flux gazeux (84) issu de la séparation du courant de gaz naturel refroidi (80) forme le courant d'alimentation de turbine (90) qui est envoyé vers la turbine de détente dynamique (36) sans séparation.
15. Installation d'extraction d'éthane à partir d'un courant de gaz naturel de départ (12), comprenant :

EP 4 244 557 B1

- au moins un premier échangeur thermique (28) amont propre à refroidir le courant de gaz naturel de départ (12), pour former un courant de gaz naturel refroidi (80) ;
- un séparateur pour séparer le courant de gaz naturel refroidi (80) en un flux liquide (82) et en un flux gazeux (84) ;
- un organe de détente du flux liquide (82) ;
- 5 - une colonne (34) de séparation du méthane et des hydrocarbures en C2+ et un ensemble d'introduction d'au moins un courant issu du flux liquide (82) détendu dans la colonne de séparation (34), à un premier niveau (N1) ;
- un ensemble de formation d'un courant d'alimentation de turbine (90) à partir du flux gazeux (84) ;
- une turbine de détente dynamique (36) propre à détendre le courant d'alimentation de turbine (90) et un ensemble d'introduction du courant détendu (94) issu de la turbine de détente dynamique (36) dans la colonne
- 10 de séparation (34) à un deuxième niveau (N2),
- un ensemble de récupération et compression d'au moins une partie d'un courant de tête (98) issu de la colonne de séparation (34) pour former un courant de gaz naturel purifié comprimé (102) ;
- une unité de liquéfaction du courant de gaz naturel purifié comprimé (102) propre à former un courant (120) de gaz naturel liquéfié sous pression ;
- 15 - un ensemble de détente flash du courant de gaz naturel liquéfié sous pression (120) et un stockage (66) de récupération de gaz naturel liquéfié détendu (18) ;
- un ensemble de récupération d'au moins un flux de gaz de flash (126 ; 162) issu de la détente du courant de gaz naturel liquéfié sous pression (120) ;
- un ensemble de compression du ou de chaque flux de gaz de flash (126 ; 162) **caractérisé par** : - une colonne
- 20 de fractionnement, un ensemble d'introduction d'un courant de pied riche en hydrocarbures en C2+ issu de la colonne de séparation dans la colonne de fractionnement, et un ensemble de récupération, à partir de la colonne de fractionnement, d'un flux d'éthane ;
- un ensemble de séparation du flux de gaz de flash comprimé (132 ; 164) en un courant de combustible (20) et en un courant de recyclage (134) ;
- 25 - un ensemble de refroidissement et détente au moins partielle du courant de recyclage (134), et d'introduction du courant de recyclage refroidi et détendu à un étage de tête de la colonne de séparation (34).

