



(11) **EP 1 639 062 B1**

(12) **FASCICULE DE BREVET EUROPEEN**

(45) Date de publication et mention
de la délivrance du brevet:
02.05.2007 Bulletin 2007/18

(51) Int Cl.:
C10L 3/10 (2006.01)

(21) Numéro de dépôt: **04767210.0**

(86) Numéro de dépôt international:
PCT/FR2004/001334

(22) Date de dépôt: **28.05.2004**

(87) Numéro de publication internationale:
WO 2004/108865 (16.12.2004 Gazette 2004/51)

(54) **PROCEDE ET INSTALLATION DE PRODUCTION SIMULTANEE D UN GAZ NATUREL APTE
A ETRE LIQUEFIE ET D UNE COUPE DE LIQUIDES DU GAZ NATUREL.**

VERFAHREN UND VORRICHTUNG ZUR GLEICHZEITIGEN PRODUKTION EINES ERDGASES
ZUR VERFLÜSSIGUNG UND EINER FLÜSSIGEN FRAKTION AUS ERDGAS

METHOD AND PLANT FOR SIMULTANEOUS PRODUCTION OF A NATURAL GAS FOR
LIQUEFACTION AND A LIQUID CUT FROM NATURAL GAS

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

(74) Mandataire: **Jacobson, Claude**
Cabinet Lavoix
2, Place d'Estienne d'Orves
75441 Paris Cedex 09 (FR)

(30) Priorité: **02.06.2003 FR 0306632**

(43) Date de publication de la demande:
29.03.2006 Bulletin 2006/13

(56) Documents cités:
FR-A- 2 817 766 US-A- 4 456 461
US-A- 5 555 748 US-A1- 2003 005 722

(73) Titulaires:
• **Technip France SA**
92400 Courbevoie (FR)
• **Total S.A.**
92400 Courbevoie (FR)

• **CHIU C-H: "LPG-RECOVERY PROCESSES FOR
BASELOAD LNG PLANTS EXAMINED" OIL AND
GAS JOURNAL, PENNWELL PUBLISHING CO.
TULSA, US, 24 novembre 1997 (1997-11-24),
pages 59-63, XP001093790 ISSN: 0030-1388**

(72) Inventeur: **PARADOWSKI, Henri**
F-95800 Cergy (FR)

Il est rappelé que: Dans un délai de neuf mois à compter de la date de publication de la mention de la délivrance du brevet européen, toute personne peut faire opposition au brevet européen délivré, auprès de l'Office européen des brevets. L'opposition doit être formée par écrit et motivée. Elle n'est réputée formée qu'après paiement de la taxe d'opposition. (Art. 99(1) Convention sur le brevet européen).

EP 1 639 062 B1

Description

[0001] La présente invention est relative à un procédé de production simultanée d'un gaz naturel apte à être liquéfié et d'une coupe de liquides de gaz naturel (LGN) à partir d'un gaz naturel de départ comprenant de l'azote, du méthane, des hydrocarbures en C_2 à C_5 , et des hydrocarbures lourds en C_6^+ , du type comprenant les étapes suivantes :

- (a) on pré-traite ledit gaz naturel de départ pour obtenir un gaz naturel pré-traité ;
- (b) on refroidit le gaz naturel pré-traité issu de l'étape (a) jusqu'à une température voisine de son point de rosée ;
- (c) on détend le gaz naturel pré-traité refroidi issu de l'étape (b) et on introduit le gaz naturel détendu dans une unité de récupération des LGN comprenant au moins une colonne de distillation principale, de façon à produire, d'une part, en tête de colonne, un gaz naturel purifié et d'autre part, ladite coupe de LGN ; et
- (d) on forme ledit gaz naturel apte à être liquéfié à partir du gaz naturel purifié issu de l'étape (c).

[0002] Le procédé de la présente invention s'applique aux installations de production, à partir d'un gaz naturel extrait du sous-sol, de gaz naturel liquéfié (que l'on désignera par « GNL ») comme produit principal et d'une coupe de liquides du gaz naturel (que l'on désignera par « LGN ») comme produit secondaire.

[0003] Dans la présente invention, on entend par LGN des hydrocarbures en C_2^+ à C_3^+ qui peuvent être extraits du gaz naturel. A titre d'exemple, ces LGN peuvent comprendre de l'éthane, du propane, du butane, et des hydrocarbures en C_5^+ .

[0004] Le GNL produit après extraction des LGN possède un pouvoir calorifique réduit par rapport à un GNL produit sans extraction des LGN.

[0005] Des installations de liquéfaction de gaz naturel connues comportent successivement une unité de production d'un gaz apte à être liquéfié, une unité de liquéfaction proprement dite et une unité de déazotation du GNL. L'unité de production d'un gaz apte à être liquéfié comprend nécessairement des moyens d'élimination des hydrocarbures lourds en C_6^+ qui peuvent cristalliser lors de la liquéfaction.

