



(11) **EP 2 205 920 B1**

(12) **FASCICULE DE BREVET EUROPEEN**

(45) Date de publication et mention de la délivrance du brevet:
11.04.2018 Bulletin 2018/15

(21) Numéro de dépôt: **08870150.3**

(22) Date de dépôt: **17.10.2008**

(51) Int Cl.:
F25J 1/02 ^(2006.01) **F25J 3/02** ^(2006.01)

(86) Numéro de dépôt international:
PCT/FR2008/001462

(87) Numéro de publication internationale:
WO 2009/087308 (16.07.2009 Gazette 2009/29)

(54) **PROCEDE DE LIQUEFACTION D'UN GAZ NATUREL AVEC FRACTIONNEMENT A HAUTE PRESSION**

VERFAHREN ZUR VERFLÜSSIGUNG VON ERDGAS MIT HOCHDRUCKFRAKTIONIERUNG
METHOD FOR LIQUEFYING NATURAL GAS WITH HIGH PRESSURE FRACTIONING

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

(30) Priorité: **26.10.2007 FR 0707829**

(43) Date de publication de la demande:
14.07.2010 Bulletin 2010/28

(73) Titulaire: **L'Air Liquide Société Anonyme pour l'Etude et l'Exploitation des Procédés Georges Claude**
75007 Paris (FR)

(72) Inventeurs:
• **FISCHER, Béatrice**
F-69005 Lyon (FR)
• **FERSCHNEIDER, Gilles**
F-69970 Chaponnay (FR)

• **LUCQUIN, Anne-Claire**
F-38550 Saint Maurice l'Exil (FR)

(74) Mandataire: **Grout de Beaufort, François-Xavier**
L'Air Liquide S.A.
Intellectual Property Department
75, Quai d'Orsay
75321 Paris Cedex 07 (FR)

(56) Documents cités:
US-A- 4 689 063 **US-A- 5 265 427**
US-A- 5 659 109 **US-A- 6 116 051**
US-A1- 2006 144 081 **US-B1- 6 401 486**

• **ELLIOTT D ET AL: "Benefits of integrating NGL extraction and LNG liquefaction technology", AICHE SPRING MEETING. NATURAL GAS UTILIZATION CONFERENCE, X, US, no. 5, 1 janvier 2005 (2005-01-01), pages 101-116, XP009097539,**

EP 2 205 920 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 le domaine de la liquéfaction d'un gaz naturel.

[0002] Le gaz naturel est souvent produit dans des endroits éloignés de son lieu d'utilisation. Une méthode utilisée pour le transport est de liquéfier le gaz naturel aux alentours de -160°C , puis de le transporter par bateau sous forme liquide à pression atmosphérique.

[0003] Avant d'être liquéfié, le gaz naturel doit subir divers traitements, d'une part pour ajuster sa composition en vue de la vente (teneur en soufre et en dioxyde de carbone, valeur calorifique), et d'autre part pour permettre sa liquéfaction. En particulier, le fractionnement du gaz naturel réalisé par distillation permet d'éliminer les hydrocarbures trop lourds qui risquent de boucher par cristallisation les conduites et les échangeurs de chaleur de l'usine de liquéfaction. De plus, le fractionnement par distillation permet de récupérer séparément des composés tels que l'éthane, le propane ou le butane qui peuvent être valorisés séparément, par exemple à la vente ou en tant que fluides réfrigérants mis en oeuvre dans le procédé de liquéfaction.

[0004] En général, la liquéfaction est effectuée à une pression environ égale à la pression de fonctionnement de la colonne de fractionnement.

[0005] La présente invention propose de modifier l'étape de fractionnement pour augmenter la pression d'opération du fractionnement et, en conséquence, augmenter la pression à laquelle le gaz naturel est liquéfié dans le but d'améliorer l'efficacité globale du procédé de liquéfaction. Document US6401486 B1 divulgue un procédé selon la préambule de la revendication 1. De manière générale, l'invention définit un procédé de liquéfaction d'un gaz naturel avec les caractéristiques de la revendication 1. Selon l'invention, on peut choisir les conditions opératoires de la colonne de fractionnement de manière à ce que ladite phase liquide comporte une quantité molaire de méthane comprise entre 40 % et 70 % de la quantité molaire d'éthane. On peut ajuster la quantité molaire de méthane de ladite phase liquide en modifiant la puissance d'un rebouilleur situé en fond de la colonne de

[0006] D'autres avantages de l'invention seront mieux compris et apparaîtront clairement à la lecture de la description faite ci-après en se référant aux dessins parmi lesquels :

- la figure 1 schématise un procédé selon l'art antérieur,
- La figure 2 montre un autre procédé qui n'est pas selon l'invention.
- La figure 3 montre un procédé selon l'invention.