Patentansprüche

- 30
1. Verfahren zur Extraktion von Ethan aus einem anfänglichen Erdgasstrom (12), umfassend die folgenden Schritte:
 - Kühlen des anfänglichen Erdgasstroms (12) in mindestens einem ersten stromaufwärtigen Wärmetauscher (28), um einen gekühlten Erdgasstrom (80) zu bilden;
 - 35 - Trennen des gekühlten Erdgasstroms (80) in einen Flüssigkeitsstrom (82) und einen Gasstrom (84);
 - Expandieren des Flüssigkeitsstroms (82) und Einleiten mindestens eines Stroms aus dem Flüssigkeitsstrom (82) in eine Säule (34) zum Trennen von Methan und C2+-Kohlenwasserstoff auf einem ersten Niveau (N1);
 - Bilden eines Turbinenspeisestroms (90) aus dem Gasstrom (84);
 - Expandieren des Turbinenspeisestroms (90) in einer dynamischen Expansionsturbine (36) und Einleiten des expandierten Stroms (94) aus der dynamischen Expansionsturbine (36) in die Trennsäule (34) auf einem zweiten
 - 40 Niveau (N2),
 - Rückgewinnen und Komprimieren von mindestens einem Teil eines Kopfstroms (98) aus der Trennsäule (34), um einen komprimierten gereinigten Erdgasstrom (102) zu bilden;
 - Verflüssigen des komprimierten gereinigten Erdgasstroms (102) in einer Verflüssigungseinheit (24), um einen unter Druck stehenden verflüssigten Erdgasstrom (120) zu bilden;
 - 45 - Flash-Expandieren des unter Druck stehenden verflüssigten Erdgasstroms (120) und Rückgewinnen des expandierten verflüssigten Erdgases (18) in einem Speicher (66);
 - Rückgewinnen von mindestens einem Flash-Gasstrom (126; 162) aus der Expansion des unter Druck stehenden verflüssigten Erdgasstroms (120);
 - 50 - Komprimieren des oder jedes Flash-Gasstroms (126; 162), **gekennzeichnet durch** die folgenden Schritte: - Einleiten eines an C2+-Kohlenwasserstoff reichen Unterstroms, der aus der Trennsäule gewonnen wird, in eine Fraktionierungssäule (48) und Rückgewinnen eines Ethanstroms (14) aus der Fraktionierungssäule (48);
 - Trennen des komprimierten Flash-Gasstroms (132; 164) in einen Brennstoffstrom (20) und einen Rücklaufstrom (134);
 - 55 - Kühlen und zumindest teilweises Expandieren des Rücklaufstroms (134), dann Einleiten des abgekühlten und expandierten Rücklaufstroms in eine Kopfstufe der Trennsäule (34).
 2. Verfahren nach Anspruch 1, wobei der Methangehalt des Rücklaufstroms (134) mehr als 90 Mol-%, insbesondere

EP 4 244 557 B1

mehr als 95 Mol-% beträgt.

3. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 oder 2, wobei das Einleiten des Rücklaufstroms (134) in einer ersten Stufe von der Oberseite der Trennsäule (34) aus erfolgt.
4. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, wobei der Rücklaufstrom (134) in den ersten Wärmetauscher (28) durch Wärmeaustausch mit dem Kopfstrom (98) aus der Trennsäule (34) eingeleitet und gekühlt wird.
5. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, umfassend das Trennen des Gasstroms (84) in den Turbinenspeisestrom (90), der in die dynamische Expansionsturbine (36) eingeleitet wird, und in einen Rücklaufstrom (92), der in die Trennsäule (34) niedriger als der Rücklaufstrom (134) eingeleitet wird, nach dem Kühlen in einem zweiten, stromaufwärtigen Wärmetauscher (30) und dem statischen Expandieren des Rücklaufstroms (92), wobei das Kühlen des Rücklaufstroms (134) optional das Leiten des Rücklaufstroms (134) in den zweiten Wärmetauscher (30) umfasst.
6. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, wobei das Expandieren des Rücklaufstroms (134) das Leiten des Rücklaufstroms (134) in ein statisches Expansionsventil (136) umfasst.
7. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, wobei mindestens ein Teil des komprimierten gereinigten Kopf-Erdgases (102) in einem stromabwärtigen Wärmetauscher (68) in Wärmeaustauschbeziehung mit dem Flash-Gasstrom (126) gebracht wird.
8. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, umfassend das Entnehmen aus dem komprimierten gereinigten Erdgasstrom (102) stromaufwärtig der Verflüssigungseinheit (24) eines Rezirkulationsstroms (142), wobei der Rezirkulationsstrom (142) gekühlt, expandiert und in die Trennsäule (34) eingeleitet wird.
9. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, wobei der unter Druck stehende verflüssigte Erdgasstrom (120) in einem dynamischen oder statischen Expansionsorgan (60) expandiert wird und dann in einen Flash-Kolben (62) eingeleitet wird, um in das expandierte verflüssigte Erdgas (124), das in den Speicher (66) eingeleitet wird, und in einen Flash-Gasstrom (126) getrennt zu werden.
10. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, wobei mindestens ein Flash-Gasstrom (162) in dem Speicher (66) gebildet wird, wenn das expandierte verflüssigte Erdgas in den Speicher (66) eingeleitet wird.
11. Verfahren nach Anspruch 10, wobei der unter Druck stehende verflüssigte Erdgasstrom (120) direkt in den Speicher (66) eingeleitet wird, ohne einen Flash-Kolben (62) zu durchlaufen.
12. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, wobei das Komprimieren des Kopfstroms (98) aus der Trennsäule (34) in mindestens einem ersten Kompressor (38), der mit der dynamischen Expansionsturbine (36) gekoppelt ist, und dann in einer Kompressionsmaschine erfolgt, die nacheinander einen zweiten Kompressor, einen Kühler für das im zweiten Kompressor verdichtete Gas und einen dritten Kompressor umfasst, um den verdichteten gereinigten Erdgasstrom zu bilden.
13. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, wobei ein Kopfstrom (112) aus der Fraktionierungssäule (48) abgekühlt und teilweise kondensiert wird und dann in einen Kopfkolben (56) eingeleitet wird, wobei der Ethanstrom (14) am Kopf des Kopfkolbens (56) zurückgewonnen wird und der Boden des Kopfkolbens (56) unter Rückfluss in die Fraktionierungssäule (48) wieder eingeleitet wird.
14. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, wobei der gesamte Gasstrom (84) aus der Trennung des abgekühlten Erdgasstroms (80) den Turbinenspeisestrom (90) bildet, der ohne Trennung der dynamischen Expansionsturbine (36) zugeführt wird.
15. Anlage zur Extraktion von Ethan aus einem anfänglichen Erdgasstrom (12), umfassend:
 - mindestens einen ersten stromaufwärtigen Wärmetauscher (28), der geeignet ist, den anfänglichen Erdgasstrom (12) zu kühlen, um einen gekühlten Erdgasstrom (80) zu bilden;
 - einen Separator zum Trennen des gekühlten Erdgasstroms (80) in einen Flüssigkeitsstrom (82) und einen Gasstrom (84);
 - ein Expansionsorgan des Flüssigkeitsstroms (82);

EP 4 244 557 B1

- eine Säule (34) zur Trennung von Methan und C2+-Kohlenwasserstoff und eine Anordnung zum Einleiten von mindestens einem Strom aus dem expandierten Flüssigkeitsstrom (82) in die Trennsäule (34) auf einem ersten Niveau (N1);
- eine Anordnung zum Bilden eines Turbinenspeisestroms (90) aus dem Gasstrom (84);
- eine dynamische Expansionsturbine (36), die geeignet ist, den Turbinenspeisestrom (90) zu expandieren, und eine Anordnung zum Einleiten des expandierten Stroms (94) aus der dynamischen Expansionsturbine (36) in die Trennsäule (34) auf einem zweiten Niveau (N2),
- eine Anordnung zum Rückgewinnen und Komprimieren von mindestens einem Teil eines Kopfstroms (98) aus der Trennsäule (34), um einen komprimierten gereinigten Erdgasstrom (102) zu bilden;
- eine Verflüssigungseinheit des komprimierten gereinigten Erdgasstroms (102), die geeignet ist, einen unter Druck stehenden verflüssigten Erdgasstrom (120) zu bilden;
- eine Anordnung zum Flash-Expandieren des unter Druck stehenden verflüssigten Erdgasstroms (120) und einen Speicher (66) zur Rückgewinnung des expandierten verflüssigten Erdgases (18);
- eine Anordnung zum Rückgewinnen von mindestens einem Flash-Gasstrom (126; 162) aus der Expansion des unter Druck stehenden verflüssigten Erdgasstroms (120);
- eine Anordnung zum Komprimieren des oder jedes Flash-Gasstroms (126; 162), **gekennzeichnet durch:** - eine Fraktionierungssäule, eine Anordnung zum Einleiten eines an C2+-Kohlenwasserstoff reichen Unterstroms aus der Trennsäule in die Fraktionierungssäule, und eine Anordnung zum Rückgewinnen eines Ethanstroms aus der Fraktionierungssäule;
- eine Anordnung zum Trennen des komprimierten Flash-Gasstroms (132; 164) in einen Brennstoffstrom (20) und einen Rücklaufstrom (134);
- eine Anordnung zum zumindest teilweisen Kühlen und Expandieren des Rücklaufstroms (134) und zum Einleiten des gekühlten und expandieren Rücklaufstroms in eine Kopfstufe der Trennsäule (34).

