



(11) **EP 1 352 203 B1**

(12) **FASCICULE DE BREVET EUROPEEN**

(45) Date de publication et mention de la délivrance du brevet:
12.10.2011 Bulletin 2011/41

(21) Numéro de dépôt: **01271522.3**

(22) Date de dépôt: **13.12.2001**

(51) Int Cl.:
F25J 1/02^(2006.01)

(86) Numéro de dépôt international:
PCT/FR2001/003983

(87) Numéro de publication internationale:
WO 2002/050483 (27.06.2002 Gazette 2002/26)

(54) **PROCEDE DE REFRIGERATION DE GAZ LIQUEFIE ET INSTALLATION METTANT EN OEUVRE CELUI-CI**

VERFAHREN ZUR KÜHLUNG VON VERFLÜSSIGTEM GAS UND ANLAGE DAFÜR
METHOD FOR REFRIGERATING LIQUEFIED GAS AND INSTALLATION THEREFOR

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

(30) Priorité: **18.12.2000 FR 0016495**

(43) Date de publication de la demande:
15.10.2003 Bulletin 2003/42

(73) Titulaire: **Technip France
92400 Courbevoie (FR)**

(72) Inventeur: **PARADOWSKI, Henri
F-95000 Cergy (FR)**

(74) Mandataire: **Blot, Philippe Robert Emile et al
Cabinet Lavoix
2, place d'Estienne d'Orves
75441 Paris Cedex 09 (FR)**

(56) Documents cités:
**DE-A- 3 822 175 FR-A- 2 682 964
US-A- 3 616 652 US-A- 6 023 942**

EP 1 352 203 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).

Description

[0001] La présente invention concerne, de façon générale et selon un premier de ses aspects, l'industrie gazière, et en particulier un procédé de réfrigération de gaz sous pression contenant du méthane et des hydrocarbures en C2 et supérieure, en vue de leur séparation.

[0002] Plus précisément, l'invention concerne un procédé selon le préambule de la revendication 1.

[0003] Des procédés de réfrigération de ce type sont bien connus de l'homme de l'art et utilisés depuis de nombreuses années, en particulier dans le document US 3646652.

[0004] Le procédé de réfrigération de gaz naturel liquéfié (GNL) conforme au préambule ci-dessus est utilisé de façon connue dans le but d'éliminer l'azote présent parfois en grande quantité dans le gaz naturel. Dans ce cas, le gaz combustible obtenu par ce procédé est enrichi en azote, alors que le gaz naturel liquéfié réfrigéré est appauvri en azote.

[0005] Les installations de liquéfaction de gaz naturel ont des caractéristiques techniques bien définies et des limitations imposées par la capacité des éléments de production les constituant. Par conséquent, une installation de production de gaz naturel liquéfier est limitée par sa capacité maximale de production, dans les conditions habituelles de fonctionnement. La seule solution pour augmenter la production consiste à construire une nouvelle unité de production.

[0006] Compte tenu des coûts que représentent un tel investissement, il est nécessaire de s'assurer que l'augmentation de production souhaitée sera durable, afin d'en faciliter l'amortissement.

[0007] Actuellement, il n'existe pas de solution pour augmenter, même temporairement, la production d'une unité de production de gaz naturel liquéfié, lorsqu'elle fonctionne au maximum de ses capacités, sans avoir recours à un investissement lourd et coûteux consistant en la construction d'une autre unité de production.

[0008] La capacité de production de gaz naturel liquéfié (GNL) dépend essentiellement de la puissance des compresseurs utilisés pour permettre la réfrigération et la liquéfaction du gaz naturel.

[0009] Dans ce contexte, un premier but de l'invention est de proposer un procédé, par ailleurs conforme à la définition générique qu'en donne le préambule ci-dessus, qui permette l'augmentation de la capacité d'une unité de production de GNL, sans avoir recours à la construction d'une autre unité de production de GNL.

[0010] L'invention a pour objet un procédé selon la revendication 1, et une installation selon la revendication 4.

[0011] Un premier mérite de l'invention est d'avoir trouvé qu'une unité de production fonctionnant à 100% de ses capacités, produisant un certain débit de gaz naturel liquéfié à une température de -160°C et à une pression voisine de 50 bar, tous les autres paramètres de fonctionnement étant constants, ne peut augmenter son débit, et donc sa production, que par une augmentation de la température de production du gaz naturel liquéfié.

[0012] Cependant, le GNL, est stocké à environ -160°C à basse pression (moins de 1,1 bar absolus), et une augmentation de sa température de stockage entraînerait une augmentation de sa pression de stockage, ce qui représentée des coûts prohibitifs, mais surtout des difficultés de transport, du fait des très grandes quantités de GNL produites.

[0013] Par conséquent, il est habituel que le GNL soit préparé à une température voisine de -160°C préalablement à son stockage.

[0014] Un second mérite de l'invention est de présenter une solution élégante à ces limitations de production par l'utilisation d'un procédé de réfrigération de GNL pouvant s'adapter à un procédé de production de GNL préexistant, ne nécessitant pas l'utilisation de moyens matériels et financiers importantes pour la mise en oeuvre de ce procédé. Cette solution comprend la production, par une unité de production de GNL préexistante, de GNL à une température supérieure à environ -1.60°C, puis sa réfrigération à environ -160°C par le procédé conforme à l'invention.

Un troisième mérite de l'invention est d'avoir modifié un, procédé de réfrigération de gaz naturel liquéfié riche en azote connu et conforme au préambule ci-dessus, et d'avoir permis son utilisation aussi bien avec du GNL riche en azote qu'avec du GNL pauvre en azote. Dans ce dernier cas, le gaz combustible obtenu par ce procédé contient très peu d'azote, et a donc une composition proche de celle du gaz naturel liquéfié pauvre en azote.

[0015] Le procédé selon l'invention peut présenter l'une ou plusieurs des caractéristiques des revendications 2 à 3

[0016] L'installation selon invention peut comprendre l'une ou plusieurs des caractéristiques des revendications 5 à 11

[0017] L'invention sera mieux comprise et d'autres buts, caractéristiques, détails et avantages de celle-ci apparaîtront plus clairement au cours de la description qui va suivre en se référant aux dessins schématiques annexés, donnés iniquement à titre d'exemple non limitatif et dans lesquels :

- La figure 1 représente un schéma synoptique fonctionnel d'une installation de liquéfaction de gaz naturel conforme à un mode de réalisation de l'art antérieur;
- La figure 2 représente un schéma synoptique fonctionnel d'une installation de déazotation à gaz naturel liquéfié conforme à un premier mode de réalisation de l'art antérieur;
- La figure 3 représente un schéma synoptique fonctionnel d'une installation de déazotation de gaz naturel liquéfié conforme à un deuxième mode de réalisation de l'art antérieur;
- Les figures 4, 5, 6 et 7 représentent des schémas synoptiques fonctionnels d'installations éventuellement de déazotation de gaz naturel liquéfié conforme à des modes de réalisation préférés de l'invention.

[0018] Sur ces sept figures, on peut notamment lire les symboles « FC. » qui signifie « contrôleur de débit », « GT » qui signifie « turbine à gaz », « GE » qui signifie « générateur électrique », « LC » qui signifie « contrôleur de niveau de liquide », « PC » qui signifie « contrôleur de pression », « SC » qui signifie « contrôleur de vitesse » et « TC » qui signifie « contrôleur de température ».

[0019] Par souci de clarté et de concision, les conduites utilisées dans les installations des figures 1 à 7 seront reprises par les mêmes signes de référence que les fractions gazeuses qui y circulent.

[0020] En se rapportant à la figure 1, l'installation représentée est destinée à traiter, de façon connue, un gaz naturel séché, désulfuré et décarbonaté 100, pour l'obtention de gaz naturel liquéfié 1, en général disponible à une température inférieure à moins 120°C.

[0021] Cette installation de liquéfaction de GNL présente deux circuits de réfrigération indépendants. Un premier circuit réfrigérant 101, correspondant à un cycle propane, permet l'obtention d'un refroidissement primaire à environ moins 30°C dans un échangeur E3 par détente et vaporisation de propane liquide le propane vapeur réchauffé et détendu est ensuite comprimé dans un deuxième compresseur K2, puis le gaz comprimé obtenu 102 est ensuite refroidi et liquéfié dans des réfrigérants à eau 103, 104 et 105.

[0022] Un second circuit réfrigérant 106, correspondant en général à un cycle utilisant un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane, permet un refroidissement important du gaz naturel à traiter pour l'obtention de gaz naturel liquéfié 1. Le fluide caloporteur présent dans le second cycle réfrigérant est comprimé dans un troisième compresseur K3 et refroidi dans des échangeurs à eau 118 et 119, puis est refroidi dans un réfrigérant à eau 114, pour l'obtention d'un fluide 107. Ce dernier est ensuite refroidi et liquéfié dans l'échangeur E3 pour fournir un flux refroidi et liquéfié 108. Ce dernier est alors séparé en une phase vapeur 109 et une phase liquide 110 qui sont toutes les deux introduites dans la partie inférieure d'un échangeur cryogénique 111. Après refroidissement, la phase liquide 110 quitte ensuite l'échangeur 111 pour être détendue dans une turbine X2 couplée à un générateur électrique. Le fluide détendu 112 est ensuite introduit dans l'échangeur cryogénique 111 au dessus de sa partie inférieure, où il est utilisé pour refroidir les fluides circulant dans la partie inférieure de l'échangeur, par pulvérisation sur des conduites transportant des fluides à refroidir, au moyen de rampes de pulvérisation. La phase vapeur 109 circule dans la partie inférieure de l'échangeur cryogénique 111 pour y être refroidie et liquéfiée, puis est encore refroidie par circulation dans une partie supérieure de l'échangeur cryogénique 111. Enfin, cette fraction 109 refroidie et liquéfiée est détendue dans une vanne 115, puis est utilisée pour refroidir les fluides circulant dans la partie supérieure de l'échangeur cryogénique 111, par pulvérisation sur des conduites transportant des fluides à refroidir. Les liquides réfrigérants pulvérisés à l'intérieur de l'échangeur cryogénique 111, sont ensuite collectés en pied de ce dernier pour fournir le flux 106 qui est envoyé vers le compresseur K3.

[0023] Le gaz naturel séché, désulfuré et décarbonaté 100, est refroidi dans un échangeur thermique à propane 113, puis est soumis à un traitement de dessiccation, qui peut être, par exemple, un passage sur un tamis moléculaire, par exemple en zéolithe, et à un traitement de démercurisation, par exemple par passage sur une mousse d'argent ou de tout autre piègeur de mercure, dans une enceinte 116 pour fournir un gaz naturel purifié 117. Ce dernier est ensuite refroidi et partiellement liquéfié dans l'échangeur thermique E3, circule dans la partie inférieure, puis dans la partie supérieure de l'échangeur cryogénique 111 pour fournir un gaz naturel liquéfié 1. Ce dernier est habituellement obtenu à une température inférieure à moins 120°C.

[0024] En se rapportant maintenant à la figure 2, l'installation représentée est destinée à traiter, de façon connue, un gaz naturel liquéfié 1 riche en azote, pour l'obtention d'une part, d'un gaz naturel liquéfié refroidi et pauvre en azote 4, et d'autre part d'une première fraction comprimée 5 qui est un gaz combustible comprimé riche en azote.

[0025] Le GNL 1 est d'abord détendu et refroidi dans une turbine de détente X3 qui est régulée par un contrôleur de débit de GNL circulant dans la conduite 1, puis est à nouveau détendu et refroidi dans une vanne 18 dont l'ouverture dépend de la pression du GNL en sortie de compresseur X3, pour fournir un flux de gaz naturel liquéfié détendu 2. Ce dernier est alors séparé en une première fraction de tête 3 relativement plus volatile, et une première fraction de pied 4 relativement moins volatile dans un ballon V1. La première fraction de pied 4 constituée de gaz naturel liquéfié réfrigéré est collectée et pompée dans une pompe P1, circule dans une vanne 19 dont l'ouverture est régulée par un contrôleur de niveau de liquide dans le fond du ballon V1, pour ensuite quitter l'installation et être stockée.

[0026] La première fraction de tête 3 est réchauffée dans un premier échangeur thermique E1, puis est introduite dans un étage à basse pression 15 d'un compresseur K1 couplé à une turbine à gaz GT. Ce compresseur K1 comprend une pluralité d'étages de compression 15, 14, 11 et 30, à des pressions progressivement élevées, et une pluralité de réfrigérants à eau 31, 32, 33 et 34. Après chaque étape de compression, les gaz comprimés sont refroidis par passage dans un échangeur thermique, de préférence à eau. La première fraction de tête 3 fournit, à l'issue des étapes de compression et de refroidissement, le gaz combustible comprimé riche en azote 5. Ce gaz combustible est alors collecté et quitte l'installation.

[0027] On prélève une petite partie du gaz combustible 5 qui correspond à un flux 6. Ce flux 6 est réfrigéré dans l'échangeur E1 en cédant sa chaleur à la première fraction de tête 3, pour donner un flux refroidi 22. Ce flux refroidi 22 circule ensuite dans une vanne 23 dont l'ouverture est commandée par un contrôleur de débit en sortie de l'échangeur E2. Le flux 22 est finalement mélangé au flux de gaz naturel liquéfié détendu 2.

EP 1 352 203 B1

[0028] En se rapportant maintenant à la figure 3, l'installation représentée est destinée à traiter, de façon connue, un gaz naturel liquéfié 1 riche en azote, pour l'obtention d'une part, d'un gaz naturel liquéfié refroidi et pauvre en azote 4, et d'autre part, d'une première fraction comprimée 5 qui est un gaz combustible comprimé riche en azote. Dans cette installation, le ballon de séparation V1 a été remplacé par une colonne de distillation C1 et un échangeur thermique E2.

[0029] Le GNL 1 est d'abord détendu et refroidi dans une turbine de détente X3 dont la vitesse est régulée par un contrôleur de débit de GNL circulant dans la conduite 1, puis est refroidi dans l'échangeur thermique E2, pour fournir un flux refroidi 20. Ce dernier circule dans une vanne 21, dont l'ouverture est commandée par un contrôleur de pression situé sur la conduite 20, en amont de ladite vanne 21, pour fournir un flux de gaz naturel liquéfié détendu 2. Le flux de gaz naturel liquéfié détendu 2 est alors séparé en une première fraction de tête 3 relativement plus volatile, et une première fraction de pied 4 relativement moins volatile dans la colonne C1. La première fraction de pied 4 constituée de gaz naturel liquéfié réfrigéré est collectée et pompée dans une pompe P1, circule dans une vanne 19 dont l'ouverture est régulée par un contrôleur de niveau de liquide dans le fond du ballon V1, pour ensuite quitter l'installation et être stockée.