[0007] Sur la figure 1, le gaz naturel à liquéfier arrive par le conduit 1'. Le gaz naturel peut avoir été préalablement purifié pour enlever les composés acides, l'eau et éventuellement le mercure. Le gaz naturel circulant dans

le conduit 1' est refroidi dans l'échangeur de chaleur E1 à une température comprise entre 0°C et -60°C . Dans E1, la réfrigération est effectuée au moyen du circuit fermé de réfrigération 100 qui fonctionne par compression et détente d'un fluide réfrigérant, par exemple composé d'un mélange d'éthane et de propane.

[0008] Le gaz naturel partiellement liquéfié dans E1 est introduit par le conduit 1 dans la colonne de fractionnement 2, rebouillie à l'aide de l'échangeur de chaleur 9. La vapeur évacuée en tête de la colonne 2 par le conduit 3 est partiellement condensée dans l'échangeur de chaleur E1, avant d'être introduite dans le ballon de reflux 4.

[0009] La fraction gazeuse évacuée en tête du ballon 4 est envoyée par le conduit 5 dans l'échangeur de chaleur E2 pour être liquéfiée. Le gaz naturel liquide est évacué de E2 par le conduit 5'. Dans E2, la réfrigération est effectuée au moyen du circuit fermé de réfrigération 200 qui fonctionne par compression et détente d'un fluide réfrigérant, par exemple composé d'un mélange d'azote, de méthane et d'éthane.

[0010] Le liquide obtenu en fond du ballon 4 est introduit par la pompe 6 et le conduit 7 en tête de la colonne 2 à titre de reflux. Le liquide obtenu en fond de la colonne 2 est évacué par le conduit 8.

[0011] Le liquide obtenu en fond de la colonne 2 par le conduit 8 est refroidi dans l'échangeur 10, par exemple par de l'eau ou de l'air, puis détendu dans l'organe de détente V. Le liquide refroidi et détendu est introduit dans la colonne de dééthanisation 11, rebouilli par l'échangeur de chaleur 16. En général, la colonne 11 fonctionne à une pression comprise entre 20 et 35 bars. La fraction gazeuse obtenue en tête de la colonne 11 est partiellement condensée à une température comprise entre 0°C et 10°C dans l'échangeur de chaleur 12, par échange de chaleur avec une portion de liquide soutiré latéralement de la colonne 2.

[0012] Les condensats sont séparés de la phase gazeuse dans le ballon 13. La phase gazeuse évacuée en tête du ballon 13 est constituée principalement de méthane et d'éthane. Elle peut être envoyée au réseau de gaz combustible ou à la liquéfaction dans le conduit 5. Les condensats récupérés en fond du ballon de séparation 13 sont envoyés, à une température de préférence comprise entre 0°C et 10°C , par la pompe 14 en tête de la colonne 11 à titre de reflux. Une fraction des condensats, qui sont principalement constitués d'éthane, est prélevée par le conduit 30 pour être utilisée par exemple dans la composition des fluides réfrigérants circulant dans les circuits 100 ou 200.

[0013] Les hydrocarbures plus lourds que le méthane sont évacués sous forme liquide en fond de la colonne 11 par le conduit 17.

[0014] Les figures 2 et 3 reprennent des mêmes éléments de la figure 1 en appliquant des conditions opératoires différentes. Les références des figures 2 et 3 identiques à celles de la figure 1 désignent les mêmes éléments. En référence aux figures 2 et 3, les conditions

opératoires de la colonne 2 sont choisies de manière à ce que la teneur de méthane du flux évacué par le conduit 8 soit comprise entre 10 % et 150 % molaire, de préférence entre 40 % et 70 % molaire, de la teneur en éthane de ce flux. Par exemple, on peut modifier la température ou la pression opératoire de la colonne 2. En général, la colonne 2 fonctionne à une pression comprise entre 40 et 60 bars. La pression de la colonne 2 peut être ajustée au moyen d'une vanne disposée en amont de la colonne 2 par exemple sur le conduit 1 ou 1'. La température de fonctionnement de la colonne 2 peut être ajustée en modifiant la puissance du rebouillage, c'est-à-dire qu'on augmente ou on diminue la quantité de chaleur que le rebouilleur 9 apporte en fond de la colonne 2. En conséquence de l'ajustement de la puissance du rebouilleur 9, le débit de gaz évacué par le conduit 3 et le débit de liquide évacué par le conduit 8 sont modifiés. En général, on réduit la puissance du rebouilleur 9 de manière à augmenter la quantité de méthane contenu dans le liquide en fond de la colonne 2 et, en conséquence, le débit de liquide 8 augmente.