Claims

1. A method for extracting ethane from a stream of initial natural gas (12), comprising the following steps:

- cooling the stream of initial natural gas (12) in at least one first upstream heat exchanger (28), to form a stream of cooled natural gas (80);
- separating the stream of cooled natural gas (80) into a liquid flow (82) and a gas flow (84);
- expanding the liquid flow (82) and introducing at least one stream originating from the liquid flow (82) into a methane and C2+ hydrocarbon separation column (34) at a first level (N1);
- forming a turbine feed stream (90) from the gas flow (84);
- expanding the turbine feed stream (90) in a dynamic expansion turbine (36) and introducing the expanded stream (94) originating from the dynamic expansion turbine (36) into the separation column (34) at a second level (N2),
- recovering and compressing at least a part of a head stream (98) originating from the separation column (34) to form a stream of compressed purified natural gas (102);
- liquefying the stream of compressed purified natural gas (102) in a liquefier (24) to form a stream of pressurized liquefied natural gas (120);
- flash expanding the stream of pressurized liquefied natural gas (120) and recovering the expanded liquefied natural gas (18) in storage (66);
- recovering at least one flow of flash gas (126; 162) originating from the expansion of the stream of pressurized liquefied natural gas (120);
- compressing the or each flow of flash gas (126; 162), **characterized by** the following steps: - introduction of a bottom stream rich in C2+ hydrocarbons recovered from the separation column into a fractionation column (48), and recovering a flow of ethane (14) from the fractionation column (48);
- separating the flow of compressed flash gas (132; 164) into a fuel stream (20) and a recycle stream (134);
- at least partially cooling and expanding the recycle stream (134), then introducing the cooled and expanded recycle stream at a head stage of the separation column (34).

2. The method according to claim 1, wherein the methane content of the recycle stream (134) is greater than 90 mol%, in particular greater than 95 mol%.

3. The method according to any one of claims 1 or 2, wherein the recycle stream (134) is introduced at a first stage starting from the top of the separation column (34).