[0006] Pour produire simultanément du gaz naturel apte à être liquéfié, et des LGN, on peut par exemple utiliser un procédé du type précité, tel que celui décrit dans la demande FR -A- 2 817 766.

[0007] Un tel procédé possède un rendement thermodynamique optimisé pour la production d'un gaz naturel à température ambiante et pour l'extraction de LGN.

[0008] Par suite, ce procédé ne donne pas entière satisfaction dans le cas où le gaz naturel obtenu doit être liquéfié. En effet, la dépense énergétique nécessaire pour la liquéfaction du gaz naturel obtenu est relativement élevée.

[0009] L'invention a pour but principal de remédier à cet inconvénient, c'est-à-dire de disposer d'un procédé de production simultanée de GNL et d'une coupe de LGN, plus économique et plus souple que les procédés existants.

[0010] A cet effet, l'invention a pour objet un procédé du type précité, caractérisé en ce l'étape (a) comprend les sous-étapes suivantes :

- (a1) on refroidit le gaz naturel de départ jusqu'à une température voisine de son point de rosée ;
- (a2) on introduit ledit gaz naturel de départ refroidi issu de l'étape (a1) dans une colonne de distillation auxiliaire qui produit en tête ledit gaz naturel pré-traité, lequel gaz naturel pré-traité ne contient pratiquement plus d'hydrocarbures en C_6^+ , cette première colonne de distillation auxiliaire produisant en outre une coupe d'hydrocarbures lourds essentiellement en C_6^+ .

[0011] Le procédé suivant l'invention peut comporter une ou plusieurs des caractéristiques suivantes, prises isolément ou suivant toutes les combinaisons possibles :

- l'étape (d) comprend les sous-étapes suivantes :

(d1) on comprime à une pression de liquéfaction le gaz naturel purifié extrait de la tête de ladite colonne principale dans au moins un premier compresseur;

(d2) on refroidit le gaz naturel purifié comprimé issu de l'étape (d1), par échange de chaleur avec ledit gaz naturel purifié extrait de la tête de la colonne principale, dans un premier échangeur de chaleur, pour produire le gaz naturel apte à être liquéfié ;

- l'étape (b) comprend la sous-étape suivante :

(b1) on refroidit le gaz naturel pré-traité issu de l'étape (a) par échange de chaleur avec le gaz naturel purifié extrait de la deuxième colonne principale dans un deuxième échangeur de chaleur ;

- l'étape (c) comprend les sous-étapes-suivantes :

(c1) on introduit le gaz naturel pré-traité refroidi issu de l'étape (b) dans un ballon séparateur pour obtenir un flux liquide et un flux gazeux ;

(c2) on détend le flux gazeux issu de (c1) dans une turbine accouplée au premier compresseur ;

(c3) on introduit le flux issu de l'étape (c2) dans la colonne principale à un niveau N3 intermédiaire ;

(c4) on détend le flux liquide issu de l'étape (c1) et on introduit ce flux liquide détendu dans la colonne principale à un niveau N2 inférieur au niveau N3 ;

- dans l'étape (d1), on comprime le gaz naturel purifié comprimé en sortie du premier compresseur dans un deuxième compresseur alimenté par une source d'énergie externe pour atteindre ladite pression de liquéfaction ;
- la pression de la colonne de distillation principale est supérieure à 35 bars ;
- le gaz naturel apte à être liquéfié comprend en outre une partie du gaz naturel pré-traité directement issu de l'étape (a) ;
- le procédé comprend une phase de démarrage dans laquelle le gaz naturel apte à être liquéfié est constitué majoritairement ou totalement par le gaz naturel pré-traité directement issu de l'étape (a), ledit gaz naturel apte à être liquéfié étant relativement enrichi en hydrocarbures de C_2 à C_5 , et le procédé comprend une phase ultérieure de production dans laquelle la partie de gaz naturel pré-traité directement issu de l'étape (a) dans le gaz naturel apte à être liquéfié est ajustée en fonction de la teneur en hydrocarbures de C_2 à C_5 désirée dans le gaz naturel apte à être liquéfié ; et
- un liquide produit par la colonne auxiliaire est détendu et introduit dans la colonne principale.

[0012] L'invention a en outre pour objet une installation de production simultanée d'un gaz naturel apte à être liquéfié et d'une coupe de liquides de gaz naturel (LGN) à partir d'un gaz naturel de départ comprenant de l'azote, du méthane, des hydrocarbures en C_2 à C_5 , et des hydrocarbures lourds en C_6^+ du type comprenant :

(a) une unité de pré-traitement dudit gaz naturel de départ pour obtenir un gaz naturel pré-traité ;

(b) des moyens de refroidissement du gaz naturel pré-traité jusqu'à une température voisine de son point de rosée ;

(c) une unité de récupération des LGN comprenant des moyens de détente du gaz naturel pré-traité refroidi et comprenant au moins une colonne principale de distillation qui produit, d'une part, en tête de colonne, un gaz naturel purifié et d'autre part ladite coupe de LGN ; et