[0015] L'envoi d'une quantité importante de méthane en fond de la colonne 2 permet d'avoir une masse spécifique vapeur plus faible à pression identique, donc un ratio de masse spécifique plus élevé. Par conséquent, le fait d'envoyer une quantité importante de méthane en fond de la colonne 2 selon l'invention permet d'opérer la liquéfaction à une pression plus élevée, ce qui diminue la puissance nécessaire pour effectuer la liquéfaction. Compte tenu que le liquide évacué en fond de la colonne 2 comporte une portion importante de méthane, on applique des conditions de fonctionnement particulières à la colonne de séparation 11. La colonne 11 peut être une colonne de distillation munie de plateaux. On peut imposer une température en tête de la colonne 11 relativement basse, de préférence comprise entre -10°C et -40°C, de manière à améliorer la séparation entre le méthane et les hydrocarbures plus lourds que l'éthane. En référence aux figures 2 et 3, l'échangeur de chaleur 12 peut effectuer un refroidissement à basse température, de préférence comprise entre -10°C et -40°C. Les condensats récupérés en fond du ballon de séparation 13 sont envoyés, à une température de préférence comprise entre -10°C et -40°C, par la pompe 14 en tête de la colonne 11 à titre de reflux.

[0016] Pour effectuer le refroidissement à basse température dans l'échangeur 12, on peut utiliser une portion du fluide réfrigérant du premier circuit de réfrigération 100. En référence à la figure 2, on prélève une portion du fluide réfrigérant, par le conduit 101, qui est détendue dans la vanne V1 avant d'échanger de la chaleur dans 12 avec l'effluent évacué en tête de la colonne 11. En référence à la figure 3, on prélève une portion du fluide réfrigérant du premier circuit de réfrigération 100 par le conduit 101. On refroidit ce fluide par échange de chaleur dans 9' avec une portion de liquide soutirée latéralement de la colonne 2. Par exemple, la portion de liquide est soutirée entre le point d'alimentation par le conduit 1 de

la colonne 2 et le fond de la colonne 2. Dans l'échangeur de chaleur 9', le fluide réfrigérant peut être refroidi à une température comprise entre -10°C et 20°C. Le mélange réfrigérant refroidi est détendu dans l'organe V1 de manière à être partiellement vaporisé à une température comprise entre -10°C et -40°C. Le fluide partiellement vaporisé est introduit dans l'échangeur 12 pour refroidir et partiellement liquéfier la fraction gazeuse évacuée en tête de la colonne 11. En référence aux figures 2 et 3, le fluide réfrigérant issu de l'échangeur 12 est renvoyé par le conduit 103 vers un des ballons dévésiculeurs du compresseur du premier circuit réfrigérant. En référence aux figures 2 et 3, on peut effectuer un soutirage latéral de la colonne 11 afin d'extraire une coupe enrichie en éthane. On soutire du liquide de la colonne 11 par le conduit 18 à un niveau situé entre le point d'alimentation de la colonne 11 par le conduit 8 et le point d'introduction du reflux. Le conduit 18 effectue un soutirage au niveau d'un plateau situé de préférence au moins deux plateaux au-dessus du point d'alimentation. Le liquide soutiré est introduit par le conduit 18 dans la colonne latérale 20, dénommée "colonne de stripage". La colonne 20 fonctionne à une pression sensiblement égale à la pression de la colonne 11, aux pertes de charge près. La colonne 20 est rebouillie à l'aide de l'échangeur de chaleur 19, de manière à vaporiser le méthane présent dans le liquide soutiré. On récupère en fond de la colonne 20 une coupe enrichie en éthane et comportant une très faible proportion de méthane et de propane. Selon l'invention, on peut ajuster la puissance de l'échangeur 19 de manière à maintenir le liquide en fond de la colonne 20 à une température comprise entre 10°C et 20°C. La fraction vaporisée est évacuée en tête de la colonne 20 pour être réintroduite dans la colonne 11. De préférence, on opère la colonne 20 de manière à obtenir une coupe liquide comportant plus de 92 % molaire d'éthane, de préférence plus de 95 % molaire d'éthane. Le liquide riche en éthane peut être utilisé pour constituer les mélanges réfrigérants mis en oeuvre dans les circuits 100 et 200.