EP 4 244 557 B1

4. The method according to any one of the preceding claims, wherein the recycle stream (134) is introduced and cooled in the first heat exchanger (28) by heat exchange with the head stream (98) originating from the separation column (34).
5. The method according to any one of the preceding claims, comprising separating the gas flow (84) into the turbine feed stream (90) introduced into the dynamic expansion turbine (36), and into a reflux stream (92) introduced into the separation column (34), lower than the recycle stream (134), after cooling the reflux stream in a second upstream heat exchanger (30) and static expansion of the reflux stream (92), the cooling of the recycle stream (134) optionally including passing the recycle stream (134) through the second heat exchanger (30).
6. The method according to any one of the preceding claims, wherein the expansion of the recycle stream (134) comprises passing the recycle stream (134) through a static expansion valve (136).
7. The method according to any one of the preceding claims, wherein at least a part of the compressed purified head natural gas (102) is placed in heat exchange with the flow of flash gas (126) in a downstream heat exchanger (68).
8. The method according to any one of the preceding claims, comprising removing a recirculation stream (142) from the stream of compressed purified natural gas (102) upstream of the liquefaction unit (24), the recirculation stream (142) being cooled, expanded and introduced into the separation column (34).
9. The method according to any one of the preceding claims, wherein the stream of pressurized liquefied natural gas (120) is expanded in a dynamic or static expander (60), then introduced into a flash drum (62), to be separated into the expanded liquefied natural gas (124) introduced into the storage (66), and a flow of flash gas (126).
10. The method according to any one of the preceding claims, wherein at least one flow of flash gas (162) is formed in the storage (66) when the expanded liquefied natural gas is introduced into the storage (66).
11. The method according to claim 10, wherein the stream of pressurized liquefied natural gas (120) is introduced directly into the storage (66), without passing through a flash drum (62).
12. The method according to any one of the preceding claims, wherein the compression of the head stream (98) originating from the separation column (34) takes place in at least one first compressor (38) coupled to the dynamic expansion turbine (36) and then in a compression machine successively comprising a second compressor, a cooler for the gas compressed in the second compressor, and a third compressor, to form the stream of compressed purified natural gas.
13. The method according to any one of the preceding claims, wherein a head stream (112) from the fractionation column (48) is cooled and partially condensed, then introduced into a head drum (56), the flow of ethane (14) being recovered at the head of the head drum (56), the bottom of the head drum (56) being reintroduced as reflux into the fractionation column (48).
14. The method according to any one of the preceding claims, wherein the turbine feed stream (90) that is sent to the dynamic expansion turbine (36) without separation is formed from the entire gas flow (84) originating from the separation of the stream of cooled natural gas (80).
15. An ethane extraction installation for extracting ethane from a stream of initial natural gas (12), comprising:
- at least one first upstream heat exchanger (28) for cooling the stream of initial natural gas (12) to form a stream of cooled natural gas (80);
 - a separator for separating the stream of cooled natural gas (80) into a liquid flow (82) and a gas flow (84);
 - a liquid flow expander (82);
 - a methane and C2+ hydrocarbon separation column (34) and an assembly for introducing at least one stream originating from the expanded liquid flow (82) into the separation column (34), at a first level (N1);
 - an assembly for forming a turbine feed stream (90) from the gas flow (84);
 - a dynamic expansion turbine (36) for expanding the turbine feed stream (90) and an assembly for introducing the expanded stream (94) originating from the dynamic expansion turbine (36) into the separation column (34) at a second level (N2),
 - an assembly for recovering and compressing at least a part of a head stream (98) originating from the separation

EP 4 244 557 B1

column (34) to form a stream of compressed purified natural gas (102);

- a liquefier for liquefying the stream of compressed purified natural gas (102) capable of forming a stream of pressurized liquefied natural gas (120);

5 - a flash expander of the stream of pressurized liquefied natural gas (120) and storage (66) for recovering the expanded liquefied natural gas (18);

- an assembly for recovering at least one flow of flash gas (126; 162) originating from the expansion of the stream of pressurized liquefied natural gas (120);

10 - an assembly for compressing the or each flow of flash gas (126; 162), **characterized by:** - a fractionation column, an assembly for introducing a C2+ hydrocarbon-rich bottom stream originating from the separation column into the fractionation column, and an assembly for recovering a flow of ethane from the fractionation column;

- an assembly for separating the flow of compressed flash gas (132; 164) into a fuel stream (20) and a recycle stream (134);

15 - an assembly for at least partially cooling and expanding the recycle stream (134), and for introducing the cooled and expanded recycle stream at a head stage of the separation column (34).