(d) des moyens d'amenée du gaz naturel purifié issu de l'étape (c) dans une conduite de gaz naturel apte à être liquéfié ;

caractérisée en ce que l'unité de pré-traitement comprend :

(a1) des moyens de refroidissement du gaz naturel de départ jusqu'à une température voisine de son point de rosée ;

(a2) une colonne de distillation auxiliaire du gaz naturel de départ refroidi qui produit en tête ledit gaz naturel pré-traité, lequel ne contient pratiquement plus d'hydrocarbures en C_6^+ , cette colonne auxiliaire produisant en outre une coupe d'hydrocarbures lourds essentiellement en C_6^+ .

[0013] L'installation suivant l'invention peut comporter ou plusieurs des caractéristiques suivantes, prises isolément ou suivant toutes les combinaisons possibles :

- les moyens de formation du gaz naturel apte à être liquéfié comprennent :

(d1) des moyens de compression du gaz naturel purifié extrait de la tête de la colonne principale à une pression de liquéfaction, comportant au moins un premier compresseur ;

(d2) un premier échangeur de chaleur qui met le gaz naturel purifié comprimé issu desdits moyens de compression en relation d'échange thermique avec ledit gaz naturel purifié extrait de la tête de la colonne principale, ledit gaz naturel purifié comprimé étant refroidi dans ce premier échangeur pour produire le gaz naturel apte à être liquéfié ;

- les moyens de refroidissement du gaz naturel pré-traité comprennent un deuxième échangeur de chaleur qui met ce gaz en relation d'échange thermique avec ledit gaz naturel purifié extrait de la colonne principale ;
- l'unité de récupération des LNG comprend :

(c1) un ballon séparateur du gaz naturel pré-traité refroidi qui produit un flux liquide et un flux gazeux ;

- (c2) une première turbine de détente dudit flux gazeux accouplée audit premier compresseur ;
- (c3) des moyens d'introduction du flux gazeux détendu dans la colonne principale à un niveau intermédiaire N3 ;
- (c4) des moyens de détente dudit flux liquide et des moyens d'introduction du flux liquide détendu dans la colonne principale à un niveau N2 inférieur à N3 ;

- les moyens de compression du gaz naturel purifié extrait de la tête de la colonne principale comprennent en outre un deuxième compresseur entraîné par une source d'énergie externe et destiné à augmenter la pression du gaz naturel purifié comprimé jusqu'à la pression de liquéfaction ; et
- les moyens de formation du gaz naturel purifié comprennent des moyens d'introduction sélective d'une partie réglable du gaz naturel pré-traité directement issu de l'unité de pré-traitement dans une conduite de gaz naturel apte à être liquéfié.

[0014] Un exemple de mise en oeuvre de l'invention va maintenant être décrit en regard de la Figure unique annexée, qui représente un schéma synoptique fonctionnel d'une installation selon l'invention.

[0015] L'installation représentée sur la Figure est relative à la production simultanée, à partir d'une source 11 de gaz naturel de départ décarbonaté, désulfuré et sec, de GNL 13 comme produit principal et d'une coupe de LGN 15 comme produit secondaire. Cette installation comprend une unité 17 d'élimination des hydrocarbures lourds en C_6^+ , une unité 19 de récupération des LGN, et une unité 21 de liquéfaction.

[0016] Dans ce qui suit, on désignera par une même référence un flux de liquide et la conduite qui le véhicule, et les pressions considérées sont des pressions absolues.

[0017] L'unité 17 d'élimination des hydrocarbures lourds comprend successivement, en aval de la source 11, des premier, deuxième et troisième réfrigérants 25, 27, 29, et une première colonne de distillation, ou colonne de distillation auxiliaire 31 équipée d'un condenseur de tête. Ce condenseur comprend, entre la tête de la première colonne 31 et un premier ballon séparateur 33, un quatrième réfrigérant 35 d'une part, et une pompe de reflux 37 d'autre part.

[0018] L'unité 19 de récupération des LGN comprend des premier, deuxième, et troisième échangeurs de chaleur 41, 43, 45, un deuxième ballon séparateur 47, une deuxième colonne de distillation, ou colonne de distillation principale 49, une première turbine 51 accouplée à un premier compresseur 53, un deuxième compresseur 55 entraîné par une source d'énergie externe 56, un cinquième réfrigérant 57 et une pompe 59 d'extraction des LGN.

[0019] L'unité 21 de liquéfaction de gaz naturel comprend des quatrième et cinquième échangeurs de chaleur 65, 67 refroidis par un cycle frigorifique 69.

[0020] Ce cycle 69 comprend un compresseur 73 à trois étages 73A, 73B, 73C, muni de premier et second réfrigérants intermédiaires 75A et 75B et d'un réfrigérant de sortie 75C, quatre réfrigérants 77A à 77D en série, un troisième ballon séparateur 79 et des première et seconde turbines hydrauliques 81 et 83.