[0017] En fond de la colonne 11, on évacue un liquide enrichi en hydrocarbures plus lourds que l'éthane, qui peut être envoyé par le conduit 17 vers une colonne de dépropanisation. Ainsi, on peut extraire une coupe enrichie en propane qui peut être utilisée pour constituer les mélanges réfrigérants mis en oeuvre dans les circuits 100 et 200.

[0018] Les exemples numériques présentés ci-après permettent d'illustrer le fonctionnement du procédé selon l'invention.

Exemple 1 :

[0019] On opère le schéma de la figure 1 selon l'art antérieur.

[0020] Le gaz naturel prétraité et séché circule dans le conduit 1' à un débit de 35 000 kmole/h, avec la composition suivante :

| Composant | Composition (% mol) |
|-----------|---------------------|
| N2 | 1 |
| C1 | 90 |
| C2 | 5.5 |
| C3 | 2.1 |
| iC4 | 0.5 |
| nC4 | 0.5 |
| iC5 | 0.05 |
| nC5 | 0.05 |
| C6 | 0.05 |
| C7 | 0.05 |
| C8 | 0.05 |
| C9 | 0.05 |
| Benzène | 0.05 |
| Toluène | 0.05 |

[0021] Le gaz est refroidi dans E1 à une température de -30°C , puis introduit dans la colonne de fractionnement 2.

[0022] Pour pouvoir distiller le gaz dans la colonne 2, il faut rester suffisamment en dessous des conditions critiques. Un critère couramment employé par l'homme du métier est que le rapport des masses spécifiques des phases liquides et vapeur au fond de la colonne 2 doit rester supérieur à une certaine valeur pour pouvoir opérer. Des valeurs entre 3 et 6 sont utilisées par l'homme du métier. Nous utilisons dans cet exemple 1 une valeur de 4,5.

[0023] La colonne 2 fonctionne à 40,5 bars, le condenseur 4 fonctionne à -60°C , et le rapport C1/C2 en fond de la colonne 2 est de 1%.

[0024] Dans ces conditions, on obtient en fond de la colonne 2 une masse spécifique de liquide de $404,8 \text{ kg/m}^3$ et une masse spécifique de vapeur de $88,95 \text{ kg/m}^3$. Ainsi le rapport des masses spécifiques des phases liquide et vapeur au fond de la colonne 2 est de 4,55.

[0025] La liquéfaction est donc effectuée dans E2 à une pression de 40 bars. Pour l'ensemble de la liquéfaction, une puissance de 162,4 MW est nécessaire au total pour les compresseurs des deux cycles à mélange réfrigérant.

[0026] Dans l'exemple 1, la colonne de dééthanisation 11 ne comporte pas de colonne latérale. De plus, le flux obtenu en tête de la colonne 1 est refroidi uniquement par échange de chaleur avec un soutirage latéral de la colonne de fractionnement 2, et donc n'augmente pas la puissance frigorifique nécessaire au fonctionnement du procédé.

Exemple 2 :

[0027] Le gaz à traiter a une composition et un débit identique à celui de l'exemple 1.

5 **[0028]** Le gaz est refroidi dans E1 à une température de -30°C , puis introduit dans la colonne de fractionnement 2.

[0029] La colonne 2 fonctionne à 53,5 bars, le condenseur 4 fonctionne à -60°C , et le rapport C1/C2 en fond de la colonne 2 est de 55 %.

10 **[0030]** Dans ces conditions, on obtient en fond de la colonne 2 une masse spécifique de liquide de $405,6 \text{ kg/m}^3$ et une masse spécifique de vapeur de $87,7 \text{ kg/m}^3$. Ainsi le rapport des masses spécifiques des phases liquide et vapeur au fond de la colonne 2 est de 4,6.

15 **[0031]** La liquéfaction est donc effectuée dans E2 à une pression de 53 bars. Pour l'ensemble de la liquéfaction, une puissance de 148,3 MW est nécessaire au total pour les compresseurs des deux cycles à mélange réfrigérant, soit un gain d'environ 9% par rapport à l'exemple 1.

20 **[0032]** La contrepartie de ce gain d'efficacité réside dans la difficulté pour récupérer un flux enrichi en éthane, nécessaire pour effectuer l'appoint de fluide caloporteur des circuits de réfrigération 100 et 200. En effet, une simple distillation dans la colonne de séparation 11 permet d'obtenir en tête un mélange de C1 et C2 utilisable dans le deuxième cycle de réfrigération 200, mais pas dans le premier cycle 100 qui met en oeuvre un mélange de C2 et de C3. L'invention propose, dans l'exemple 2, de mettre en oeuvre la colonne de stripage latérale 20.