[0030] La colonne C1 comporte un rebouilleur de fond de colonne 16 qui utilise du liquide contenu sur un plateau 17. Le flux circulant dans le rebouilleur 16 est réchauffé dans l'échangeur thermique E2 pour être ensuite introduit dans le fond de la colonne C1.

[0031] La première fraction de tête 3 suit le même traitement que présenté sur la figure 2, pour l'obtention d'une première fraction de gaz comprimé 5, qui est un gaz combustible comprimé riche en azote, et d'une deuxième fraction comprimée 6 qui est une fraction de prélèvement de gaz combustible comprimé. De façon similaire, cette dernière fraction est réchauffée dans l'échangeur E1 pour donner un flux refroidi 22. Ce flux 22 est également mélangé au flux de gaz naturel liquéfié détendu 2.

[0032] En se rapportant maintenant à la figure 4, l'installation représentée est destinée à traiter, à l'aide d'un dispositif conforme au procédé de l'invention, un gaz naturel liquéfié 1 riche en azote, pour l'obtention d'une part, d'un gaz naturel liquéfié refroidi et pauvre en azote 4, et d'autre part, d'un gaz combustible comprimé riche en azote 5.

[0033] Cette installation comporte des éléments communs à la figure 3, notamment la détente et le refroidissement du GNL 1 pour l'obtention du flux de GNL détendu 2. De même, la séparation en la première fraction de tête 3 et en la première fraction de pied 4 s'effectue de manière similaire dans la colonne C1. Enfin, le flux de gaz combustible 5 est obtenu, comme précédemment, par compressions et refroidissements successifs. A la différence du procédé présenté sur la figure 3, une deuxième fraction comprimée 6, prélevée sur la première fraction de gaz comprimé 5 alimente un compresseur XK1 couplé à une turbine de détente X1 pour l'obtention d'une troisième fraction comprimée 7. Celle-ci est refroidie dans un réfrigérant à eau 24, puis est séparée en une quatrième fraction comprimée 8 et en une cinquième fraction comprimée 9.

[0034] La quatrième fraction comprimée 8 est refroidie dans l'échangeur thermique E1 pour fournir une fraction 25 qui est détendue dans la turbine X1. La turbine X1 fournit un flux détendu 10 qui est réchauffé dans l'échangeur E1 pour donner un flux détendu réchauffé 26. Ce flux détendu réchauffé 26 est introduit à un étage à moyenne pression 11 du compresseur K1.

[0035] La cinquième fraction comprimée 9 est refroidie dans l'échangeur thermique E1 pour fournir une fraction 22 qui est détendue dans une vanne 23 puis est mélangée à la fraction de GNL détendue 2.

[0036] Le détendeur X1 comporte une vanne de guidage d'entrée 27, permettant, par la variation de l'angle d'introduction du flux 25 sur les aubes de la turbine X1, de faire varier la vitesse de rotation de cette dernière, et par conséquent de faire varier la puissances délivrée au compresseur XK1.

[0037] En se rapportant maintenant à la figure 5, l'installation représentée est destinée à traiter, à l'aide d'un dispositif conforme au procédé de l'invention, un gaz naturel liquéfié 1 de préférence riche en azote, pour l'obtention d'une part, d'un gaz naturel liquéfié refroidi et pauvre en azote 4, et d'autre part, d'un gaz combustible comprimé 5 riche en azote, dans le cas où le gaz naturel liquéfié 1 en contient.

[0038] Cette installation comporte des éléments communs à la figure 4, notamment la production, par une colonne de distillation C1 d'une première fraction de tête 3, et d'une première fraction de pied 4. De façon similaire, la première fraction de tête 3 est comprimée dans un compresseur K1 et refroidie dans des réfrigérants 31-34 pour l'obtention d'une première fraction comprimée 5. Une deuxième fraction de prélèvement 6 est soutirée de la première fraction comprimée 5 pour être comprimée dans un compresseur XK1 couplé à une turbine de détente X1, qui produit en sortie une troisième fraction comprimée 7. Cette dernière est séparée en une quatrième fraction comprimée 8 et en une cinquième fraction comprimée 9.

[0039] La quatrième fraction comprimée 8 est refroidie dans l'échangeur thermique E1 pour fournir une fraction 25 qui est détendue dans la turbine X1. La turbine X1 fournit un flux détendu 10 qui est réchauffé dans l'échangeur E1 pour donner un flux détendu réchauffé 26. Ce flux détendu réchauffé 26 est introduit à un étage à moyenne pression 11 du compresseur K1.

[0040] La cinquième fraction comprimée 9 est refroidie dans l'échangeur thermique E1 pour fournir une fraction 22 qui est détendue dans une vanne 23 puis est mélangée à la fraction de GNL détendue 2.

EP 1 352 203 B1

[0041] Le détendeur X1 comporte une vanne de guidage d'entrée 27, dont la fonction a été définie dans la description de la figure 4.

[0042] A la différence de la figure 4, l'installation représentée sur la figure 5 comporte en outre un ballon séparateur V2 dans lequel le flux de gaz naturel détendu 2 est séparé en une deuxième fraction de tête 12 et une deuxième fraction de pied 13.

[0043] La deuxième fraction de tête 12 est réchauffée dans l'échangeur E1 puis est introduite dans un étage à moyenne pression 14 du compresseur K1, à une pression intermédiaire entre la pression d'entrée de l'étage basse pression 15 et celle de l'étage moyenne pression 11.

[0044] La deuxième fraction de pied 13 est refroidie dans un échangeur E2 pour produire une fraction de GNL refroidi 20. Cette dernière fraction est détendue et refroidie dans une vanne 28 pour produire une fraction de GNL détendu et refroidi 29. L'ouverture de la vanne 28 est commandée par un contrôleur de niveau de liquide contenu dans le ballon V2. Le flux 29 est alors introduit dans la colonne C1 pour y être séparé en la première fraction de tête 3 et en la première fraction de pied 4.

[0045] Comme indiqué lors de la description de la figure 4, la colonne C1 comporte un rebouilleur 16, qui prélève du liquide contenu sur un plateau 17 de la colonne C1 pour le réchauffer dans l'échangeur E2 par échange de chaleur avec le flux 13, et l'introduire en pied de colonne. De même, la première fraction de pied 4 est pompée par une pompe P1 et traverse une vanne 19 dont l'ouverture est commandée par un contrôleur de niveau de liquide présent dans le fond de la colonne C1.

[0046] En se rapportant maintenant à la figure 6, l'installation représentée est destinée à traiter, à l'aide d'un dispositif conforme au procédé de l'invention, un gaz naturel liquéfié 1 de préférence pauvre en azote, pour l'obtention d'une part, d'un gaz naturel liquéfié refroidi et pauvre en azote 4, et d'autre part, d'un gaz combustible comprimé 5 riche en azote, dans le cas de l'utilisation d'un GNL 1 riche en azote.

[0047] Cette installation comporte des éléments communs à la figure 2 et aux figures 4 et 5.

[0048] De manière simplifiée, la figure 6 est structurellement semblable à la figure 4, à l'exception de la colonne C1 qui a été remplacée par un ballon de séparation V1, et de l'échangeur E2 qui a été supprimé, du fait de l'absence de rebouilleur lors de l'utilisation d'un ballon de séparation. Le flux de GNL détendu 2 est alors directement introduit dans le ballon séparateur V1 pour être séparé en une première fraction de tête 3 et en une première fraction de pied 4.

[0049] Le remplacement de la colonne C1 par le ballon V1 ne modifie pas le déroulement des étapes du procédé tel qu'il a été décrit pour la figure 5. En revanche, du fait d'une moins bonne performance de séparation du ballon V1 par rapport à la colonne C1, le GNL réfrigéré 4 contiendra normalement plus d'azote dans le cas de l'utilisation d'un dispositif conforme à la figure 6 que dans le cas de l'utilisation d'un dispositif conforme à la figure 5. Bien entendu, le GNL 1 utilisé dans les deux cas est identique physiquement et chimiquement et contient au moins un peu d'azote.

[0050] En se rapportant à la figure 7, l'installation représentée est destinée à traiter, à l'aide d'un dispositif conforme au procédé de l'invention, un gaz naturel liquéfié 1, de préférence pauvre en azote, pour l'obtention d'une part, d'un gaz naturel liquéfié refroidi 4, et d'autre part, d'un gaz combustible comprimé 5.

[0051] Cette installation comporte des éléments communs à la figure 2 et aux figures 4, 5 et 6.

[0052] De manière simplifiée, la figure 7 est structurellement semblable à la figure 5, à l'exception de la colonne C1 qui a été remplacée par un ballon séparateur V1, et de l'échangeur E2 qui a été supprimé, du fait de l'absence de rebouilleur lors de l'utilisation d'un ballon de séparation. Le flux de GNL détendu 2 est alors directement introduit dans le ballon séparateur V2 pour être séparé en une deuxième fraction de tête 12 et en une deuxième fraction de pied 13.

[0053] La deuxième fraction de tête 12 est réchauffée dans un échangeur E1 puis est introduite dans un compresseur K1 à un étage à moyenne pression 14, intermédiaire entre un étage basse pression 15 et un étage à moyenne pression 11, de la même façon que décrit pour la figure 5.

[0054] Le remplacement de la colonne C1 par le ballon V1 ne modifie pas le déroulement des étapes du procédé tel qu'il a été décrit pour la figure 5. En revanche, du fait d'une moins bonne performance de séparation du ballon V1 par rapport à la colonne C1, le GNL réfrigéré 4 contiendra normalement plus d'azote dans le cas de l'utilisation d'un dispositif conforme à la figure 6 que dans le cas de l'utilisation d'un dispositif conforme à la figure 5. Bien entendu, afin de permettre une bonne comparaison, le GNL 1 utilisé dans les deux cas est identique physiquement et chimiquement.

[0055] Afin de permettre une appréciation concrète des performances d'une installation fonctionnant selon un procédé conforme à l'invention, des exemples chiffrés sont maintenant présentés, aux fins d'illustration et non de limitation.

[0056] Ces exemples sont donnés sur la base de deux gaz naturels différents «A» et «B» dont la composition est donnée ci-après dans le tableau 1 :

EP 1 352 203 B1

Tableau 1

Composant	Gaz naturel A		Gaz naturel B	
	Composition molaire (%)	Composition massique (%)	Composition molaire (%)	Composition, massique (%)
Azote	0,100	0,155	3,960	6,127
Méthane	91,400	81,378	88,075	78,039
Ethane	4,500	7,510	5,360	8,902
Propane	2,500	6,118	1,845	4,493
i-Butane	0,600	1,935	0,290	0,931
n-Butane	0,900	2,903	0,470	1,509
Total	100,000	100,000	100,000	100,000

[0057] Ces gaz sont volontairement exempts d'hydrocarbures en C5 et supérieurs, afin de ne pas alourdir les calculs.

[0058] Les autres conditions opératoires sont identiques et conformes à ce qui suit (les chiffres de référence se rapportent à la fig.1):

- Température du gaz naturel humide 100 : 37°C
- Pression du gaz naturel humide 100 : 54 bar
- Pré-refroidissement par le réfrigérant 113 avant séchage : 23°C
- Température du gaz sec après passage dans l'enceinte 116 : 23,5°C
- Pression du gaz sec : 51 bar
- Température d'eau de refroidissement : 30°C
- Température en sortie d'échangeur à eau : 37°C
- Température de condensation du propane : 47°C.
- Rendement des compresseurs centrifuges K1, K2 et K3 : 82 %
- Rendement de la turbine de détente X2: 85 %
- Rendement du compresseur axial XK1: 86 %
- Puissance sur une ligne d'arbre GE6 : 31570 kW
- Puissance sur une ligne d'arbre GE7 : 63140 kW
- Puissance sur une ligne d'arbre GE5D : 24000 kW

[0059] La puissance sur une ligne d'arbre représente la puissance disponible sur un arbre de turbine à gaz Général Electric de référence GESD, GE6 et GE7. Des turbines de ce type sont couplées aux compresseurs K1, K2 et K3 représentés sur les figures 1-7.

[0060] Les débits de gaz naturel à liquéfier seront choisis de façon à saturer les puissances disponibles sur les lignes d'arbre. Les trois cas suivants sont envisagés (pour un procédé de liquéfaction décrit en figure 1):

- Utilisation pour l'entraînement d'une turbine GE6 et d'une turbine GE7, ce qui correspond à un débit de GNL produit à -160°C d'environ 3 millions de tonnes par an.
- Utilisation pour l'entraînement de deux turbines GE7, ce qui correspond à un débit de GNL produit à -160°C d'environ

EP 1 352 203 B1

4 millions de tonnes par an.

- Utilisation pour l'entraînement de trois turbines GE7, ce qui correspond à un débit de GNL produit à -160°C d'environ 6 millions de tonnes par an.

5 **[0061]** Une des voies qui permet de calculer facilement l'influence d'un paramètre sans entrer dans le détail d'un procédé est celle de la notion de Travail Théorique associée à celle d'Exergie.

[0062] Le travail théorique qu'il faut fournir à un système pour qu'il passe d'un état 1 à un état 2 est donné par l'équation suivante :

10
$$W_{1-2} = T_0 \times (S_1 - S_2) - (H_1 - H_2)$$
 avec :

W1-2: travail théorique (kJ/kg)

T0 : température de rejet de la chaleur (K)

S1 : entropie dans l'état 1 (kJ/(K.kg))

15 S2 : entropie dans l'état 2 (kJ/(K.kg))

H1 : enthalpie dans l'état 1 (kJ/kg)

H2 : enthalpie dans l'état 2 (kJ/kg)

20 **[0063]** Dans le cas présent, la température de rejet sera prise égale à 310,15 K (37°C). L'état 1 sera le gaz naturel à 37°C et 51 bar et l'état 2 sera le GNL à la température T2 et à 50 bar.

[0064] Le tableau 2 ci-dessous montre l'évolution du travail théorique pour la liquéfaction des gaz naturels A et B en fonction de la température du GNL en sortie du procédé de liquéfaction. Lorsque la puissance des compresseurs de réfrigération est constante, la diminution du travail théorique se traduit par une augmentation possible de la capacité du cycle de liquéfaction.

25

Tableau 2

Température du GNL 1 (°C)	Gaz naturel A		
	Travail théorique (kJ/kg)	Travail théorique (%)	Capacité possible (%)
-130	356,63	71,19	140,46
-135	376,93	75,25	132,90
-140	398,45	79,54	125,72
-145	421,57	84,16	118,82
-150	446,24	89,08	112,26
-155	472,64	94,35	105,99
-160	500,93	100,00	100,00
*****	Gaz naturel B		
-130	355,89	71,35	140,16
-135	376,04	75,39	132,65
-140	397,43	79,67	125,51
-145	420,23	84,24	118,70
-150	444,56	89,12	112,21
-155	470,74	94,37	105,97
-160	498,82	100,00	100,00

30 **[0065]** On observe que les chiffres obtenus avec les gaz A et B sont très proches. L'augmentation possible de la capacité est d'environ 1,14 % par °C de température du GNL 1 obtenu en sortie d'unité de liquéfaction présentée sur la figure 1.