[0021] Un exemple de mise en oeuvre du procédé selon l'invention va maintenant être décrit.

[0022] La composition molaire initiale du flux 101 de gaz naturel de départ décarbonaté, désulfuré et sec comprend 3,90% d'azote, 87,03% de méthane, 5,50% d'éthane, 2,00% de propane, 0,34% d'iso butane, 0,54% de n-butane, 0,18% d'iso pentane, 0,15% de n-pentane, 0,31% d'hydrocarbures en C_6 , 0,03% d'hydrocarbures en C_7 et 0,02% d'hydrocarbures en C_8 .

[0023] Ce gaz 101 est successivement refroidi dans les premier, deuxième et troisième réfrigérants 25, 27, 29 pour former le gaz naturel de départ refroidi 103. Ce gaz 103 est ensuite introduit dans la colonne de distillation 31.

[0024] Cette colonne 31 produit en pied une coupe 105 d'hydrocarbures lourds en C_6^+ . Cette coupe 105 est détendue dans une vanne de détente 106 pour produire un flux 107 d'hydrocarbures lourds détendu, qui est introduit dans la deuxième colonne de distillation 49 à un niveau N1 inférieur.

[0025] Par ailleurs, la première colonne 31 produit en tête un flux 109 de gaz pré-traité. Ce flux 109 est refroidi et partiellement condensé dans le quatrième réfrigérant 35, puis introduit dans le premier ballon séparateur 33, où s'effectue la séparation entre une phase gazeuse constituant le gaz naturel pré-traité 111 et une phase liquide constituant un liquide de reflux 112, lequel est retourné en reflux dans la colonne de purification par la pompe de reflux 37.

[0026] La composition molaire du flux de gaz pré-traité 111 comprend 3,9783% d'azote, 88,2036% de méthane, 5,3622% d'éthane, 1,7550% de propane, 0,2488% d'iso butane, 0,3465% de n-butane, 0,0616% d'iso pentane, 0,0384% de n-pentane, 0,0057% d'hydrocarbures en C_6 .

[0027] Dans ce flux 111, les hydrocarbures en C_6^+ sont sensiblement éliminés.

[0028] Le flux de gaz naturel pré-traité 111 est ensuite partagé en un courant 113 d'alimentation de l'unité 19 de récupération de LNG et un courant 115 d'alimentation de l'unité 21 de liquéfaction de gaz. La répartition entre ces deux courants est choisie par la commande de deux vannes de réglage respectives 114 et 116.

[0029] Le courant 113 introduit dans l'unité 19 de récupération est refroidi dans le deuxième échangeur de chaleur 43 pour donner un flux diphasique 117 de gaz naturel pré-traité refroidi. Ce flux 117 est introduit dans le deuxième ballon séparateur 47, qui produit un flux de vapeur 119 et un flux de liquide 121. Le flux de liquide 121 est détendu dans une vanne de détente 123, puis introduit dans la colonne 49 à un niveau N2 supérieur au niveau N1.

[0030] Le flux de vapeur 119 est séparé en une fraction majoritaire 125 et une fraction minoritaire 127.

[0031] La fraction majoritaire 125 est détendue dans la turbine 51 pour donner une fraction principale détendue 129, qui est introduite à un niveau N3 supérieur au niveau N2 dans la colonne 49.

[0032] La fraction minoritaire 127 est refroidie dans le troisième échangeur de chaleur 45, détendue dans une vanne de détente 131 puis introduite à un niveau N4 supérieur de la colonne de distillation 49. Le niveau N4 est supérieur au niveau N3.

[0033] La colonne 49 est par ailleurs équipée d'un rebouilleur intermédiaire 141. Un courant de rebouilleur 143 est extrait de cette colonne à un niveau N1a inférieur à N2 et supérieur à N1. Ce courant est réchauffé dans le deuxième échangeur de chaleur 43 et réintroduit dans la deuxième colonne 49 à un niveau N1b compris entre le niveau N1a et le niveau N1.

[0034] La coupe 15 de LGN est extraite de la cuve de la colonne de distillation 49 par la pompe 59. En outre, un rebouilleur de cuve 145 est monté sur la colonne 49 pour ajuster le rapport molaire des hydrocarbures en C₁ par rapport aux hydrocarbures en C₂ de la coupe de LGN 15. Ce rapport est préférentiellement inférieur à 0,02.

[0035] Ainsi, cette coupe de LGN 15 comprend 0,3688% de méthane, 36,8810% d'éthane, 33,8344% de propane, 6,1957% d'iso butane, 9,9267% de n-butane, 3,3354% d'iso pentane, 2,7808% de n-pentane, 5,7498% d'hydrocarbures en C₆, 0,5564% d'hydrocarbures en C₇, 0,3710% d'hydrocarbures en C₈.