25 **[0033]** Le flux en tête de la colonne 11 est refroidi à une température de -20°C par échange de chaleur avec une portion du fluide caloporteur du premier circuit de réfrigération 100. De plus, l'effluent évacué en tête du ballon 13 doit être liquéfié. Ces échanges de chaleur supplémentaires entraînent une perte d'efficacité d'environ 1 % par rapport à l'exemple 1.

30 **[0034]** Au final, le mode opératoire selon l'invention de l'exemple 2 est beaucoup plus attractif que le mode opératoire de l'exemple 1 : il permet d'économiser environ 8% d'énergie ou d'augmenter la capacité de liquéfaction d'environ 8 % avec les mêmes turbines à gaz.

Revendications

1. Procédé de liquéfaction d'un gaz naturel, dans lequel on effectue les étapes suivantes : a) on refroidit le gaz naturel (1') par échange de chaleur avec un fluide réfrigérant circulant dans un circuit de réfrigération (100),

45 b) on introduit le gaz naturel refroidi (1) dans une colonne de fractionnement (2) de manière à séparer une phase gazeuse riche en méthane (3) et une phase liquide riche en composés plus lourds que l'éthane (8),

c) on soutire ladite phase liquide en fond de la colonne de fractionnement et on évacue ladite phase gazeuse en tête de la colonne de séparation,

e) on liquéfie un flux dérivé du phase gazeuse (5) par échange de chaleur à une pression supérieure à 50 bars,

f) on introduit ladite phase liquide (8) dans une colonne de séparation (11) pour séparer une fraction gazeuse riche en méthane et une fraction liquide comportant des hydrocarbures plus lourds que l'éthane (17), dans lequel :

- on choisit les conditions opératoires de la colonne de fractionnement fonctionnant à une pression comprise entre 40 et 60 bars de manière à ce que ladite phase liquide comporte une quantité molaire de méthane comprise entre 10 % et 150 % de la quantité molaire d'éthane contenu dans ladite phase liquide, et

- on introduit en tête de la colonne de séparation un reflux liquide (14) à une température comprise entre -10°C et -40°C,

caractérisé en ce que

d) on liquéfie partiellement ladite phase gazeuse (3) de manière à produire un condensat (7) et un flux gazeux (5), ledit condensat étant recyclé (6) en tête de la colonne de fractionnement à titre de reflux et ledit flux gazeux (5) représente le flux dérivé du phase gazeuse de l'étape e),

- on effectue, en outre, les étapes suivantes :

g) on soutire une portion liquide (18) de la colonne de séparation, à un niveau situé entre le point d'alimentation et la tête de la colonne de séparation,

h) on extrait, de ladite portion liquide, un flux liquide (15) comportant plus de 95 % molaire d'éthane, une partie de ladite portion liquide étant vaporisée (19) de manière à obtenir ledit flux liquide comportant plus de 95 % molaire d'éthane, ladite partie vaporisée étant introduite dans la colonne de séparation, et

- on condense partiellement ladite fraction gazeuse riche en méthane obtenue à l'étape f) par échange de chaleur (12) avec une portion (101) dudit fluide réfrigérant, de manière à obtenir ledit reflux liquide introduit en tête de la colonne

de séparation, la portion de fluide réfrigérant (101) étant sous-refroidie par échange de chaleur (9'), avec un liquide soutiré de la colonne de fractionnement (2).

2. Procédé selon la revendication 1, dans lequel on choisit les conditions opératoires de la colonne de fractionnement (2) de manière à ce que ladite phase liquide (8) comporte une quantité molaire de méthane comprise entre 40 % et 70 % de la quantité molaire d'éthane contenu dans ladite phase liquide.

3. Procédé selon l'une des revendications 1 et 2, dans lequel on ajuste la quantité molaire de méthane par rapport à la quantité d'éthane de ladite phase liquide (8) en modifiant la puissance d'un rebouilleur (9) situé en fond de la colonne de fractionnement.