35 **[0066]** La capacité C1 pour une température T1 du GNL produit s'exprime en fonction de la capacité C0 à la température T0, selon l'équation suivante :

50

EP 1 352 203 B1

$$C1 = C0 \times 1,0114^{(T1 - T0)}$$

[0067] Avec :

- C1 : capacité de production de GNL à T1 (kg/h)
- C0 : capacité de production de GNL de référence à T0 (kg/h)
- T1 : Température de production de GNL (°C)
- T2 : Température de production de GNL de référence (°C)

[0068] Il en résulte qu'à -140°C, la capacité de l'unité de production de GNL est de 125,5% de sa capacité à -160°C, ce qui est considérable.

[0069] Le travail réel d'une unité de production de GNL sera évidemment fonction du procédé choisi. Le procédé présenté sur la figure 1, qui est connu sous le nom MCR®, est un procédé bien connu et largement employé qui a été développé par la société APCI.

[0070] Ce procédé est mis en oeuvre ici d'une façon particulière qui le rend très performant : le cycle propane comporte 4 étages et la réfrigération du MCR (réfrigérant à composants multiples, flux 106, fig.1) et du propane (flux 102, fig.1) s'effectue dans l'échangeur thermique E3, qui est un échangeur à plaques en aluminium brasé.

[0071] Les résultats obtenus sont présentés sur le tableau 3 :

Tableau 3

Température du GNL 1 (°C)	Gaz naturel A		
	Travail réel (kJ/kg)	Travail réel (%)	Capacité possible (%)
-130	702,77	72,23	138,45
-135	739,93	76,05	131,50
-140	781,25	80,29	124,54
-145	820,56	84,33	118,58
-150	867,88	89,20	112,11
-155	917,44	94,29	106,05
-160	972,99	100,00	100,00
*****	Gaz naturel B		
-130	688,86	71,24	140,37
-135	728,22	75,31	132,78
-140	772,16	79,86	125,23
-145	814,34	84,22	118,74
-150	861,75	89,12	112,21
-155		94,37	105,97
-160		100,00	100,00

[0072] On observe que ces résultats corroborent parfaitement ceux qui ont été obtenus avec les calculs de travail théorique présentés dans le tableau 1.

[0073] Le rendement du procédé de liquéfaction peut être calculé à partir du travail réel et du travail théorique. Celui-ci est sensiblement constant et se situe aux environs de 51,5 %, comme cela peut être observé à partir des résultats présentés sur le tableau 4 :

EP 1 352 203 B1

Tableau 4

Température du GNL 1 (°C)	Gaz naturel A		
	Travail théorique (kJ/kg)	Travail réel (%)	Efficacité (%)
-130	356,63	702,77	50,75
-135	376,93	739,93	50,94
-140	398,45	781,25	51,00
-145	421,57	820,56	51,38
-150	446,24	867,88	51,42
-155	472,64	917,44	51,52
-160	500,93	972,99	51,48
*****	Gaz naturel B		
-130	355,89	688,86	51,66
-135	376,04	728,22	51,64
-140	397,43	772,16	51,47
-145	420,23	814,34	51,60
-150	444,56	861,75	51,59

[0074] Ce résultat est particulièrement satisfaisant. L'utilisateur du procédé sera toujours assuré de tirer le meilleur parti du procédé de liquéfaction, quelle que soit la température de production de GNL choisie. On constate également que la composition du gaz naturel à liquéfier n'a pas d'importance.

[0075] Ainsi, l'utilisation nouvelle du procédé de liquéfaction connu permet d'augmenter la température du GNL 1 obtenu en sortie d'unité de production tout en permettant une augmentation substantielle de la quantité produite, pouvant aller jusqu'à environ 40 % à -130°C.

[0076] Le GNL 1 obtenu en sortie d'unité de production décrite précédemment pour la figure 1, peut être déazoté dans une unité de déazotation telle que représentée sur la figure 2 ou sur la figure 3. Cette opération de déazotation est nécessaire lorsque le gaz naturel extrait du gisement contient de l'azote en proportion relativement importante, par exemple d'environ plus de 0,100 %mol à environ 5 à 10 %mol.

[0077] L'installation représentée schématiquement sur la figure 2 est une unité de déazotation de GNL, à flash final. Le flash est obtenu au moment de la séparation du GNL détendu 2 en une première fraction de tête 3 relativement plus volatile, riche en azote, et en une première fraction de pied 4 relativement moins volatile, pauvre en azote. Cette séparation s'effectue dans un ballon V1, comme décrit précédemment.

[0078] Selon un mode de fonctionnement, le GNL 1 de composition « B » contenant de l'azote, produit à -150°C et 48 bar est détendu dans la turbine hydraulique X3 à une pression d'environ 4 bar puis dans une vanne 18 à une pression de 1,15 bar. Le mélange biphasique obtenu 2 est séparé dans le ballon séparateur V1 d'une part en le gaz de flash riche en azote 3, et d'autre part en le GNL réfrigéré 4. Le GNL réfrigéré est envoyé vers le stockage, comme décrit plus haut. Le gaz de flash 3, qui constitue la première fraction gazeuse, est réchauffé dans l'échangeur E1 jusqu'à -70°C avant d'être comprimé jusqu'à 29 bar dans le compresseur K1. Le compresseur K1 produit une première fraction comprimée 5 qui constitue le gaz combustible enrichi en azote.

[0079] Environ 23 % de la première fraction comprimée 5 est recyclée sous la forme d'une fraction 6. Cette dernière est refroidie dans l'échangeur E1 par échange de chaleur avec le gaz de flash 3, puis est mélangée au flux de GNL refroidi et détendu 2.

[0080] Cette disposition permet de liquéfier une partie du gaz de flash (environ 23%) et de réduire la quantité de gaz combustible produite. Les performances d'une unité de déazotation selon ce schéma 2 sont présentées dans le tableau 5 ci-après, dans lequel la colonne intitulée « 1 GE6 + 1 GE7 » correspond à une unité de production de GNL 1 selon le schéma 1, utilisant 1 turbine à gaz GE6 et 1 turbine à gaz GE7 pour les compresseurs K2 et K3, « 2 GE7 » correspond à l'utilisation de 2 turbines GE7 pour la production de GNL 1, et « 3 GE7 » pour l'utilisation de 3 turbines :

EP 1 352 203 B1

Tableau 5

	Unité	1 GE7 + 1 GE6	2 GE7	3 GE7
GNL 1				
température	°C	-150	-150	-150
débit	kg/h	406665	542219	813330
GNL réfrigéré 4				
débit	kg/h	368990	491985	737980
valeur thermique basse spécifique	kJ/kg	48412	48412	48412
contenu en azote	%mol	1,38	1,38	1,38
production de GNL 4, valeur thermique basse	GJ/h %	17864 100	23818 100	35727 100
Gaz combustible 5				
débit	kg/h	37676	50235	75352
valeur thermique basse spécifique	kJ/kg	27492	27492	27492
production de gaz combustible 5, valeur thermique basse spécifique	GJ/h	1036	1381	2072 .
Unité de déazotation				
puissance du compresseur K1	kW	7037	9383	14074
Performances				
puissance spécifique de production de GNL	kJ/kg	1019	1019	1019
rapport Puissance de K1/Production de GNL 4		0,0210	0,0210	0,0210

[0081] L'installation représentée schématiquement sur la figure 3 est une unité de déazotation de GNL à colonne de déazotation. Le remplacement du flash dans le ballon V1 par une colonne de déazotation C1 permet une amélioration sensible du rendement d'extraction de l'azote contenu dans le GNL 1.

[0082] Dans cette installation, le GNL 1 à -145,5°C est détendu jusqu'à 5 bar dans la turbine hydraulique de détente X3, puis est refroidi de -146,2°C à -157°C dans l'échangeur E2 par échange de chaleur avec le liquide circulant dans le rebouilleur de fond de colonne 16 pour l'obtention d'un flux de GNL détendu et refroidi 20. Le flux 20 subit une seconde détente à 1,15 bar dans une vanne 21 et alimente la colonne de déazotation C1 en mélange avec du GNL 22 provenant du recyclage partiel du gaz combustible comprimé 5.

[0083] En fond de colonne de déazotation C1, le GNL comporte 0,06 % d'azote, alors que la teneur en azote du GNL en utilisant un flash final était de 1,38 % (fig.2 et tableau 5). Ce GNL de fond de colonne est pompé par une pompe P1 et représente une fraction de GNL refroidi 4 qui est expédiée vers le stockage.

[0084] Le gaz combustible 3, qui est la première fraction de tête issue de la colonne C1, est réchauffée à -75°C dans l'échangeur E1, puis est comprimée à 29 bar dans le compresseur K1 et refroidie par les réfrigérants à eau 31-34 pour fournir un gaz combustible comprimé 5.

[0085] Un flux 6, qui représente 23 % du gaz comprimé 5 est recyclée vers la colonne C1 après avoir réchauffé le flux 3 dans l'échangeur E1.

[0086] Le gaz combustible produit, qui représente 1032 GJ/h dans le cas de l'utilisation d'une turbine GE6 et d'une GE7, est sensiblement identique en pouvoir calorifique total à celui de l'unité de flash final de la fig.2. Il en est de même lors de l'utilisation d'unités de production de GNL plus importantes (2 ou 3 GE7).

[0087] L'utilisation de la technique de déazotation par colonne a permis d'augmenter de 5,62 % la capacité du train de liquéfaction, pour un surcoût mineur.

[0088] Il faut comprendre que c'est l'association de l'utilisation d'une colonne de déazotation C1 et du recyclage de gaz combustible qui mène à ce résultat très encourageant.

[0089] La puissance du compresseur de gaz combustible K1 dépend de la taille de l'unité. Elle sera de :

- 8087 kW pour une unité de GNL utilisant 1 GE6 associée à 1 GE7,
- 10783 kW pour une unité de GNL utilisant 2 GE7,
- 16174 kW une unité de GNL utilisant 3 GE7.

EP 1 352 203 B1

[0090] Les puissances de ces machines et les problèmes de démarrage font qu'il est souhaitable d'utiliser une turbine à gaz pour entraîner le compresseur de gaz combustible K1. Les autres performances du procédé sont présentées sur le tableau 6 :

Tableau 6

	Unité	1 GE7 + 1 GE6	2 GE7	3 GE7
GNL 1				
température	°C	-145,5	-145,5	-145,5
débit	kg/h	428175	570899	856350
GNL réfrigéré 4				
débit	kg/h	381659	508877	763318
valeur thermique basse spécifique	kJ/kg	49434	49434	49434
contenu en azote	%mol	0,06	0,06	0,06
production de GNL 4, valeur thermique basse	GJ/h %	18867 105,62	25156 105,62	37734 105,62
Gaz combustible 5				
débit	kg/h	46517	62023	93034
valeur thermique basse spécifique	kJ/kg	22191	22191	22191
production de gaz combustible 5, valeur thermique basse spécifique	GJ/h	1032	1376	2065
Unité de déazotation				
puissance du compresseur K1	kW	8087	10783	16174
Performances				
puissance spécifique de production de GNL	kJ/kg	995	995	995
rapport Puissance de K1/ Production de GNL 4		0,0201	0,0201	0,0201
Production supplémentaire de GNL	kg/h GJ/h	12669 1003	16892 1338	25338 2007

[0091] Un des problèmes principaux rencontrés dans les installations industrielles de traitement et de liquéfaction de gaz a trait notamment à l'utilisation optimale des appareils de compression, qui représentent un investissement important, tant du point de vue de l'achat, que du point de vue de la consommation d'énergie. En effet, des compresseurs qui nécessitent une puissance de l'ordre de plusieurs dizaines de milliers de kW se doivent d'être fiables et de pouvoir être utilisés dans des conditions de rendement optimal sur une plage de charge aussi grande que possible. Bien entendu, cette remarque s'applique aussi aux moyens mis en oeuvre pour les faire fonctionner. Ces moyens étant habituellement ici des turbines à gaz, en raison de la gamme de puissances disponibles commercialement.

[0092] Les turbines à gaz, pour être efficaces, doivent être utilisées à pleine capacité. En prenant pour exemple une unité de déazotation fonctionnant selon l'un quelconque des modes de réalisation décrit dans les figures 2 et 3, la turbine à gaz entraînant le compresseur K1 devra avoir une puissance maximale adaptée à la puissance requise par le compresseur, afin d'obtenir un rendement de compression le plus favorable possible.

[0093] Cependant, il peut arriver qu'une turbine à gaz travaille dans des conditions telles que la puissance délivrée au compresseur soit nettement en dessous de ses capacités.

[0094] C'est le cas par exemple lorsqu'une turbine à gaz GE5d, ayant une puissance de 24000 kW est couplée au compresseur K1 lors de la déazotation par flash final ou par séparation dans une colonne. La conséquence de cette sous-utilisation de la turbine est une diminution du rendement énergétique de la compression relativement à la consommation en énergie de la turbine.

[0095] Bien entendu, la puissance compresseur K1 varie en fonction de la taille de l'unité, comme cela a été expliqué plus haut. Ainsi, l'utilisation d'une turbine GE5d permet de bénéficier d'un excédent de puissance qui s'élève à :

- 15913 kW pour une unité de GNL utilisant 1 turbine GE6 associée à 1 turbine GE7,
- 13217 kW pour une unité de GNL utilisant 2 turbines GE7,

EP 1 352 203 B1

- 7826 kW pour une unité de GNL utilisant 3 turbines GE7.

[0096] Il est donc souhaitable d'utiliser cet excédant d'énergie disponible. Le procédé conforme à l'invention propose notamment d'utiliser la totalité de la puissance disponible pour entraîner le compresseur K1.

[0097] Le procédé selon l'invention permet aussi d'augmenter la température en sortie du procédé de liquéfaction pour l'obtention du flux de GNL 1, et d'utiliser l'excédent de puissance disponible sur la turbine à gaz entraînant K1 afin de refroidir le GNL à moins 160°C.

[0098] En outre, le procédé conforme à l'invention permet, du fait de la possibilité d'augmenter la température du GNL 1 produit par exemple selon le procédé APCI, d'augmenter le débit de GNL refroidi à -160°C de façon importante, pouvant aller dans certains cas jusqu'à environ 40 %.