[0036] Les taux d'extraction respectifs de l'éthane, du propane, et des hydrocarbures en C₄⁺ sont 36,15%, 91,21%, et 99,3%. Ainsi, par le procédé selon l'invention, le taux de récupération d'éthane est supérieur à 30%. Le taux de récupération de propane est supérieur à 80% et est préférentiellement supérieur à 90%. Le taux de récupération des hydrocarbures en C₄⁺ est supérieur à 90% et est préférentiellement supérieur à 95%.

[0037] Un flux 151 de gaz naturel purifié est extrait en tête de la colonne 49. Ce flux 151 est réchauffé successivement dans l'échangeur de chaleur 45, dans l'échangeur de chaleur 43 puis dans l'échangeur de chaleur 41. On remarque qu'aucune source de froid extérieure n'est nécessaire pour le fonctionnement de l'unité 19 de récupération des LNG.

[0038] Le flux gazeux réchauffé 153 issu de l'échangeur 41 est alors comprimé successivement dans le premier compresseur 51 puis dans le deuxième compresseur 55 pour produire un flux gazeux 155, à la pression de liquéfaction.

[0039] Ce flux 155 est refroidi dans le cinquième réfrigérant 57 puis dans le premier échangeur de chaleur 41 pour donner un flux 157 de gaz purifié refroidi. Le flux 157 est mélangé au courant d'alimentation 115 de l'unité de liquéfaction de gaz, extrait de l'unité 17 d'élimination des hydrocarbures en lourds en C₆⁺. Ce flux 157 et ce courant 115 ont des températures et des pressions sensiblement égales et forment le flux 161 de gaz naturel apte à être à liquéfier.

[0040] La composition molaire de ce flux 161 de gaz naturel apte à être liquéfié comprend 4,1221% d'azote, 91,9686% de méthane, 3,7118% d'éthane, 0,1858% de propane, 0,0063% d'iso butane, 0,0051% de n-butane et 0,0003% d'hydrocarbures en C₅⁺.

[0041] Le flux 161 de gaz naturel apte à être liquéfié est ensuite refroidi successivement dans les quatrième et cinquième échangeurs de chaleur 65, 67 pour produire le flux de GNL 13. Ce flux de GNL 13 subit ensuite une déazotation dans une unité 165.

[0042] La réfrigération dans les quatrième et cinquième échangeurs de chaleur 65, 67 est fournie par un flux 201 de mélange réfrigérant. Ce flux 201, partiellement liquéfié dans le quatrième réfrigérant 77D, est introduit dans le ballon séparateur 71 et séparé en une phase vapeur 201 et une phase liquide 203.

[0043] Les compositions molaires de ce flux 201 et des phases liquide et vapeur 203 et 205 sont les suivantes :

	Flux 201 (%)	Flux 203 (%)	Flux 205 (%)
N2	4.0	10.18	1.94
C1	42.4	67.90	33.90
C2	42.6	20.18	50.07
C3	11.0	1.74	14.09

[0044] La phase vapeur 203 est liquéfiée dans l'échangeur de chaleur 65 pour donner un flux liquide qui est ensuite sous-refroidi dans le cinquième échangeur de chaleur 67 pour donner un flux liquide 207 sous-refroidi.

[0045] Ce flux liquide sous-refroidi 207 est détendu dans la première turbine hydraulique 81, puis dans une vanne de détente 208, pour donner un premier flux de réfrigération 209. Ce flux 209 se vaporise dans l'échangeur de chaleur 67 et permet de liquéfier le gaz 161.

[0046] La phase liquide 205 est sous-refroidie dans l'échangeur 65 pour donner un flux sous-refroidi qui, à son tour, est détendu dans la deuxième turbine hydraulique 83 puis dans une vanne de détente 210, pour donner un second flux de réfrigérant 211. Les flux 209 et 211 sont mélangés pour donner un flux combiné 213 qui est vaporisé dans l'échangeur 65. Cette vaporisation refroidit le flux 161 et condense la phase vapeur 203 du flux de mélange réfrigérant 201. Le flux

EP 1 639 062 B1

de mélange 213 est ensuite comprimé dans le compresseur 77, dont les caractéristiques sont données dans le tableau ci-dessous, pour obtenir un flux de mélange 215 comprimé.

Compresseur	73A	73B	73C
Température d'aspiration (°C)	- 37.44	34	34
Température de refoulement (°C)	67.25	68.70	68.15
Pression d'aspiration (bars)	3.65	18.30	29.70
Pression de refoulement (bars)	18.70	30.00	47.61
Rendement polytropique (%)	82	82	82
Puissance (kW)	74109	24396	21882

[0047] Ce flux de mélange comprimé 215 est alors successivement refroidi dans les quatre réfrigérants en série 81 pour former le flux 201.