Patentansprüche

1. Verfahren zur Verflüssigung eines Erdgases, wobei die folgenden Schritte durchgeführt werden:

a) das Erdgas (1') wird durch Wärmeaustausch mit einem Kühlmittel, das in einem Kühlkreislauf (100) zirkuliert, gekühlt,

b) das gekühlte Erdgas (1) wird in eine Fraktionierungskolonnen (2) derart eingeführt, um eine methanreiche Gasphase (3) und eine Flüssigphase, die reich an Verbindungen ist, die schwerer als Ethan (8) sind, zu trennen,

c) die Flüssigphase wird am Sumpf der Fraktionierungskolonnen abgezogen und die Gasphase wird am Kopf der Trennkolonnen evakuiert,

e) ein von der Gasphase abgeleiteter Strom (5) wird durch Wärmeaustausch bei einem Druck von über 50 bar verflüssigt,

f) die Flüssigphase (8) wird in eine Trennkolonnen (11) eingeführt, um eine methanreiche Gasfraktion und eine flüssige Fraktion, die Wasserstoffe umfasst, die schwerer als Ethan (17) sind, zu trennen, wobei:

- die Betriebsbedingungen der Fraktionierungskolonnen, die bei einem Druck zwischen 40 und 60 bar arbeitet, derart gewählt werden, dass die Flüssigphase eine molare Menge an Methan zwischen 10 % und 150 % der molaren Menge an Ethan umfasst, das in der Flüssigphase enthalten ist, und
- am Kopf der Trennkolonnen ein Flüssigkeitsrückfluss (14) bei einer Temperatur zwischen -10 °C und -40 °C eingeführt wird,

dadurch gekennzeichnet, dass

d) die Gasphase (3) teilweise derart verflüssigt wird, um ein Kondensat (7) und einen Gasstrom (5) zu erzeugen, wobei das Kondensat am Kopf der Fraktionierungskolonne als Rückfluss rückgeführt wird (6), und der Gasstrom (5) den von der Gasphase abgeleiteten Strom von Schritt e) darstellt,

- weiter die folgenden Schritte durchgeführt werden:

g) ein Flüssigkeitsteil (18) wird auf einem Niveau, das sich zwischen dem Zufuhrpunkt und dem Kopf der Trennkolonne befindet, von der Trennkolonne abgezogen,

h) von dem Flüssigkeitsteil wird ein Flüssigkeitsstrom (15) extrahiert, der mehr als 95 Mol-% Ethan umfasst, wobei ein Teil des Flüssigkeitsteils derart verdampft wird (19), um den Flüssigkeitsstrom zu erhalten, der mehr als 95 Mol-% Ethan umfasst, wobei der verdampfte Teil in die Trennkolonne eingeführt wird, und

- die methanreiche Gasfraktion, die in dem Schritt f) erhalten wird, durch Wärmeaustausch (12) mit einem Teil (101) des Kühlmittels derart kondensiert wird, um den Flüssigkeitsrückfluss, der am Kopf der Trennkolonne eingeführt wird, zu erhalten, wobei der Teil des Kühlmittels (101) durch Wärmeaustausch (9') mit einer Flüssigkeit, die von der Fraktionierungskolonne (2) abgezogen wird, unterkühlt wird.

2. Verfahren nach Anspruch 1, wobei die Betriebsbedingungen der Fraktionierungskolonne (2) derart gewählt werden, dass die Flüssigphase (8) eine molare Menge an Methan zwischen 40 % und 70 % der molaren Menge an Ethan umfasst, das in der Flüssigphase enthalten ist.

3. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 und 2, wobei die molare Menge an Methan in Bezug auf die Menge an Ethan der Flüssigphase (8) angepasst wird, indem die Leistung eines Verdampfers (9) geändert wird, der am Sumpf der Fraktionierungskolonne angeordnet ist.

Claims

1. Method for liquefying a natural gas that comprises

the steps of:

a) cooling the natural gas (1') by heat exchange with a coolant flowing in a cooling circuit (100),
b) feeding the cooled natural gas (1) into a fractionating column (2) so as to separate a methane-rich gas phase (3) from a liquid phase rich in compounds heavier than ethane (8),

c) withdrawing said liquid phase at the bottom of the fractionating column and evacuating said gas phase at the top of the separation column,
e) liquefying a bypass flow of the gas phase (5) by heat exchange at a pressure exceeding 50 bar,

f) feeding said liquid phase (8) into a separation column (11) so as to separate a methane-rich gas fraction from a liquid fraction containing hydrocarbons heavier than ethane (17), in which:

- the operational conditions of the fractionating column operating at a pressure in the range 40 to 60 bar are chosen so that said liquid phase comprises a methane molar amount that lies in the range 10% to 150% of the ethane molar amount contained in said liquid phase, and
- a reflux liquid (14) at a temperature in the range -10°C and -40°C is fed into the top of the separation column.

characterised in that

d) said gas phase (3) is partially liquefied so as to produce a condensate (7) and a gaseous flow (5), said condensate being recycled (6) at the top of the fractionating column by way of reflux and said gaseous flow (5) represents the bypass flow of the gas phase in step e),