20

25

30

35

40

45

50

55

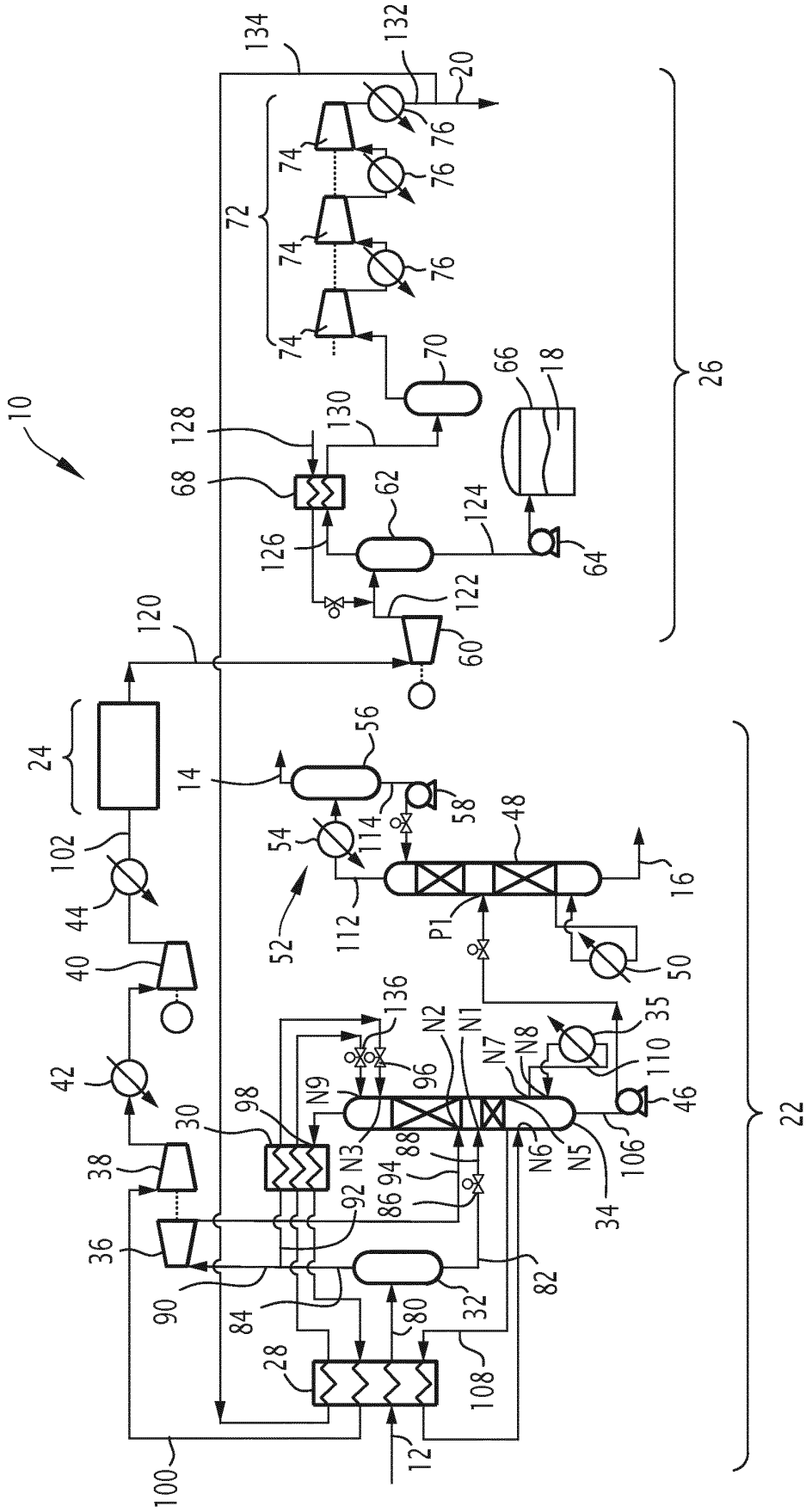


FIG.1