[0099] Le procédé de l'invention a le mérite de pouvoir être mis en oeuvre de façon aisée, en raison de la simplicité des moyens nécessaires à sa réalisation.

[0100] Un mode de réalisation conforme au procédé de l'invention, mettant en oeuvre une colonne de déazotation C1, est présenté sur la figure 4, décrite plus haut. Pour une même puissance de turbine entraînant le compresseur K1, les conditions opératoires vont dépendre de la capacité de l'unité de liquéfaction de gaz naturel.

[0101] Un GNL 1 est produit à -140,5°C par le procédé APCI représenté sur la figure 1. Ce procédé a été mis en oeuvre en utilisant deux turbines à gaz GE7 pour l'entraînement des compresseurs K2 et K3. Ce GNL 1 entre dans l'installation présentée sur la figure 4. Il est détendu jusqu'à 6,1 bar dans la turbine de détente hydraulique X3 entraînant un générateur d'électricité, puis il est refroidi de -141,2 à -157°C dans un échangeur thermique E2 par échange de chaleur avec un liquide circulant dans un rebouilleur de fond de colonne 16, pour fournir un GNL refroidi 21. Ce dernier est détendu à 1,15 bar dans une vanne 21 pour l'obtention d'un flux détendu 2 qui alimente une colonne C1 en mélange avec un flux 22, comme indiqué plus haut dans la description des figures.

[0102] Le flux de GNL 4, soutiré en pied de colonne C1, comporte 0,00% d'azote.

[0103] Le gaz combustible 3, est réchauffé à -34°C dans l'échangeur E1 puis est comprimé à 29 bar dans le compresseur K1 pour alimenter un réseau de gaz combustible.

[0104] Une première différence avec le procédé connu provient de la quantité de gaz comprimé 6 prélevé du flux de gaz combustible 5 : elle s'élève maintenant à environ 73 %. Ce gaz comprimé 6 est comprimé à 38,2 bar dans le compresseur XK1 pour fournir une fraction 7. Cette dernière est refroidie à 37°C dans un échangeur à eau 24 puis est séparée en deux courants 8 et 9.

[0105] Le courant 8, majoritaire, qui représente 70 % du flux 7, est refroidi à -82°C par passage dans l'échangeur E1, puis alimente la turbine X1, couplée au compresseur XK1. Le flux détendu en sortie de turbine 10, à une pression de 9 bar et une température de -138°C est réchauffé dans l'échangeur E1 à 32°C, puis alimente le compresseur K1 à un étage à moyenne pression 11 qui est le troisième étage.

[0106] Le courant 9, minoritaire, qui représente 30 % du flux 7, est liquéfié et refroidi jusqu'à -160°C et retourne à la colonne de déazotation C1.

[0107] Le gaz combustible produit représente 1400 GJ/h, il est identique en pouvoir calorifique total à celui de l'unité de flash final. L'utilisation de la technique de déazotation et du procédé de l'invention a permis d'augmenter de 11,74 % la capacité du train de liquéfaction, pour un surcoût raisonnable.

[0108] Il faut comprendre que c'est l'association d'une utilisation d'une colonne de déazotation, du recyclage de gaz combustible comprimé et du cycle à turbine de détente qui mène à ce résultat très surprenant.

[0109] Pour les autres tailles d'unité de production de GNL, les résultats sont présentés dans le tableau 7 :

Tableau 7

	Unité	1 GE7 + 1 GE6	2 GE7	3 GE7
GNL 1				
température	°C	-138,5	-140,5	-143,5
débit	kg/h	462359	602827	875470
GNL réfrigéré 4				
débit	kg/h	413619	537874	781438
valeur thermique basse spécifique	kJ/kg	49479	49479	49474
contenu en azote	%mol	0,00	0,00	0,00

EP 1 352 203 B1

(suite)

		Unité	1 GE7 + 1 GE6	2 GE7	3 GE7
5	production de GNL 4, valeur thermique basse	GJ/h %	20465 114,57	26613 111,74	38661 108,21
	Gaz combustible 5				
10	débit	kg/h	48713	64994	94055
	valeur thermique basse spécifique	kJ/kg	21008	21535	21521
	production de gaz - combustible 5, valeur thermique basse spécifique	GJ/h	1023	1400	2024
15	Unité de déazotation				
	puissance du compresseur K1	kW	23963	23970	23990
	puissance du détendeur X1	kW	2835	2058	1175
	Performances				
20	puissance spécifique de production de GNL	kJ/kg	1056	1030	983
	rapport Puissance de K1/ Production de GNL 4		0,0213	0,0208	0,0199
25	Production supplémentaire de GNL	kg/h GJ/h	44629 2602	45889 2795	43458 2934

[0110] On observe que les augmentations de capacité sont de :

- 14,2 % pour une unité de GNL utilisant une turbine GE7 associée à une turbine GE6,
- 11,7 % pour une unité de GNL utilisant deux turbines GE7,
- 8,21 % pour une unité de GNL utilisant trois turbines GE7.

[0111] Le procédé selon l'invention présente en outre un intérêt considérable pour la régulation de la quantité de gaz combustible produite. En effet, il est dès lors possible d'avoir une production soutenue de gaz combustible, comme cela est montré par un exemple chiffré dans le tableau 8, ci-après :

Tableau 8

		Unité	2 GE7
40	GNL 1		
	température	°C	-135
	débit	kg/h	641176
	GNL réfrigéré 4		
45	débit	kg/h	546088
	valeur thermique basse spécifique	kJ/kg	49454
	contenu en azote	%mol	0,00
50	production de GNL 4, valeur thermique basse	GJ/h %	27006 113,39
	Gaz combustible 5		
55	débit	kg/h	95092
	valeur thermique basse spécifique	kJ/kg	29361
	production de gaz combustible 5, valeur thermique basse spécifique	GJ/h	2792

EP 1 352 203 B1

(suite)

	Unité	2 GE7
Unité de déazotation		
puissance du compresseur K1	kW	23900
puissance du détendeur X1	kW	802
Performances		
puissance spécifique de production de GNL 4	kJ/kg	1014
rapport Puissance de K1/Production de GNL 4		0,0205
Production supplémentaire de GNL	kg/h	54103
	GJ/h	3188

[0112] On constate que lorsque la quantité de gaz combustible passe de 1400 à 2800 GJ/h, il est alors possible d'augmenter la capacité de 13,39 %, c'est à dire que 1,65 % d'augmentation de capacité (13,39 % moins 11,74 %) sont dus à l'augmentation de production de gaz combustible.

[0113] Un autre mode de réalisation conforme au procédé de l'invention, mettant en oeuvre une colonne de déazotation C1, est présenté sur la figure 5, décrite plus haut. A la différence de la figure 4, ce mode de réalisation met en jeu un ballon séparateur V2.

[0114] Le GNL 1, de composition « B » obtenu à -140,5°C, sous une pression de 48,0 bar avec un débit de 33294 kmol/h, est détendu à 6,1 bar et moins 141,25°C dans la turbine hydraulique X3, puis est à nouveau détendu à 5,1 bar et -143,39°C dans la vanne 18, pour fournir le flux détendu 2.

[0115] Le flux 2 (33294 kmol/h) est mélangé au flux 35 (2600 kmol/h) pour l'obtention du flux 36 (35894 kmol/h), à -146,55°C.

[0116] Le flux 35 est composé de 42,97 % d'azote, de 57,02 % de méthane et de 0,01 % d'éthane.

[0117] Le flux 36, qui est composé de 6,79 % d'azote, 85,83 % de méthane, 4,97 % d'éthane, 1,71 % de propane, 0,27 % d'isobutane et de 0,44 % de n-butane, est séparé dans le ballon V2 en la deuxième fraction de tête 12 (1609 kmol/h), et en la deuxième fraction de pied 13 (34285 kmol/h).

[0118] Le flux 12 (45,58 % d'azote, 54,4 % de méthane et 0,02 % d'éthane) est réchauffé jusqu'à 33°C dans l'échangeur E1, pour fournir un flux 37 qui alimente, à 4,9 bar, le compresseur K1 à l'étage à moyenne pression 14.

[0119] Le flux 13 (4,97 % d'azote, 87,30 % de méthane, 5,20 % d'éthane, 1,79 % de propane, 0,28 % d'isobutane et de 0,46 % de n-butane) est refroidi dans l'échangeur thermique E2 pour fournir le flux 20 à -157°C et 4,6 bar. Ce dernier est détendu dans la vanne 28 pour l'obtention du flux 29 à -165,21°C et 1,15 bar, qui est introduit dans la colonne C1.

[0120] La colonne C1 produit en tête la première fraction de tête 3 (4032 kmol/h) à -165,13°C. La fraction 3 (41,73 % d'azote et 58,27 % de méthane) est réchauffée dans l'échangeur E1 pour donner le flux 41 à -63,7°C et 1,05 bar. Le flux 41 alimente l'aspiration basse pression 15 du compresseur K1.

[0121] La colonne C1 produit la première fraction de pied 4 à -159,01°C et 1,15 bar avec un débit de 30253 kmol/h. Cette fraction 4 (0,07 % d'azote, 91,17 % de méthane, 5,90 % d'éthane, 2,03 % de propane, 0,32 % d'isobutane et de 0,52 % de n-butane) est pompée par la pompe P1 pour fournir une fraction 39 à 4,15 bar et -158,86°C, puis quitte l'installation.

[0122] La colonne C1 est équipée du rebouilleur de fond de colonne 16, qui refroidit le flux 13 pour l'obtention du flux 20.

[0123] Le compresseur K1 produit le flux comprimé 5 à 37°C et 29 bar avec un débit de 11341 kmol/h. Ce flux de gaz combustible 5 (42,90 % d'azote et 57,09 % de méthane) est séparé en un flux 40, qui représente 3041 kmol/h, qui quitte l'installation, et en un flux 6, qui représente 8300 kmol/h, qui est comprimé dans le compresseur XK1.

[0124] Le compresseur XK1 produit le flux comprimé 7. à 68,18°C et 39,7 bar. Le flux 7 est refroidi à 37°C dans l'échangeur à eau 24, puis est séparé en les flux 8 et 9.

[0125] Le flux 8 (5700 kmol/h) est refroidi dans l'échangeur E1 pour donner le flux 25 à -74°C et 38,9 bar.

[0126] Le flux 9 (2600 kmol/h) est refroidi dans l'échangeur E1 pour donner le flux 22 à -155°C et 38,4 bar. Ce dernier est ensuite détendu dans la vanne 23 pour fournir le flux 35 à -168°C et 5,1 bar.

[0127] Le flux 25 est détendu dans la turbine de détente X1 qui produit la fraction 10 à une température de -139,7°C et une pression de 8,0 bar. Cette fraction 10 est ensuite réchauffée dans l'échangeur E1 qui produit la fraction 26 à une température de 32°C et une pression de 7,8 bar.

[0128] La fraction 26 alimente le compresseur K1 sur l'étage à moyenne pression 11. Le compresseur K1 et le détendeur X1 ont les performances suivantes :

Unité de déazotation

EP 1 352 203 B1

puissance du compresseur K1	22007 kW
puissance du détendeur X1	2700 kW

5

[0129] L'utilisation du ballon V2 permet un gain d'environ 2000 kW sur la puissance du compresseur K1.

[0130] De ces études sur le gaz B, riche en azote, il découle du procédé conforme à l'invention que :

- 10 - l'augmentation de la température du GNL en sortie du procédé de liquéfaction permet d'obtenir une augmentation de capacité de production de GNL de 1,2 % par °C,
- l'utilisation d'une colonne de déazotation associée à une liquéfaction d'une partie du gaz combustible produit est beaucoup plus efficace qu'un flash final,
- la saturation de la puissance de la turbine à gaz attelée au compresseur K1 par l'utilisation du nouveau procédé permet d'obtenir un gain important de capacité de production de GNL,
- 15 - l'augmentation de la quantité de gaz combustible produit permet d'obtenir une augmentation supplémentaire de la capacité de production de GNL,
- l'ajout du ballon séparateur V2 permet d'améliorer la charge du compresseur K1 et de baisser le coût de son utilisation.

20 **[0131]** L'étude suivante concerne l'utilisation du gaz A pauvre en azote, dans laquelle l'unité de flash final ne produit pas de gaz combustible.

[0132] De façon connue, du gaz naturel contenant très peu d'azote ne nécessite pas l'utilisation d'un flash final.

[0133] Le GNL peut alors être produit directement à -160°C et être expédié vers le stockage après détente dans une turbine hydraulique, par exemple semblable à X3 : Il s'agit de la technique du sous-refroidissement poussé.

25 **[0134]** Lorsqu'on choisit le sous-refroidissement poussé, les sources de gaz combustible peuvent être d'origines diverses :

- gaz de tête de déméthaniseur,
- gaz de tête de colonne de stabilisation des condensats,
- 30 - gaz d'évaporation des bacs de stockage,
- gaz de régénération des sécheurs de gaz naturel, etc.

[0135] Il n'est alors plus possible d'ajouter une source de gaz combustible sans créer un risque d'excédent de gaz combustible. Si on désire augmenter la capacité de la ligne de production de GNL en augmentant la température du GNL produit par le procédé de liquéfaction, il faut mettre en place un procédé qui ne produise pas ou peu de gaz combustible.

[0136] Le procédé conforme à l'invention permet d'atteindre ce but. Il permet d'augmenter la température du GNL en sortie de procédé de liquéfaction et par conséquent d'augmenter le débit de GNL refroidi 4, produit à des fins de stockage.

[0137] Ce procédé est présenté à la figure 6, et a été décrit plus haut. Pour une même puissance de turbine attelée au compresseur K1, les conditions opératoires vont dépendre de la capacité de l'unité de liquéfaction. Le cas d'une utilisation de GNL 1 provenant d'une unité de production de GNL comportant 2 turbines GE7 est décrit ci-après à titre d'exemple :

[0138] Le GNL 1 à une température de -147°C est détendu à 2,7 bar dans la turbine hydraulique X3 entraînant un générateur électrique, puis subit une seconde détente à 1,15 bar dans la vanne 18, et alimente le ballon de flash V1 en mélange avec du GNL provenant de la liquéfaction du gaz combustible comprimé 5.

45 **[0139]** En fond de ballon V1, le GNL est à -159, 2°C et 1,15 bar. Il quitte alors l'installation pour être stocké.

[0140] Le gaz combustible 3, qui est la première fraction de tête, est réchauffé jusqu'à 32°C dans l'échangeur E1 avant d'être comprimé à 29 bar dans le compresseur K1 pour alimenter éventuellement le réseau de gaz combustible. Dans le cas présent, la totalité du gaz combustible est envoyé dans le compresseur XK1 pour fournir le flux comprimé 7 à 41,5 bar. Ce flux est ensuite refroidi à 37°C dans l'échangeur à eau 24, puis est partagé en deux courants 8 et 9.