[0048] Les premier, deuxième, troisième et quatrième réfrigérants 25, 27, 29, 35 de refroidissement du gaz naturel de départ d'une part, et les quatre réfrigérants 77A à 77D de refroidissement du flux de mélange 201 d'autre part, utilisent le même cycle frigorifique au propane (non représenté). Ce cycle comporte les quatre étages de vaporisation suivants : 6,7°C et 7,92 bars, 0°C et 4,76 bars, -20°C et 2,44 bars, -36°C et 1,30 bar.

[0049] A titre d'exemple, une modélisation des températures, pressions et débits de l'installation en fonctionnement représentée sur la Figure est donnée dans le tableau ci-dessous.

Flux	Température (%)	Pression (bar)	Débit (kg/h)
13	- 148	58.9	809567
15	78	43.2	123436
101	23	62,0	933003
103	- 18	61,1	933003
105	-18	61,1	49888
107	- 23	39,8	49888
111	-34	60,8	883115
113	-34	60,8	883115
115	-	-	0
117	- 47	60,1	883115
123	- 59	39,8	36469
129	- 66	39,8	675718
131	- 86	39,8	178092
143	- 48	39,6	124894
151	- 76	39,5	809567
153	32	38,8	809567
155	74	61,5	809567
157	- 34,6	60,1	809567
161	- 34,6	60,1	809567
201	- 34	46,1	1510738
207	- 148	44,9	303816
209	- 154	4,2	303816

EP 1 639 062 B1

(suite)

Flux	Température (%)	Pression (bar)	Débit (kg/h)
211	- 130	4,1	1206922
213	- 128	4,1	1510738
215	34	47,6	1510738

[0050] Comme illustré dans cet exemple, la pression de la colonne de distillation 31 est préférentiellement comprise entre 45 et 65 bars. Préférentiellement, la pression dans la seconde colonne est supérieure à 35 bars.

[0051] Il est ainsi possible d'optimiser le fonctionnement de chacune des colonnes pour favoriser d'une part, l'extraction d'hydrocarbures en C_6^+ dans la colonne 31 et d'autre part, l'extraction d'éthane et de propane dans la colonne 49.

[0052] Par ailleurs, le flux de gaz purifié 157 et le courant d'alimentation de l'unité de liquéfaction de gaz 115 sont produits à une pression supérieure à 55 bars.

[0053] Ce procédé permet ainsi de réaliser des gains d'énergie comme illustré dans le tableau ci-dessous, où les puissances consommées dans une installation de référence dépourvue de colonne auxiliaire 31 et dans une installation selon l'invention sont comparées.

[0054] Plus précisément, dans l'installation de référence, le flux de gaz naturel de départ 101 est directement amené dans l'unité 19 d'extraction des LNG et les réfrigérants 25, 27, 29 et 35 qui utilisent le cycle au propane servent également à pré-refroidir le flux gazeux à la pression de liquéfaction 155, contrairement à l'installation selon l'invention où l'échangeur 41 est utilisé pour effectuer ce pré-refroidissement.

		Procédé de référence	Procédé suivant l'invention
Compresseur 73 de réfrigérant en mélange	(kW)	119460	120387
Compresseur (non représenté) de propane réfrigérant	(kW)	69700	72174
Compresseur 55 de gaz traité	(kW)	20650	14964
Total	(kW)	209810	207525

[0055] Ainsi, l'installation selon l'invention permet de produire simultanément du GNL 13 et une coupe de LGN 15 avec une économie de 2285 kW par rapport à l'installation de référence.

[0056] Par ailleurs, lors du démarrage de l'installation selon l'invention, la totalité du flux de gaz naturel pré-traité 111 sortant de l'unité 17 d'élimination des hydrocarbures lourds est dirigée directement vers l'unité de liquéfaction 21 par le courant d'alimentation 115. Le GNL produit possède alors un pouvoir calorifique relativement élevé. L'unité 19 de récupération des LGN est ensuite démarrée progressivement, sans affecter la productivité de l'unité de liquéfaction 21. Le pouvoir calorifique du GNL produit est ensuite ajusté par les débits relatifs des courants d'alimentation 113 de l'unité de récupération de LNG et 115 de l'unité de liquéfaction de gaz.

[0057] De même, en cas d'incident dans l'unité 19 de récupération de LNG, la totalité du flux de gaz naturel pré-traité 111 sortant de l'unité d'élimination des hydrocarbures lourds 17 est dirigée directement vers l'unité de liquéfaction 21 par le courant d'alimentation 115.

[0058] En variante, l'unité de récupération de LNG peut comprendre une troisième colonne de distillation montée en aval de la deuxième colonne de distillation et qui fonctionne à une pression inférieure ou supérieure à cette deuxième colonne. Cette troisième colonne permet d'enrichir les LGN en un composant particulier comme le propane. Un exemple d'une telle unité est décrit dans EP-A-0 535 752.