- said method further includes the steps of:

g) withdrawing a liquid portion (18) from the separation column, at a level situated between the feed point and the top of the separation column,

h) extracting a liquid flow (15) from said liquid portion, said liquid flow having a molar composition of more than 95% ethane, a part of said liquid portion being vaporised (19) so as to obtain said liquid flow having a molar composition of more than 95% ethane, said vaporised part being fed into the separation column, and

- said methane-rich gas fraction obtained in step f) is partially condensed by heat exchange (12) with

a portion (101) of said coolant, so as to obtain said reflux liquid fed into the top of the separation column, the portion of coolant (101) being sub-cooled by heat exchange (9'), with a liquid withdrawn from the fractionating column (2).

2. Method according to claim 1, wherein the operational conditions of the fractionating column (2) are chosen so that said liquid phase (8) comprises a methane molar amount that lies in the range 40% to 70% of the ethane molar amount contained in said liquid phase.
3. Method according to either claim 1 or claim 2, wherein the methane molar amount is adjusted relative to the ethane amount of said liquid phase (8) by modifying the power of a reboiler (9) situated at the bottom of the fractionating column.

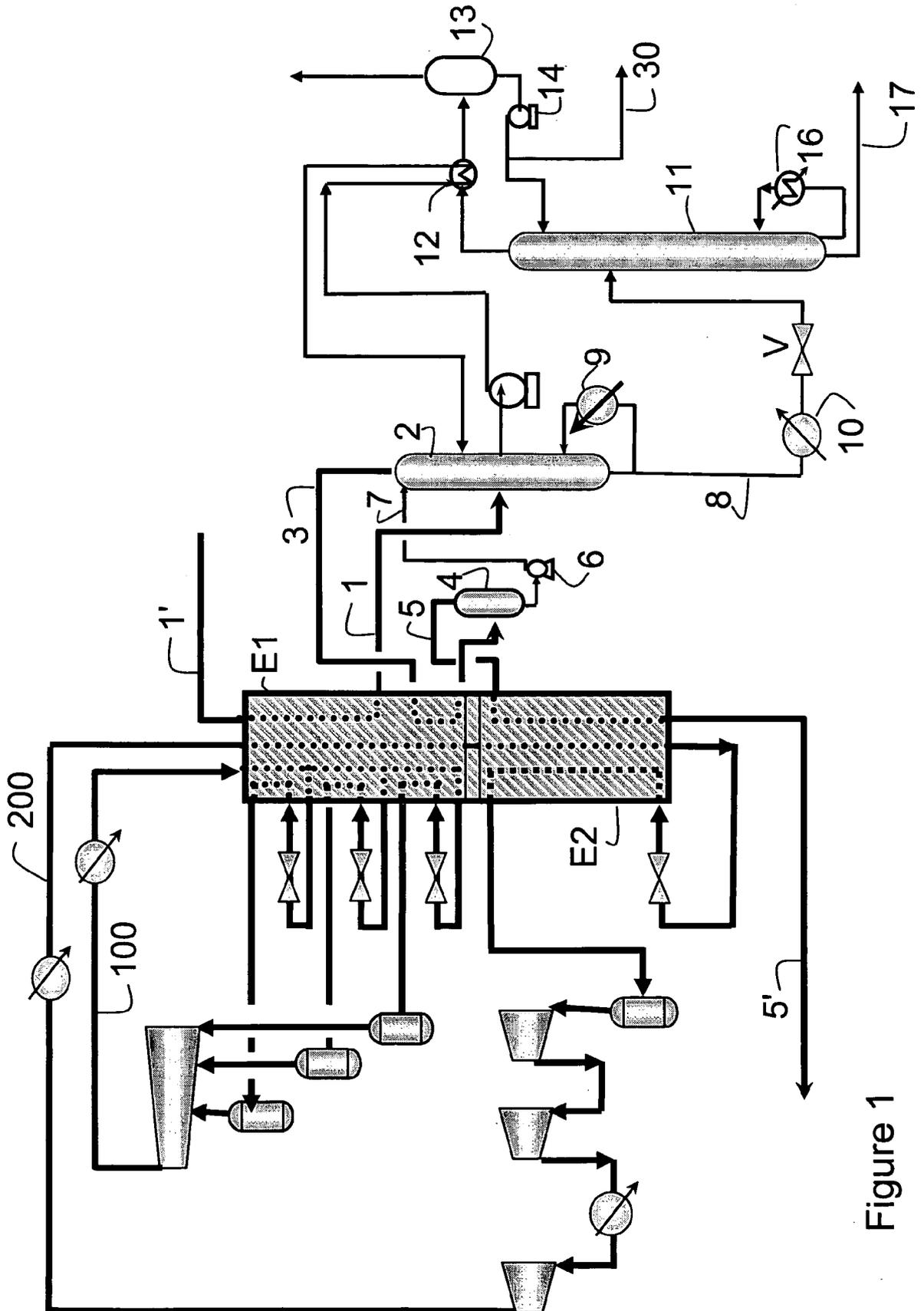


Figure 1

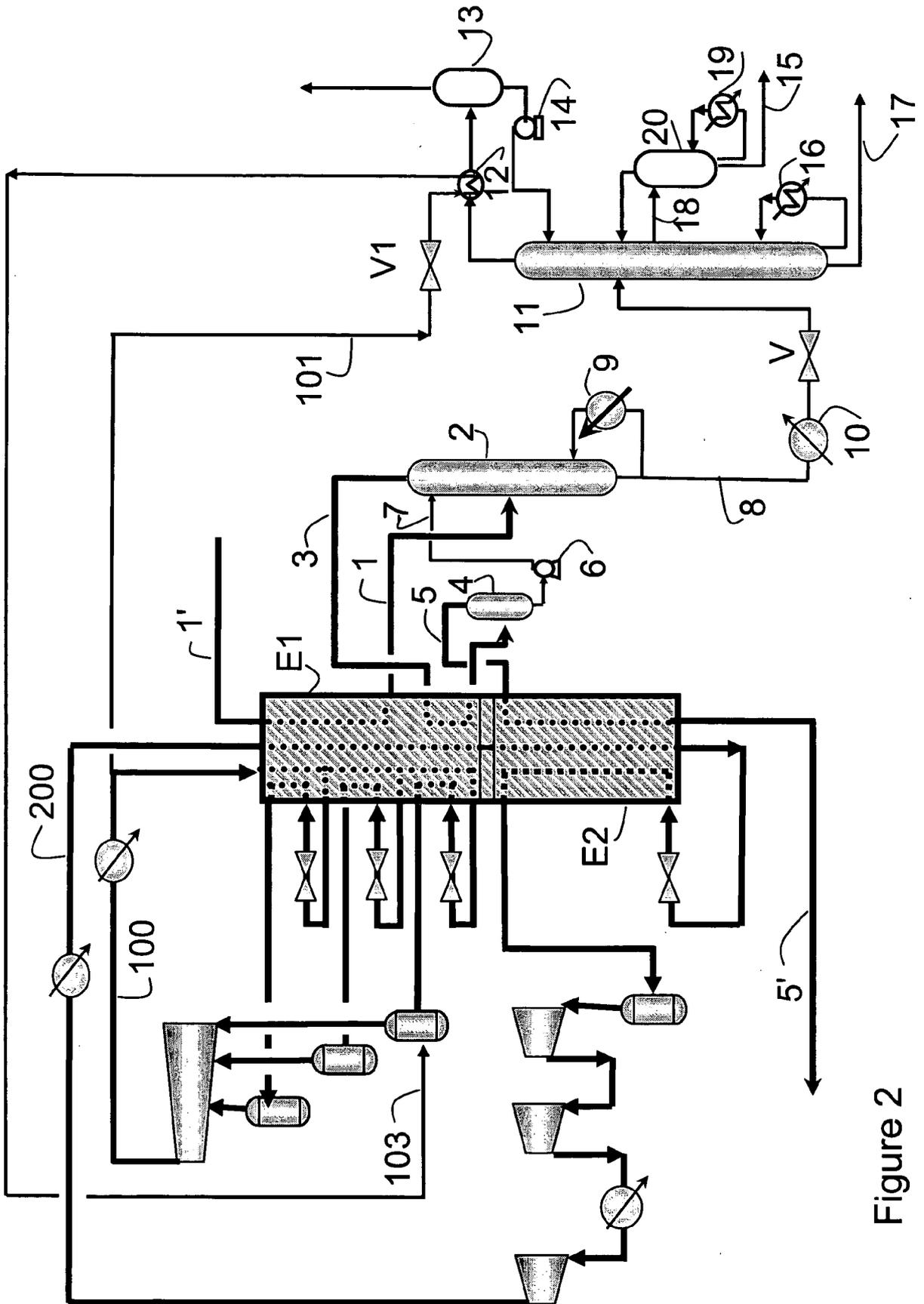


Figure 2

RÉFÉRENCES CITÉES DANS LA DESCRIPTION

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

Documents brevets cités dans la description

- US 6401486 B1 [0005]