50 **[0141]** Le flux 8, qui représente 79 % du flux 7, est refroidi jusqu'à -60°C avant d'alimenter la turbine X1 attelée au compresseur XK1. La turbine X1 fournit le gaz détendu 10, à une pression de 9 bar et une température de -127°C. Ce flux 10 est réchauffé dans l'échangeur E1 pour l'obtention d'un flux réchauffé 26, à 32°C, puis alimente le compresseur K1 sur l'aspiration de son troisième étage.

[0142] Le flux 9, qui représente 21 % du flux 7, est liquéfié et refroidi jusqu'à -141°C dans l'échangeur E1 et retourne dans le ballon de flash V1.

55 **[0143]** L'utilisation du nouveau procédé a permis d'augmenter de 15,82 % la capacité du train de liquéfaction, pour un surcoût raisonnable.

EP 1 352 203 B1

[0144] Il faut comprendre que c'est l'association du recyclage de gaz combustible comprimé et du cycle à turbine de détente qui mène à ce résultat très surprenant.

[0145] Pour des unités de production de GNL de taille différente, les résultats sont présentés dans :

- 5 - le tableau 9, qui correspond aux caractéristiques d'une unité fonctionnant selon le mode de réalisation du procédé de l'invention tel que présenté sur la figure 6,
- le tableau 10, donné à titre de comparaison, qui présente les caractéristiques d'une unité de réfrigération de GNL par la technique du sous refroidissement poussé.

Tableau 9

	Unité	1 GE7 + 1 GE6	2 GE7	3 GE7
GNL 1				
15 température	°C	-144	-147	-151
débit	kg/h	430862	556506	799127
GNL réfrigéré 4				
20 débit	kg/h	430862	556506	799127
valeur thermique basse spécifique	kJ/kg	49334	49334	49334
contenu en azote	%mol	0,10	0,10	0,10
25 production de GNL 4, valeur thermique basse	GJ/h %	21256 100	27455 115,82	39424 115,82
Gaz combustible 5				
30 débit	kg/h	0	0	0
valeur thermique basse spécifique	kJ/kg	0	0	0
production de gaz combustible 5, valeur thermique basse spécifique	GJ/h	0	0	0
Unité de flash final				
35 puissance du compresseur K1	kW	24000	24000	23543
puissance du détendeur X1	kW	4719	4719	4850
Performances				
puissance spécifique de production de GNL 4	kJ/kg	1014	995	984
40 rapport Puissance de K1/Production de GNL 4		0,0206	0,0202	0,0199
Production supplémentaire de GNL	kg/h GJ/h	70489 3477	76010 3749	78381 3866

Tableau 10

	Unité	1 GE7 + 1 GE6	2 GE7	3 GE7
GNL 1				
50 température	°C	-160	-160	-160
débit	kg/h	360373	480496	720746
GNL réfrigéré 4				
55 débit	kg/h	360373	480496	720746
valeur thermique basse spécifique	kJ/kg	49334	49334	49334
contenu en azote	%mol	0,10	0,10	0,10

EP 1 352 203 B1

(suite)

	Unité	1 GE7 + 1 GE6	2 GE7	3 GE7
5 production de GNL 4, valeur thermique basse	GJ/h %	17779 100,00	23705 100,00	35558 100,00
Gaz combustible 5				
débit	kg/h	0	0	0
10 valeur thermique basse spécifique	kJ/kg	0	0	0
production de gaz combustible 5, valeur thermique basse spécifique	GJ/h	0	0	0
Unité de flash final				
15 puissance du compresseur K1	kW	0	0	0
puissance du détendeur X1	kW	0	0	0
Performances				
puissance spécifique de production de GNL 4	kJ/kg	973	973	973
20 rapport Puissance de K1/Production de GNL 4		0,0197	0,0197	0,0197
Production supplémentaire de GNL	kg/h GJ/h	0 0	0 0	0 0

25 **[0146]** Les augmentations de capacité pour l'utilisation d'une installation conforme au procédé de l'invention, par rapport à la technique du sous refroidissement poussé sont les suivantes :

- 19,6 % pour une unité de GNL utilisant 1 turbine GE6 associée à une turbine GE7,
- 15,8 % pour une unité de GNL utilisant 2 turbines GE7,
- 30 - 10,9 % pour une unité de GNL utilisant 3 turbines GE7.

[0147] Le mode de réalisation du procédé conforme à l'invention selon la figure 6 permet également la production de gaz combustible, lorsque cela est souhaité. Cette éventualité est illustrée par un exemple chiffré dans le tableau 11, ci-après :

35

Tableau 11

	Unité	1 GE7 + 1 GE6
GNL 1		
40 température	°C	-143
débit	kg/h	583534
GNL réfrigéré 4		
45 débit	kg/h	567402
valeur thermique basse spécifique	kJ/kg	49351
contenu en azote	%mol	0,06
production de GNL 4, valeur thermique basse	GJ/h %	28002 118,13
Gaz combustible 5		
50 débit	kg/h	16132
valeur thermique basse spécifique	kJ/kg	48659
55 production de gaz combustible 5, valeur thermique basse spécifique	GJ/h	785
Unité de flash final		

EP 1 352 203 B1

(suite)

	Unité	1 GE7 + 1 GE6
puissance du compresseur K1	kW	23888
puissance du détendeur X1	kW	3520
Performances		
puissance spécifique de production de GNL 4	kJ/kg	976
rapport Puissance de K1/Production de GNL 4		0,0198.
Production supplémentaire de GNL	kg/h	86906
	GJ/h	4297

[0148] Lorsque la production de gaz combustible passe de 0 à 785 GJ/h, il est alors possible d'augmenter la capacité de 18,13 %, c'est à dire que 2,31 % d'augmentation de capacité (18,13 % moins 15,82 %) sont dus à la production de gaz combustible. Ce résultat est beaucoup plus net que celui obtenu avec une installation de déazotation.

[0149] Un autre mode de réalisation conforme au procédé de l'invention, mettant en oeuvre une colonne de déazotation C1, est présenté sur la figure 7, décrite plus haut. A la différence de la figure 6, ce mode de réalisation met en jeu un ballon séparateur V2.

[0150] Le GNL 1, de composition « A » obtenu à -147°C sous une pression de 48,0 bar avec un débit de 30885 kmol/h, est détendu à 2,7 bar et moins 147,63°C dans la turbine hydraulique X3, puis est à nouveau détendu à 2,5 bar et moins 148,33°C dans la vanne 18, pour fournir le flux détendu 2.

[0151] Le flux 2 (30885 kmol/h) est mélangé au flux 35 (3127 kmol/h) pour l'obtention du flux 36 (34012 kmol/h), à -149,00°C.

[0152] Le flux 35 est composé de 3,17 % d'azote, de 96,82 % de méthane et de 0,01 % d'éthane.

[0153] Le flux 36, qui est composé de 0,38 % d'azote, 91,90 % de méthane, 4,09 % d'éthane, 2,27 % de propane, 0,54 % d'isobutane et de 0,82 % de n-butane, est séparé dans le ballon V2 en la deuxième fraction de tête 12 (562 kmol/h), et en la deuxième fraction de pied 13 (33450 kmol/h).

[0154] Le flux 12 (5,41 % d'azote, 94,57 % de méthane et 0,02 % d'éthane) est réchauffé jusqu'à 34°C dans l'échangeur E1, pour fournir un flux 37 qui alimente, à 2,4 bar, le compresseur K1 à l'étage à moyenne pression 14.

[0155] Le flux 13 (0,03 % d'azote, 91,85 % de méthane, 4,16 % d'éthane, 2,31 % de propane, 0,55 % d'isobutane et de 0,83 % de n-butane) est détendu dans la vanne 28 pour l'obtention du flux 29 à -159,17°C et 1,15 bar, qui est introduit dans le ballon séparateur V1.

[0156] Le ballon V1 produit en tête la première fraction de tête 3 (2564 kmol/h) à -159,17°C. La fraction 3 (2,72 % d'azote, 97,27 % de méthane et 0,01 % d'éthane) est réchauffée dans l'échangeur E1 pour donner le flux 41 à moins 32,21°C et 1,05 bar. Le flux 41 alimente l'aspiration basse pression 15 du compresseur K1.

[0157] Le ballon V1 produit la première fraction de pied 4 à -159,17°C et 1,15 bar avec un débit de 30886 kmol/h. Cette fraction 4 (0,10 % d'azote, 91,40 % de méthane, 4,50 % d'éthane, 2,50 % de propane, 0,60 % d'isobutane et de 0,90 % de n-butane) est pompée par la pompe P1 pour fournir une fraction 39 à 4,15 bar et -159,02°C, puis quitte l'installation.

[0158] Le compresseur K1 produit le flux comprimé 5 à 37°C et 29 bar avec un débit de 13426 kmol/h. Ce flux de gaz combustible 5 (3,18 % d'azote, 96,81 % de méthane et 0,01 % d'éthane) est comprimé en totalité dans le compresseur XK1, sans production de gaz combustible 40.

[0159] Le compresseur XK1 produit le flux comprimé 7 à 72,51°C et 42,7 bar. Le flux 7 est refroidi à 37°C dans l'échangeur à eau 24, puis est séparé en les flux 8 et 9.

[0160] Le flux 8 (10300 kmol/h) est refroidi dans l'échangeur E1 pour donner le flux 25 à -56°C et 41,9 bar.

[0161] Le flux 9 (3126 kmol/h) est refroidi dans l'échangeur E1 pour donner le flux 22 à -141°C et 41,4 bar. Ce dernier est ensuite détendu dans la vanne 23 pour fournir le flux 35 à -152,37°C et 2,50 bar.

[0162] Le flux 25 est détendu dans la turbine de détente X1 qui produit la fraction 10 à une température de -129,65°C et une pression de 8,0 bar. Cette fraction 10 est ensuite réchauffée dans l'échangeur E1 qui produit la fraction 26 à une température de 34°C et une pression de 7,8 bar.

[0163] La fraction 26 alimente le compresseur K1 sur l'aspiration de l'étage à moyenne pression 11. Le compresseur K1 et le détendeur X1 ont les performances suivantes :

Unité de déazotation K1

puissance du compresseur K1	23034 kW
-----------------------------	----------

(suite)

puissance du détendeur X1	2700 kW
---------------------------	---------

- 5 [0164] L'utilisation du ballon V2 permet un gain d'environ 1000 kW sur la puissance du compresseur K1.
- [0165] Enfin, de ces études sur le gaz A, pauvre en azote, il découle du procédé conforme à l'invention que :
- l'augmentation de la température du GNL en sortie du procédé de liquéfaction permet d'obtenir une augmentation de capacité de production de GNL de 1,2 % par °C, ce résultat étant identique à celui obtenu avec le gaz A,
 - 10 - l'utilisation d'un flash final (ballon V1) et la saturation de la puissance de la turbine à gaz entraînant le compresseur K1 permet d'obtenir, grâce au procédé de l'invention, un gain important de capacité de production de GNL, sans produire de gaz combustible,
 - la production de gaz combustible permet d'obtenir une augmentation de la capacité de production de GNL. Ce gain est non négligeable et peut s'avérer un facteur décisif,
 - 15 - l'ajout du ballon séparateur V2 permet d'améliorer la charge du compresseur K1 et de réduire le coût de son utilisation.

Revendications

- 20 1. Procédé de réfrigération d'un gaz naturel liquéfié (1) sous pression contenant du méthane et des hydrocarbures en C₂ et supérieurs, comprenant une première étape (I) dans laquelle (Ia) on détend ledit gaz naturel liquéfié (1) sous pression pour fournir un flux de gaz naturel liquéfié détendu (2), dans laquelle (Ib) on sépare ledit gaz naturel liquéfié détendu (2) en une première fraction de tête (3) relativement plus volatile, et une première fraction de pied (4) relativement moins volatile, dans laquelle (Ic) la première fraction de pied (4) constituée de gaz naturel liquéfié réfrigéré est collectée, dans laquelle (Id) on réchauffe, on comprime dans un premier compresseur (K1) et on refroidit la première fraction de tête (3) pour fournir une première fraction comprimée (5) de gaz combustible qui est collectée, dans laquelle (Ie) on prélève de la première fraction comprimée (5) une deuxième fraction comprimée (6) qui est ensuite refroidie puis mélangée au flux de gaz naturel liquéfié détendu (2), **caractérisé en ce qu'il** comprend une
- 25 deuxième étape (II) dans laquelle (IIa) la deuxième fraction comprimée (6) est comprimée dans un second compresseur (XK1) couplé à une turbine de détente (X1) pour fournir une troisième fraction comprimée (7), dans laquelle (IIb) la troisième fraction comprimée (7) est refroidie puis séparée en une quatrième fraction comprimée (8) et en une cinquième fraction comprimée (9), dans laquelle (IIc) la quatrième fraction comprimée (8) est refroidie et détendue dans la turbine de détente (X1) couplée au second compresseur (XK1) pour fournir une fraction détendue (10) qui est ensuite réchauffée puis introduite à un premier étage à moyenne pression (11) du compresseur (K1), et dans
- 30 laquelle (IIId) la cinquième fraction comprimée (9) est refroidie puis mélangée au flux de gaz naturel liquéfié détendu (2).
- 35 2. Procédé selon la revendication 1, **caractérisé en ce que** le flux de gaz naturel liquéfié détendu (2) est séparé avant l'étape (Ib) en une deuxième fraction de tête (12) et en une deuxième fraction de pied (13), **en ce que** la deuxième fraction de tête (12) est réchauffée puis introduite dans le premier compresseur (K1) à un deuxième étage à moyenne pression (14) intermédiaire entre le premier étage à moyenne pression (11) et un étage à basse pression (15), et **en ce que** la deuxième fraction de pied (13) est séparée en la première fraction de tête (3) et en la première fraction de pied (4):
- 40 3. Procédé selon la revendication 1 ou la revendication 2, **caractérisé en ce que** chaque étape de compression est suivie d'une étape de refroidissement.
- 45 4. Installation de réfrigération d'un gaz naturel liquéfié (1) sous pression contenant du méthane et des hydrocarbures en C₂ et supérieurs, comprenant des moyens pour effectuer une première étape (I) dans laquelle (Ia) on détend ledit gaz naturel liquéfié (1) sous pression pour fournir un flux de gaz naturel liquéfié détendu (2), dans laquelle (Ib) on sépare ledit gaz naturel liquéfié détendu (2) en une première fraction de tête (3) relativement plus volatile, et une première fraction de pied (4) relativement moins volatile, dans laquelle (Ic) la première fraction de pied (4) constituée de gaz naturel liquéfié réfrigéré est collectée, dans laquelle (Id) on réchauffe, on comprime dans un premier compresseur (K1) et on refroidit la première fraction de tête (3) pour fournir une première fraction comprimée (5) de gaz combustible qui est collectée, dans laquelle (Ie) on prélève de la première fraction comprimée (5) une deuxième fraction comprimée (6) qui est ensuite refroidie puis mélangée au flux de gaz naturel liquéfié détendu (2), **caractérisée en ce qu'elle** comprend des moyens pour effectuer une deuxième étape (II) dans laquelle (IIa) la
- 50 55

EP 1 352 203 B1

deuxième fraction comprimée (6) est comprimée dans un second compresseur (XK1) couplé à une turbine de détente (X1) pour fournir une troisième fraction comprimée (7), dans laquelle (Iib) la troisième fraction comprimée (7) est refroidie puis séparée en une quatrième fraction comprimée (8) et en une cinquième fraction comprimée (9), dans laquelle (Iic) la quatrième fraction comprimée (8) est refroidie et détendue dans la turbine de détente (X1) couplée au second compresseur (XK1) pour fournir une fraction détendue (10) qui est ensuite réchauffée puis introduite à un premier étage à moyenne pression (11) du compresseur (K1), et dans laquelle (Iid) la cinquième fraction comprimée (9) est refroidie puis mélangée au flux de gaz naturel liquéfié détendu (2).