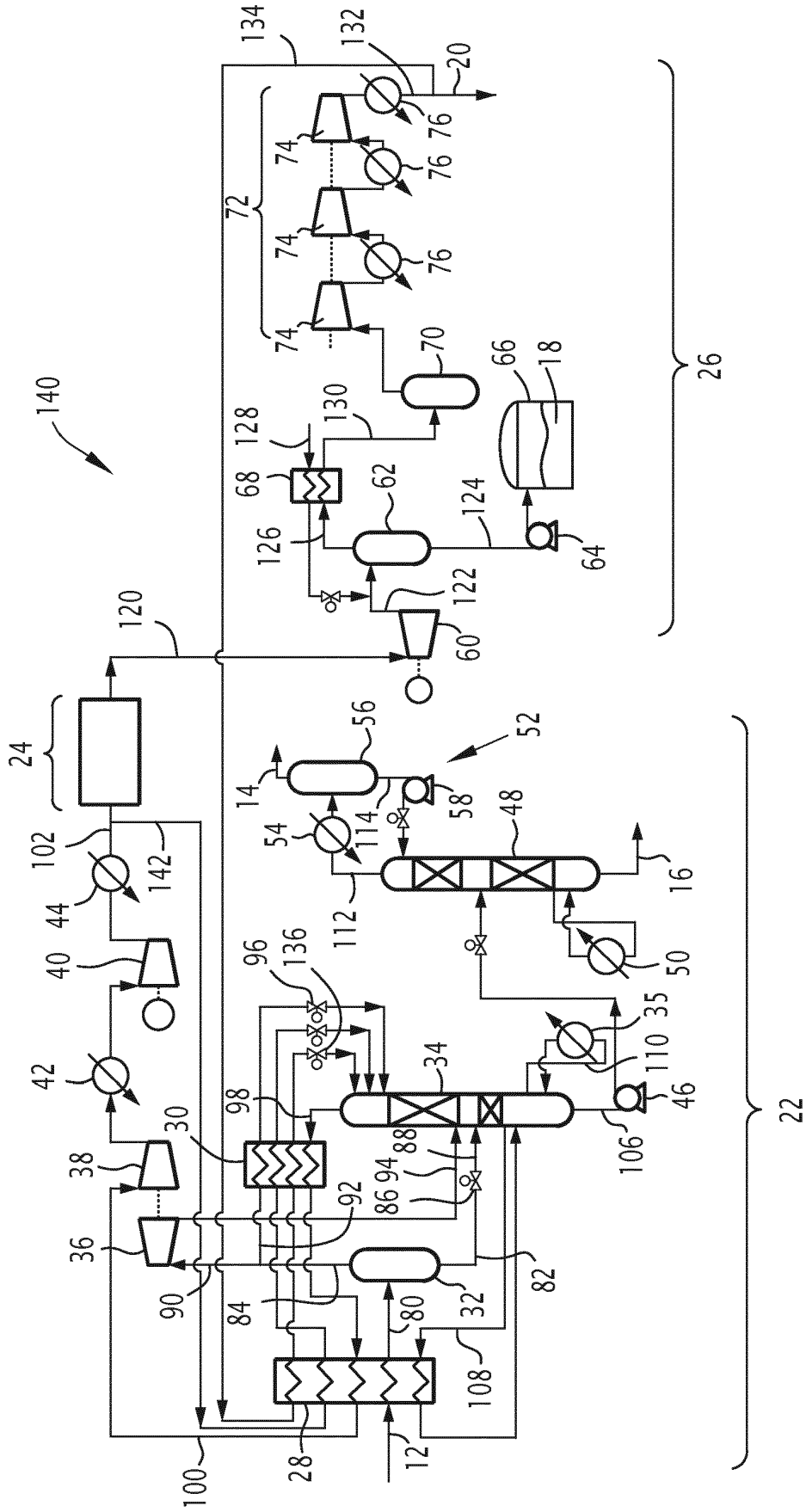


FIG. 2

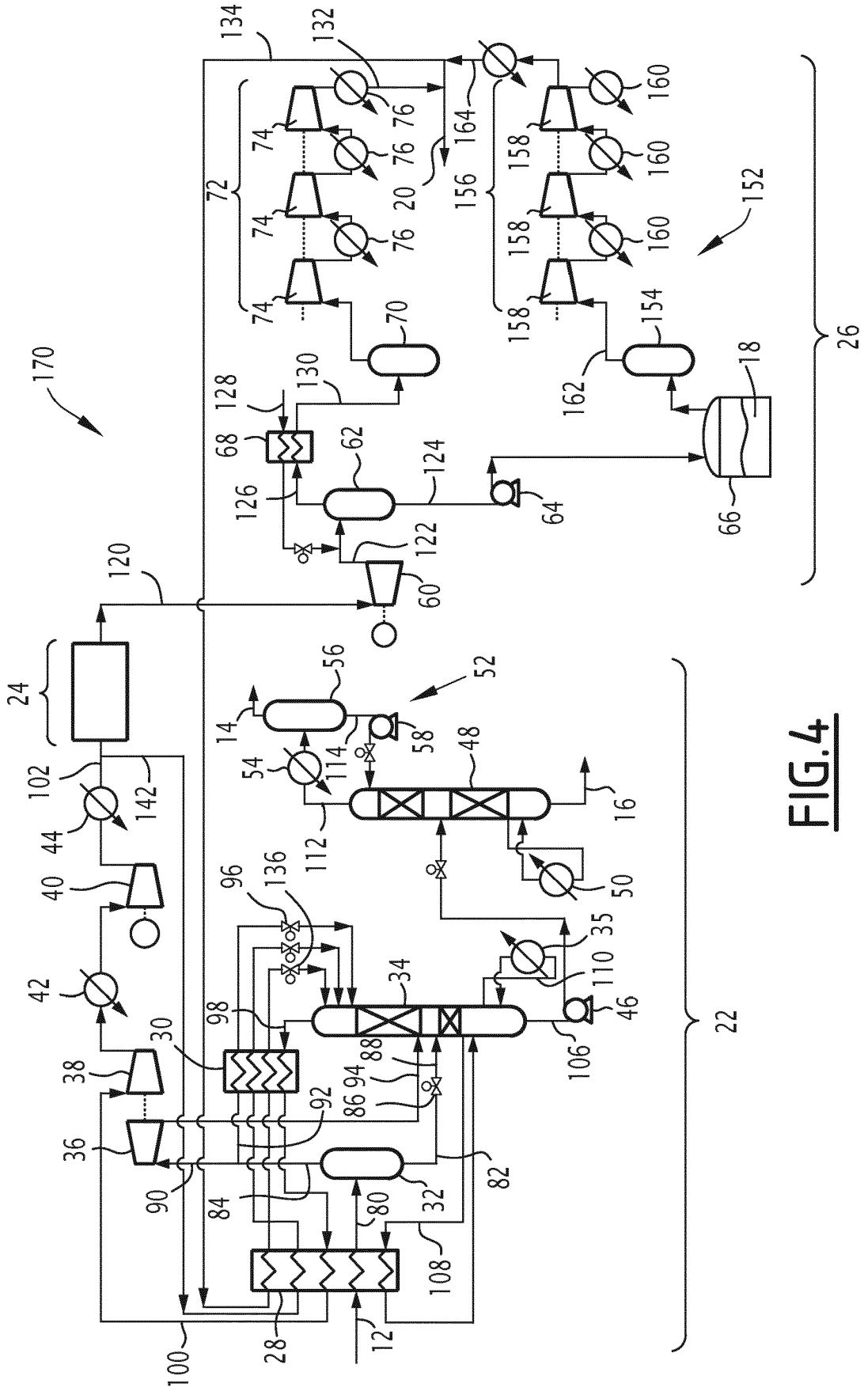


FIG. 4

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

- WO 9614547 A1 [0007]
- US 6578379 B [0008]