5
10
15
5. Installation selon la revendication 4, **caractérisée en ce qu'elle** comprend des moyens pour séparer le flux de gaz naturel liquéfié détendu (2) avant l'étape (Ib) en une deuxième fraction de tête (12) et en une deuxième fraction de pied (13), **en ce qu'elle** comprend des moyens pour réchauffer puis introduire la deuxième fraction de tête (12) dans le premier compresseur (K1) à un deuxième étage à moyenne pression (14) intermédiaire entre le premier étage à moyenne pression (11) et un étage à basse pression (15), et **en ce qu'elle** comprend des moyens pour séparer la deuxième fraction de pied (13) en la première fraction de tête (3) et en la première fraction de pied (4).

6. Installation selon la revendication 4 ou la revendication 5, **caractérisée en ce que** la première fraction de tête (3) et la première fraction de pied (4) sont séparées dans un premier ballon séparateur (V1).

7. Installation selon la revendication 4 ou la revendication 5, **caractérisée en ce que** la première fraction de tête (3) et la première fraction de pied (4) sont séparées dans une colonne de distillation (C1).

8. installation selon l'une quelconque de revendications 4 à 7 **caractérisée en ce que** le flux de gaz naturel liquéfié détendu (2) est séparé en la deuxième fraction de tête (12) et en la deuxième fraction de pied (13) dans un deuxième ballon séparateur (V2).

9. Installation selon la revendication 7, **caractérisée en ce que** la colonne de distillation (C1) comporte au moins un rebouilleur latéral et/ou de fond de colonne (16), **en ce que** du liquide prélevé sur un plateau (17) de la colonne de distillation (C1) circulant dans ledit rebouilleur (16) est réchauffé dans un échangeur thermique (E2) puis est réintroduit dans la colonne de distillation (C1) à un étage inférieur audit plateau (17), et **en ce que** le flux de gaz naturel liquéfié détendu (2) est refroidi dans ledit échangeur thermique (E2).

10. Installation selon l'une quelconque des revendications 4 à 9, **caractérisée en ce que** le refroidissement de la première fraction de tête (3) et de la fraction détendue (10), et le réchauffement de la quatrième fraction comprimée (8) et de la cinquième fraction comprimée (9), s'effectue dans un seul premier échangeur thermique (E1).

11. Installation selon l'une quelconque des revendications 4 à 10, en combinaison avec la revendication 5, **caractérisée en ce que** la deuxième fraction de tête (12) est réchauffée dans le premier échangeur thermique (E1).

40 Claims

1. Method of refrigerating a pressurised, liquefied natural gas (1) containing methane and C₂ and higher hydrocarbons, comprising a first step (I) during which (Ia) said pressurised, liquefied natural gas (1) is expanded in order to obtain a flow of expanded, liquefied natural gas (2), during which (Ib) said expanded, liquefied natural gas (2) is split into a first top fraction (3) which is more volatile relatively speaking, and a first bottom fraction (4) which is less volatile relatively speaking, during which (Ic) the first bottom fraction (4) made up of refrigerated, liquefied natural gas is collected, during which (Id) the first top fraction (3) is heated, compressed in a first compressor (K1) and cooled to obtain a first compressed fraction (5) of combustible gas which is collected, during which (Ie) a second compressed fraction (6) is drawn off from the first compressed fraction (5) which is then cooled and then mixed with the flow of expanded, liquefied natural gas (2), **characterised in that** it comprises a second step (II) during which (IIa) the second compressed fraction (6) is compressed in a second compressor (XK1) coupled with an expansion turbine (X1) to obtain a third compressed fraction (7), during which (IIb) the third compressed fraction (7) is cooled and then separated into a fourth compressed fraction (8) and a fifth compressed fraction (9), during which (IIc) the fourth compressed fraction (8) is cooled and expanded in the expansion turbine (X1) coupled with the second compressor (XK1) to obtain an expanded fraction (10) which is then heated and then introduced into a first medium-pressure stage (11) of the compressor (K1), and during which (IId) the fifth compressed fraction (9) is cooled and then mixed with the flow of expanded, liquefied natural gas (2).

2. Method as claimed in claim 1, **characterised in that** the expanded, liquefied flow of natural gas (2) is separated into a second top fraction (12) and a second bottom fraction (13) prior to step (Ib), **in that** the second top fraction (12) is heated and then introduced into the first compressor (K1) at an intermediate, second medium-pressure stage (14) between the first medium-pressure stage (11) and a low-pressure stage (15), and **in that** the second bottom fraction (13) is separated into the first top fraction (3) and the first bottom fraction (4).
3. Method as claimed in claim 1 or claim 2, **characterised in that** each compression step is followed by a cooling step.
4. Installation for refrigerating a pressurised, liquefied natural gas (1) containing methane and C₂ and higher hydrocarbons, comprising means for implementing a first step (I) during which (Ia) said pressurised, liquefied natural gas (1) is expanded to obtain a flow of expanded, liquefied natural gas (2), during which (Ib) said expanded, liquefied natural gas (2) is separated into a first top fraction (3) which is more volatile relatively speaking, and a first bottom fraction (4) which is less volatile relatively speaking, during which (Ic) the first bottom fraction (4) made up of refrigerated, liquefied natural gas is collected, during which (Id) the first top fraction (3) is heated, compressed in a first compressor (K1) and cooled to obtain a first compressed fraction (5) of combustible gas which is collected, during which (Ie) a second compressed fraction (6) is drawn off from the first compressed fraction (5) which is then cooled and then mixed with the flow of expanded, liquefied natural gas (2), **characterised in that** it has means for implementing a second step (II) during which (IIa) the second compressed fraction (6) is compressed in a second compressor (XK1) coupled with an expansion turbine (X1) to obtain a third compressed fraction (7), during which (IIb) the third compressed fraction (7) is cooled and then separated into a fourth compressed fraction (8) and a fifth compressed fraction (9), during which (IIc) the fourth compressed fraction (8) is cooled and expanded in the expansion turbine (X1) coupled with the second compressor (XK1) to obtain an expanded fraction (10) which is then heated and then introduced into a first medium-pressure stage (11) of the compressor (K1), and during which (IId) the fifth compressed fraction (9) is cooled and then mixed with the flow of expanded, liquefied natural gas (2).
5. Installation as claimed in claim 4, **characterised in that** it has means for separating the flow of expanded, liquefied natural gas (2) into a second top fraction (12) and a second bottom fraction (13) prior to step (Ib), and **in that** it has means for heating the second top fraction (12) and then introducing it into the first compressor (K1) at an intermediate second medium-pressure stage (14) between the first medium-pressure stage (11) and a low-pressure stage (15), and that it has means for separating the second bottom fraction (13) into the first top fraction (3) and the first bottom fraction (4).
6. Installation as claimed in claim 4 or claim 5, **characterised in that** the first top fraction (3) and the first bottom fraction (4) are separated in a first separator balloon (V1).
7. Installation as claimed in claim 4 or claim 5, **characterised in that** the first top fraction (3) and the first bottom fraction (4) are separated in a distillation column (C1).
8. Installation as claimed in any one of claims 4 to 7, **characterised in that** the flow of expanded, liquefied natural gas (2) is separated into the second top fraction (12) and the second bottom fraction (13) in a second separator balloon (V2).
9. Installation as claimed in claim 7, **characterised in that** the distillation column (C1) has at least one lateral reboiler and/or column base (16), **in that** liquid drawn from a plate (17) of the distillation column (C1) circulating in the reboiler (16) is heated in a heat exchanger (E2) and is then reintroduced into the distillation column (C1) at a stage lower than said plate (17), and **in that** the flow of expanded, liquefied natural gas (2) is cooled in said heat exchanger (E2).
10. Installation as claimed in any one of claims 4 to 9, **characterised in that** cooling of the first top fraction (3) and expanded fraction (10), and heating of the fourth compressed fraction (8) and fifth compressed fraction (9) take place in a single first heat exchanger (E1).
11. Installation as claimed in any one of claims 4 to 10 in combination with claim 5, **characterised in that** the second top fraction (12) is heated in the first heat exchanger (E1).

Patentansprüche

1. Verfahren zum Kühlen eines unter Druck verflüssigten Erdgases (1), das Methan und C₂- und höhere Kohlenwas-

serstoffe enthält, umfassend einen ersten Schritt (I), in dem (Ia) das unter Druck verflüssigte Erdgas (1) entspannt wird, um einen Fluss des entspannten, verflüssigten Erdgases (2) zu erhalten, wobei (Ib) das entspannte, verflüssigte Erdgas (2) in eine erste Kopffraktion (3), die relativ gesehen flüchtiger ist, und in eine erste Sumpffraktion (4), die relativ gesehen weniger flüchtig ist, aufgetrennt wird, wobei (Ic) die erste Sumpffraktion (4), die aus gekühltem, verflüssigtem Erdgas besteht, gesammelt wird, wobei (Id) die erste Kopffraktion (3) erwärmt, in einem ersten Kompressor (K1) komprimiert und abgekühlt wird, um eine erste komprimierte Fraktion (5) an Treibgas zu erhalten, die gesammelt wird, wobei (Ie) von der ersten komprimierten Fraktion (5) eine zweite komprimierte Fraktion (6) entnommen wird, die anschließend gekühlt und dann mit dem Fluss des entspannten, verflüssigten Erdgases (2) gemischt wird, **dadurch gekennzeichnet, dass** das Verfahren einen zweiten Schritt (II) umfasst, in dem (IIa) die zweite komprimierte Fraktion (6) in einem zweiten Kompressor (XK1) komprimiert wird, der an eine Entspannungsturbine (X1) gekoppelt ist, um eine dritte komprimierte Fraktion (7) zu erhalten, wobei (IIb) die dritte komprimierte Fraktion (7) gekühlt und dann in eine vierte komprimierte Fraktion (8) und in eine fünfte komprimierte Fraktion (9) aufgetrennt wird, wobei (IIc) die vierte komprimierte Fraktion (8) gekühlt und in der Entspannungsturbine (X1), die an den zweiten Kompressor (XK1) gekoppelt ist, entspannt wird, um eine entspannte Fraktion (10) zu erhalten, die anschließend erwärmt und dann in eine erste Stufe (11) des Kompressors (K1) mit mittlerem Druck eingebracht wird, und wobei (IId) die fünfte komprimierte Fraktion (9) erwärmt und dann mit dem Fluss des entspannten, verflüssigten Erdgases (2) gemischt wird.

2. Verfahren nach Anspruch 1, **dadurch gekennzeichnet, dass** der Fluss des entspannten, verflüssigten Erdgases (2) vor dem Schritt (Ib) in eine zweite Kopffraktion (12) und in eine zweite Sumpffraktion (13) aufgetrennt wird, wobei die zweite Kopffraktion (12) erwärmt und dann in den ersten Kompressor (K1) in einer zweiten Stufe (14) mit mittlerem Druck, die zwischen der ersten Stufe (11) mit mittlerem Druck und einer Stufe (15) mit niedrigem Druck liegt, eingebracht wird und wobei die zweite Sumpffraktion (13) in die erste Kopffraktion (3) und in die erste Sumpffraktion (4) aufgetrennt wird.

3. Verfahren nach Anspruch 1 oder 2, **dadurch gekennzeichnet, dass** auf jeden Kompressionsschritt ein Schritt der Abkühlung folgt.

4. Vorrichtung zum Kühlen eines unter Druck verflüssigten Erdgases (1), das Methan und C₂- und höhere Kohlenwasserstoffe enthält, aufweisend Mittel zum Veranlassen eines ersten Schritts (I), in dem (Ia) das unter Druck verflüssigte Erdgas (1) entspannt wird, um einen Fluss des entspannten, verflüssigten Erdgases (2) zu erhalten, wobei (Ib) das entspannte, verflüssigte Erdgas (2) in eine erste Kopffraktion (3), die relativ gesehen flüchtiger ist, und in eine erste Sumpffraktion (4), die relativ gesehen weniger flüchtig ist, aufgetrennt wird, wobei (Ic) die erste Sumpffraktion (4), die aus gekühltem, verflüssigtem Erdgas besteht, gesammelt wird, wobei (Id) die erste Kopffraktion (3) erwärmt, in einem ersten Kompressor (K1) komprimiert und abgekühlt wird, um eine erste komprimierte Fraktion (5) an Treibgas zu erhalten, die gesammelt wird, wobei (Ie) von der ersten komprimierten Fraktion (5) eine zweite komprimierte Fraktion (6) entnommen wird, die anschließend gekühlt und dann mit dem Fluss des entspannten, verflüssigten Erdgases (2) gemischt wird, **dadurch gekennzeichnet, dass** die Vorrichtung Mittel zum Veranlassen eines zweiten Schritts (II) aufweist, in dem (IIa) die zweite komprimierte Fraktion (6) in einem zweiten Kompressor (XK1) komprimiert wird, der an eine Entspannungsturbine (X1) gekoppelt ist, um eine dritte komprimierte Fraktion (7) zu erhalten, wobei (IIb) die dritte komprimierte Fraktion (7) gekühlt und dann in eine vierte komprimierte Fraktion (8) und in eine fünfte komprimierte Fraktion (9) aufgetrennt wird, wobei (IIc) die vierte komprimierte Fraktion (8) gekühlt und in der Entspannungsturbine (X1), die an den zweiten Kompressor (XK1) gekoppelt ist, entspannt wird, um eine entspannte Fraktion (10) zu erhalten, die anschließend erwärmt und dann in eine erste Stufe (11) des Kompressors (K1) mit mittlerem Druck eingebracht wird, und wobei (IId) die fünfte komprimierte Fraktion (9) erwärmt und dann mit dem Fluss des entspannten, verflüssigten Erdgases (2) gemischt wird.

5. Vorrichtung nach Anspruch 4, **dadurch gekennzeichnet, dass** sie Mittel zum Auftrennen des Flusses des entspannten, verflüssigten Erdgases (2) vor dem Schritt (Ib) in eine zweite Kopffraktion (12) und in eine zweite Sumpffraktion (13) aufweist, wobei sie Mittel zum Erwärmen und anschließendem Einbringen der zweiten Kopffraktion (12) in den ersten Kompressor (K1) in einer zweiten Stufe (14) mit einem mittleren Druck, die zwischen der ersten Stufe (11) mit mittlerem Druck und einer Stufe (15) mit niedrigem Druck liegt, und wobei sie Mittel zum Auftrennen der zweiten Sumpffraktion (13) in die erste Kopffraktion (3) und in die erste Sumpffraktion (4) aufweist.

6. Vorrichtung nach Anspruch 4 oder 5, **dadurch gekennzeichnet, dass** die erste Kopffraktion (3) und die erste Sumpffraktion (4) in einem Kugelseparator (V1) aufgetrennt werden.

7. Vorrichtung nach Anspruch 4 oder 5, **dadurch gekennzeichnet, dass** die erste Kopffraktion (3) und die erste

EP 1 352 203 B1

Sumpffraktion (4) in einer Destillationskolonne (C1) aufgetrennt werden.

- 5
8. Vorrichtung nach einem der Ansprüche 4 bis 7, **dadurch gekennzeichnet, dass** der Fluss des entspannten, verflüssigten Erdgases (2) in einem zweiten Kugelseparator (V2) in die zweite Kopffraktion (12) und in die zweite Sumpffraktion (13) aufgetrennt wird.
- 10
9. Vorrichtung nach Anspruch 7, **dadurch gekennzeichnet, dass** die Destillationskolonne (C1) wenigstens einen seitlichen und/oder am Boden der Kolonne angeordneten Rückverdampfer (16) aufweist, wobei die aus einem Boden (17) der Destillationskolonne (C1) entnommene Flüssigkeit, die in dem Rückverdampfer (16) zirkuliert, in einem Wärmetauscher (E2) erwärmt und anschließend erneut in die Destillationskolonne (C1) in eine Stufe unterhalb des Bodens (17) eingebracht wird, wobei der Fluss des entspannten, verflüssigten Erdgases (2) in dem Wärmetauscher (E2) gekühlt wird.
- 15
10. Vorrichtung nach einem der Ansprüche 4 bis 9, **dadurch gekennzeichnet, dass** die Abkühlung der ersten Kopffraktion (3) und der entspannten Fraktion (10) und die Erwärmung der vierten komprimierten Fraktion (8) und der fünften komprimierten Fraktion (9) in einem einzigen ersten Wärmetauscher (E1) erfolgen.
- 20
11. Vorrichtung nach einem der Ansprüche 4 bis 10 in Kombination mit Anspruch 5, **dadurch gekennzeichnet, dass** die zweite Kopffraktion (12) in dem ersten Wärmetauscher (E1) erwärmt wird.

25

30

35

40

45

50

55

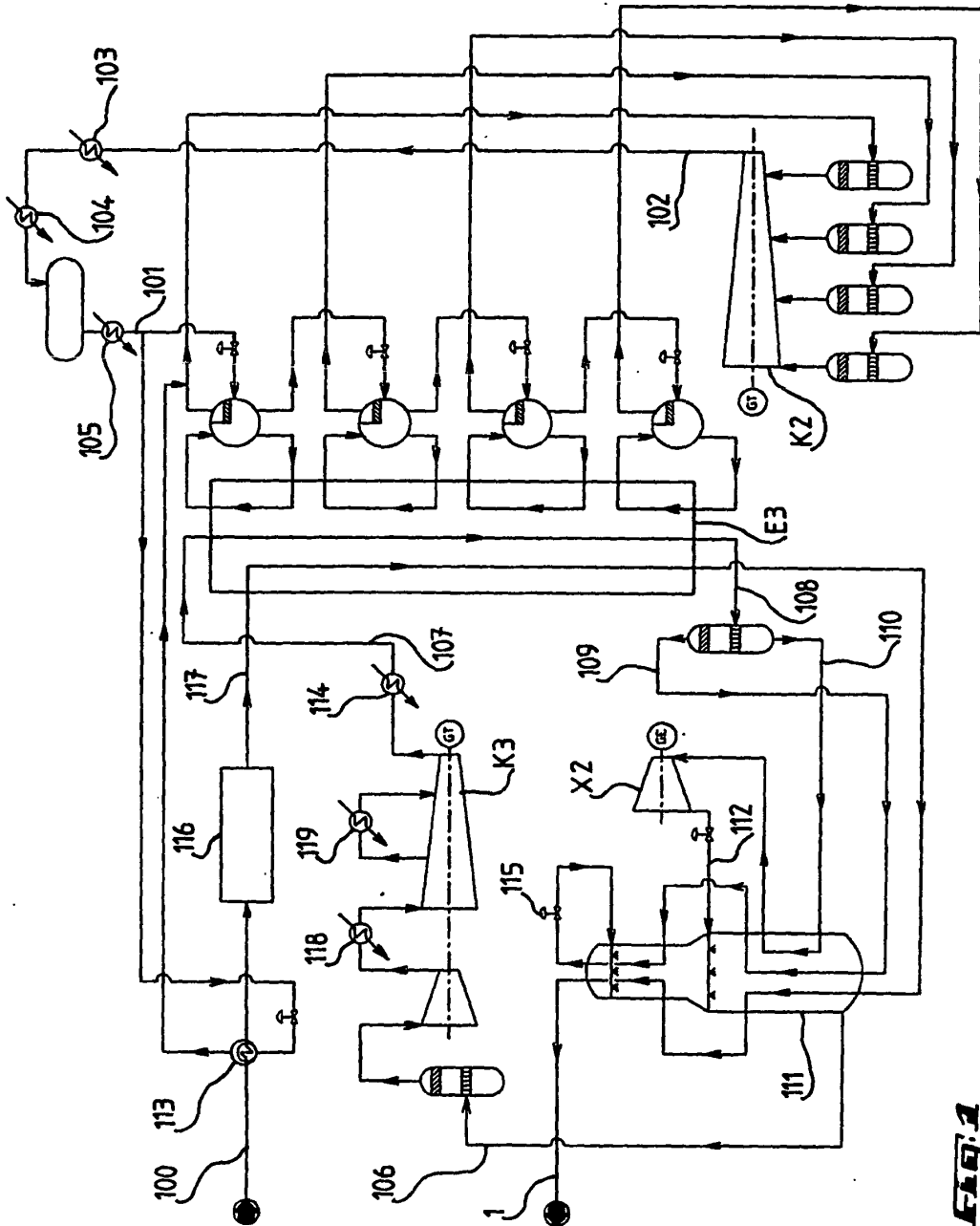


FIG. 1

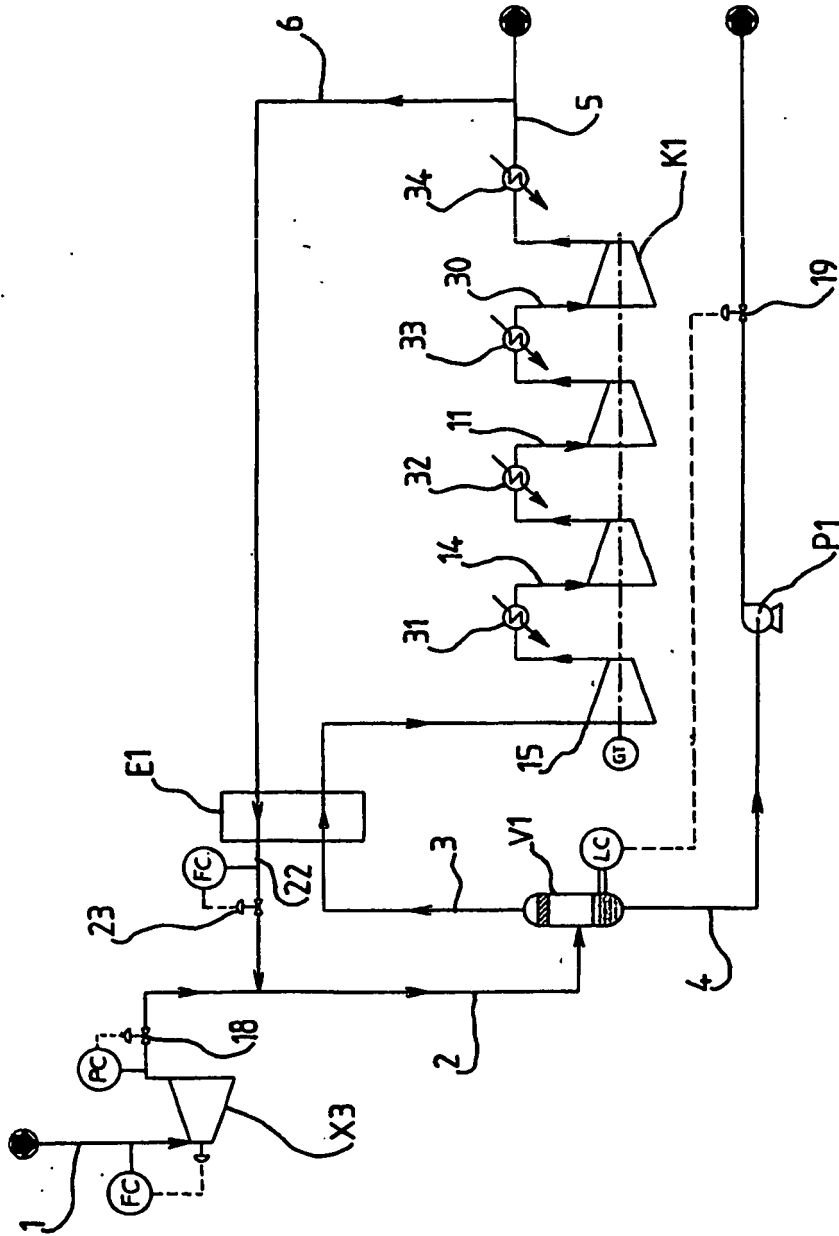
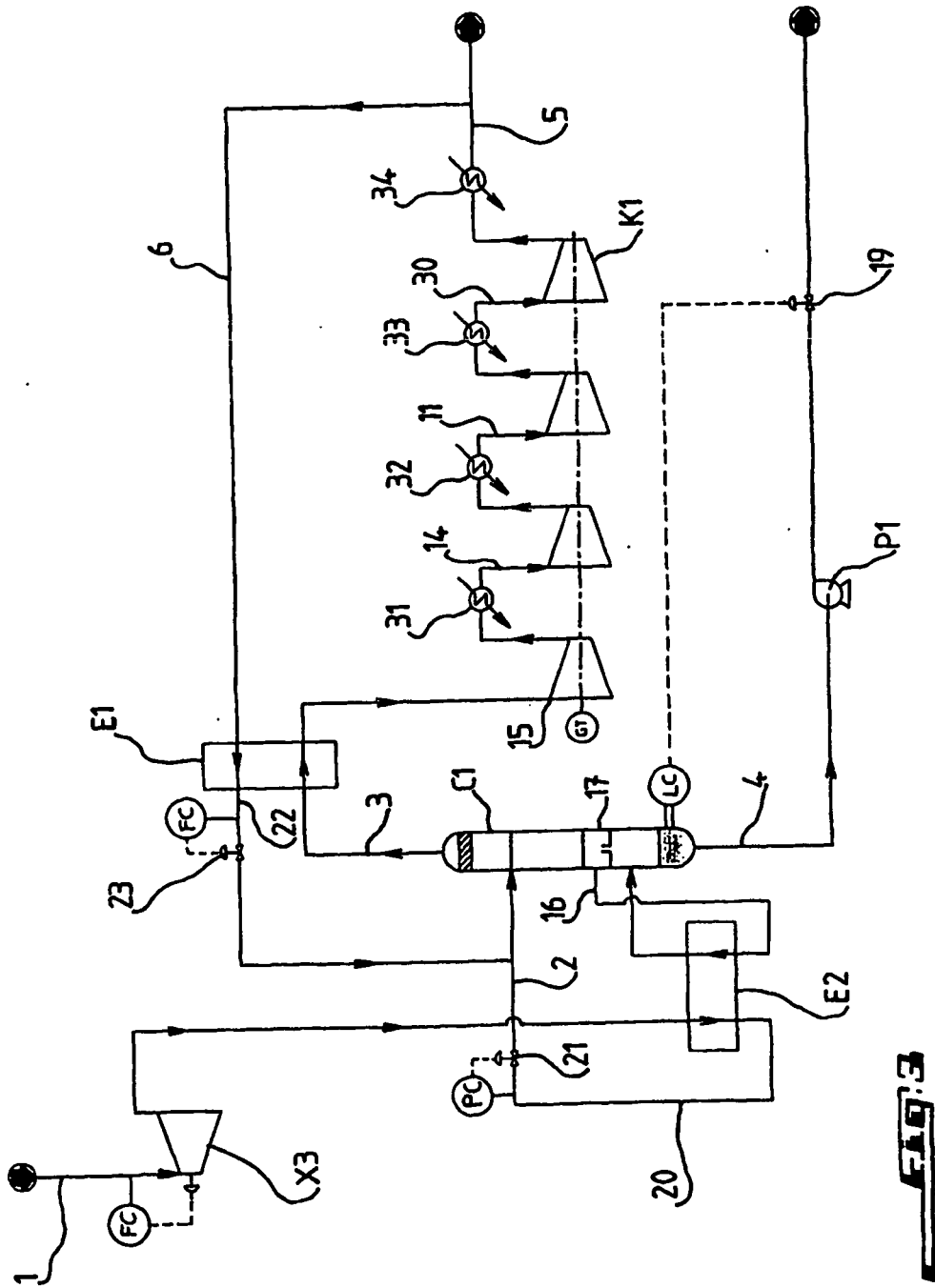
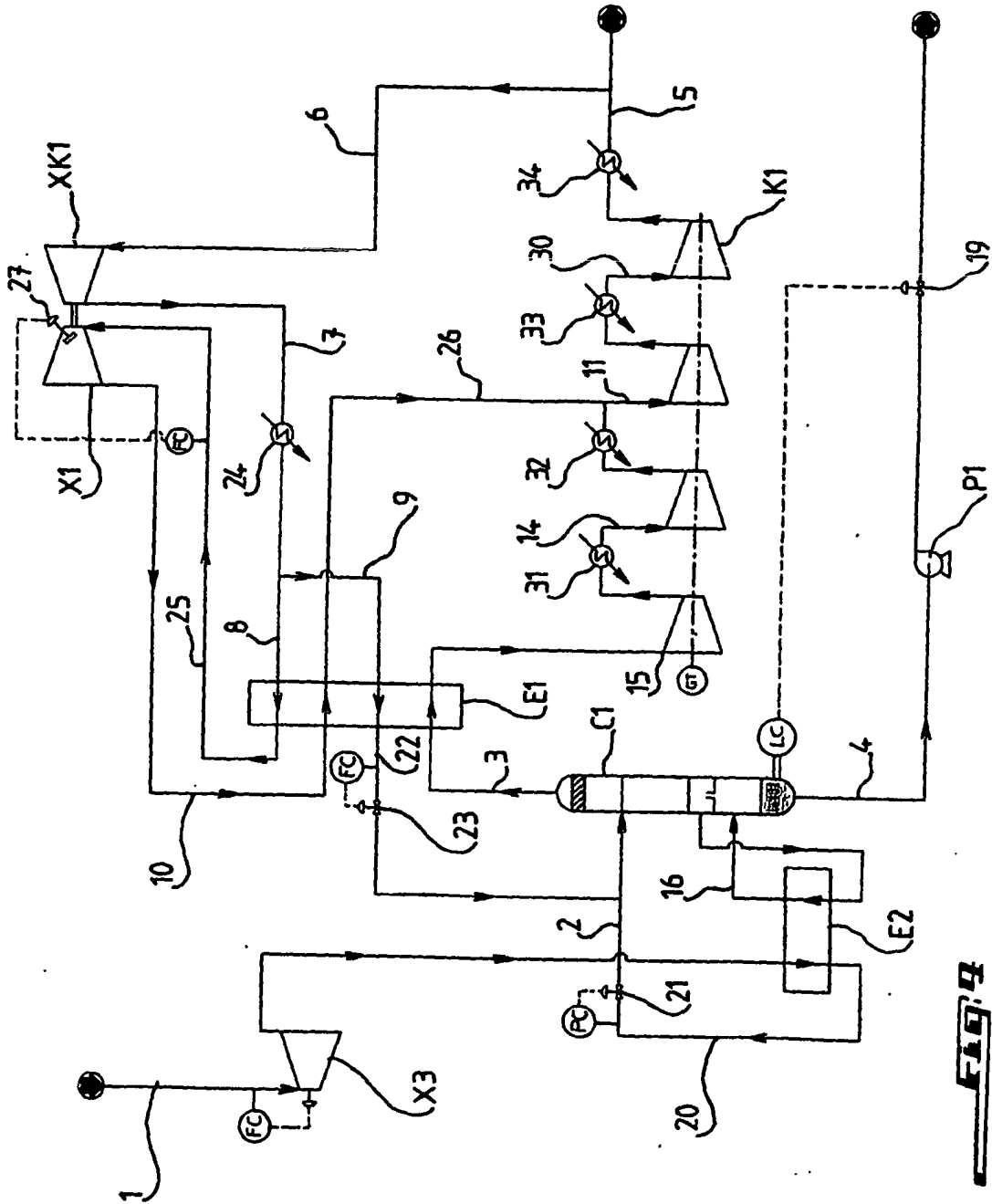


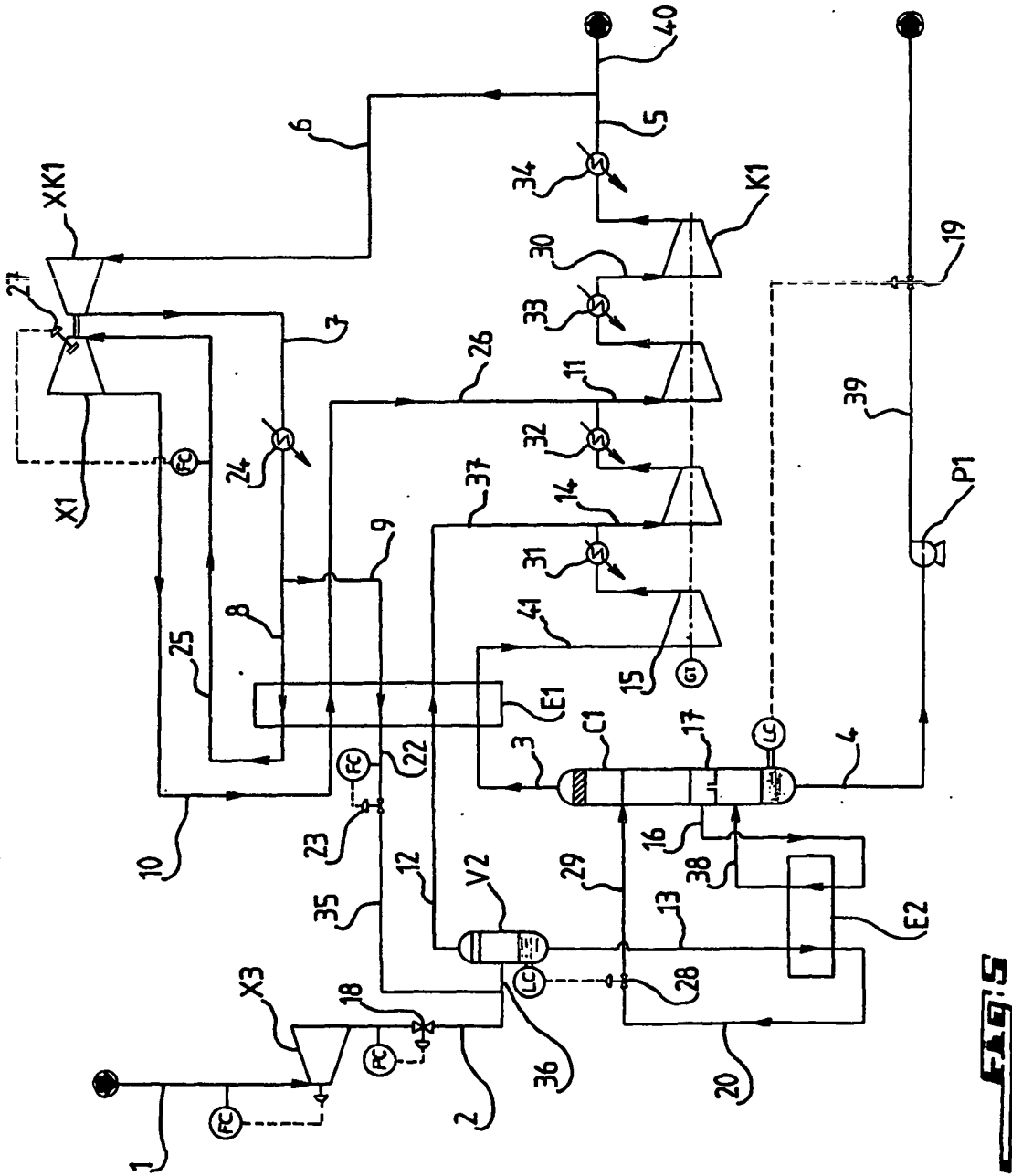
FIG. 2

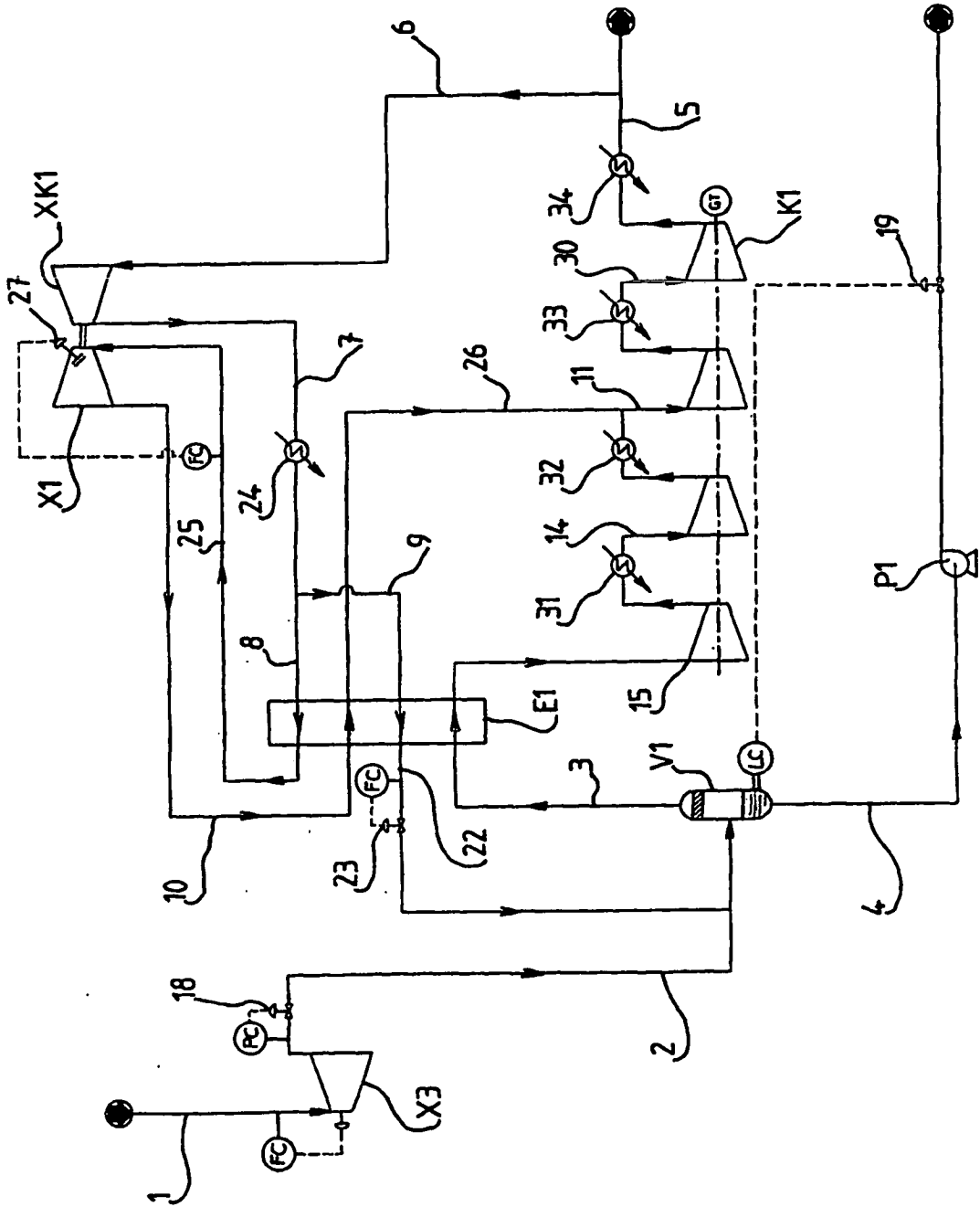


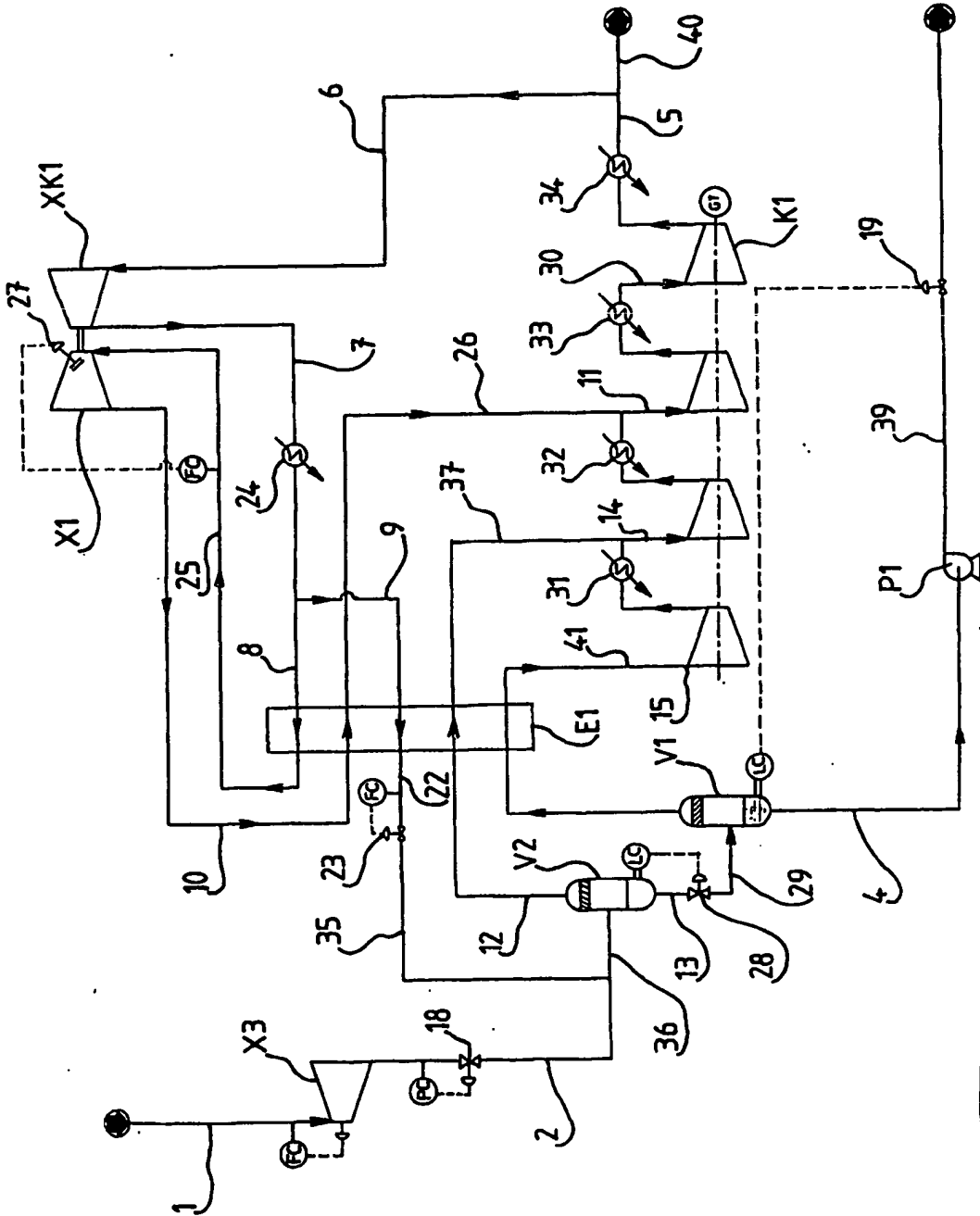
FAO 3



FABRI







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 3646652 A [0003]