[0059] Grâce à l'invention qui vient d'être décrite, il est possible de disposer d'une installation qui produit simultanément du GNL et des LGN de manière économique et flexible en disposant de taux élevés d'extraction pour les hydrocarbures en C_2 à C_5 . La consommation d'énergie est significativement réduite, de manière surprenante, par l'insertion d'une colonne de distillation auxiliaire en amont de l'unité de récupération des LNG et par l'introduction dans cette unité de la fraction de tête de cette colonne.

[0060] La productivité d'une telle installation est accrue par la possibilité de diriger au moins une partie de cette fraction de tête directement vers l'unité de liquéfaction, notamment lors des phases de démarrage de l'installation ou en cas de panne dans l'unité de récupération de LNG

[0061] Par ailleurs, cette installation permet de produire des GNL dont on peut ajuster le pouvoir calorifique.

Revendications

1. Procédé de production simultanée d'un gaz naturel (161) apte à être liquéfié et d'une coupe (15) de liquides de gaz naturel (LGN) à partir d'un gaz naturel de départ (101) comprenant de l'azote, du méthane, des hydrocarbures en C_2 à C_5 , et des hydrocarbures lourds en C_6^+ ;
du type comprenant les étapes suivantes :

- (a) on pré-traite ledit gaz naturel de départ (101) pour obtenir un gaz naturel pré-traité (111);
- (b) on refroidit le gaz naturel pré-traité (111) issu de l'étape (a) jusqu'à une température voisine de son point de rosée ;
- (c) on détend le gaz naturel pré-traité refroidi (117) issu de l'étape (b) et on introduit le gaz naturel détendu (121, 127, 129) dans une unité (19) de récupération des LGN comprenant au moins une colonne de distillation principale (49), de façon à produire, d'une part, en tête de colonne, un gaz naturel purifié (151), et d'autre part, ladite coupe de LGN (15) ; et
- (d) on forme ledit gaz naturel apte à être liquéfié (161) à partir du gaz naturel purifié (151) issu de l'étape (c) ;

caractérisé en ce que l'étape (a) comprend les sous-étapes suivantes :

- (a1) on refroidit le gaz naturel de départ (101) jusqu'à une température voisine de son point de rosée ;
- (a2) on introduit ledit gaz naturel de départ refroidi (103) issu de l'étape (a1) dans une colonne de distillation auxiliaire (31) équipée d'un condenseur de tête (32) produisant un reflux, la colonne de distillation auxiliaire (31) opérant à une pression comprise entre 45 et 65 bars et produisant en tête ledit gaz naturel pré-traité (111), lequel gaz naturel pré-traité (111) ne contient pratiquement plus d'hydrocarbures en C_6^+ , cette colonne de distillation auxiliaire (31) produisant en outre une coupe (105) d'hydrocarbures lourds essentiellement en C_6^+ ;

en ce que l'étape (c) comprend les sous-étapes suivantes :

- (c1) on introduit le gaz naturel pré-traité refroidi (117) issu de l'étape (b) dans un ballon séparateur (47) pour obtenir un flux liquide (121) et un flux gazeux (125) ;
- (c2) on détend le flux gazeux (125) issu de l'étape (c1) dans une turbine (51) accouplée à un premier compresseur (53) ;
- (c3) on introduit le flux (129) issu de l'étape (c2) dans la colonne principale (49) à un niveau N3 intermédiaire ;
- (c4) on détend le flux liquide (121) issu de l'étape (c1) et on introduit ce flux liquide (121) détendu dans la colonne principale (49) à un niveau N2 inférieur au niveau N3 ;

et en ce que le gaz naturel apte à être liquéfié (161) comprend en outre une partie (115) du gaz naturel pré-traité (111) directement issu de l'étape (a).

2. Procédé selon la revendication 1, **caractérisé en ce que** l'étape (d) comprend les sous-étapes suivantes :

- (d1) on comprime à une pression de liquéfaction le gaz naturel purifié (151) extrait de la tête de ladite colonne principale (49) dans au moins le premier compresseur (53) ;
- (d2) on refroidit le gaz naturel purifié comprimé (155) issu de l'étape (d1), par échange de chaleur avec ledit gaz naturel purifié (151) extrait de la tête de la colonne principale (49), dans un premier échangeur de chaleur (41), pour produire le gaz naturel apte à être liquéfié (161).

3. Procédé selon la revendication 2, **caractérisé en ce que** l'étape (b) comprend la sous-étape suivante :

- (b1) on refroidit le gaz naturel pré-traité (113) issu de l'étape (a) par échange de chaleur avec le gaz naturel purifié (151) extrait de la deuxième colonne principale (49) dans un deuxième échangeur de chaleur (43).

4. Procédé selon la revendication 2 ou 3, **caractérisé en ce que**, dans l'étape (d1), on comprime le gaz naturel purifié (153) comprimé en sortie du premier compresseur (53) dans un deuxième compresseur (55) alimenté par une source d'énergie externe (56) pour atteindre ladite pression de liquéfaction.

5. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 4, **caractérisé en ce que** la pression de la colonne de distillation principale (49) est supérieure à 35 bars.

6. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 5, **caractérisé en ce qu'il** comprend une phase de démarrage dans laquelle le gaz naturel apte à être liquéfié (161) est constitué majoritairement ou totalement par le gaz naturel pré-traité (111) directement issu de l'étape (a), ledit gaz naturel apte à être liquéfié (161) étant relativement enrichi en hydrocarbures de C_2 à C_5 , et en ce que le procédé comprend une phase ultérieure de production dans laquelle la partie (115) de gaz naturel pré-traité (111) directement issue de l'étape (a) dans le gaz naturel apte à être liquéfié (161) est ajustée en fonction de la teneur en hydrocarbures de C_2 à C_5 désirée dans le gaz naturel apte à être liquéfié (161).
7. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, **caractérisé en ce qu'un** liquide (105) produit par la colonne auxiliaire (31) est détendu et introduit dans la colonne principale (49).
8. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, **caractérisé en ce que** la colonne de distillation auxiliaire (31) est adaptée pour extraire sensiblement 98% en moles des hydrocarbures en C_6^+ présents dans le gaz naturel de départ (101).
9. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, **caractérisé en ce que** la teneur molaire en hydrocarbures en C_6^+ dans le gaz naturel pré-traité (111) est sensiblement égale à 57 ppm.
10. Installation de production simultanée d'un gaz naturel apte à être liquéfié (161) et d'une coupe (15) de liquides de gaz naturel (LGN) à partir d'un gaz naturel de départ (101) comprenant de l'azote, du méthane, des hydrocarbures en C_2 à C_5 , et des hydrocarbures lourds en C_6^+ , du type comprenant :

- (a) une unité (17) de pré-traitement dudit gaz naturel de départ (11) pour obtenir un gaz naturel pré-traité (111) ;
- (b) des moyens (43) de refroidissement du gaz naturel pré-traité (111) jusqu'à une température voisine de son point de rosée ;
- (c) une unité (19) de récupération des LGN comprenant des moyens de détente (51, 123, 131) du gaz naturel pré-traité refroidi (117) et comprenant au moins une colonne principale de distillation (49) qui produit, d'une part, en tête de colonne, un gaz naturel purifié (151), et d'autre part ladite coupe de LGN (15) ; et
- (d) des moyens (53, 55, 41) de formation du gaz naturel apte à être liquéfié à partir du gaz naturel purifié (151) issu de l'étape (c) ;

caractérisée en ce que l'unité (17) de pré-traitement comprend :

- (a1) des moyens (25, 27, 29) de refroidissement du gaz naturel de départ (101) jusqu'à une température voisine de son point de rosée ;
- (a2) une colonne de distillation auxiliaire (31) du gaz naturel de départ refroidi (103) équipée d'un condenseur de tête (32) produisant un reflux, la colonne de distillation auxiliaire (31) opérant à une pression comprise entre 45 et 65 bars et produisant en tête ledit gaz naturel pré-traité (111), lequel ne contient pratiquement plus d'hydrocarbures en C_6^+ , cette colonne auxiliaire produisant en outre une coupe (105) d'hydrocarbures lourds essentiellement en C_6^+ ;

en ce que l'unité (19) de récupération des LNG comprend :

- (c1) un ballon séparateur (47) du gaz naturel pré-traité refroidi (117) qui produit un flux liquide (121) et un flux gazeux (119) ;
- (c2) une première turbine de détente (51) dudit flux gazeux accouplée à un premier compresseur (53) ;
- (c3) des moyens d'introduction du flux gazeux détendu (129) dans la colonne principale (49) à un niveau intermédiaire N3 ;
- (c4) des moyens de détente (123) dudit flux liquide (121) et des moyens d'introduction du flux liquide détendu dans la colonne principale (49) à un niveau N2 inférieur à N3 ;

et en ce que les moyens de formation du gaz naturel apte à être liquéfié (161) comprennent des moyens d'introduction sélective d'une partie réglable (115) du gaz naturel pré-traité (111) directement issu de l'unité de pré-traitement (17) dans une conduite de gaz naturel apte à être liquéfié (161).

11. Installation selon la revendication 10, **caractérisée en ce que** les moyens de formation (53, 55, 41) du gaz naturel apte à être liquéfié (161) comprennent :

(d1) des moyens (53, 55) de compression du gaz naturel purifié (151) extrait de la tête de la colonne principale (49) à une pression de liquéfaction, comportant au moins le premier compresseur (53);
 (d2) un premier échangeur de chaleur (41) qui met le gaz naturel purifié comprimé (155) issu desdits moyens de compression (53, 55) en relation d'échange thermique avec ledit gaz naturel purifié (151) extrait de la tête de la colonne principale (49), ledit gaz naturel purifié comprimé (155) étant refroidi dans ce premier échangeur (41) pour produire le gaz naturel apte à être liquéfié (161).

12. Installation selon la revendication 11, **caractérisée en ce que** les moyens de refroidissement (43) du gaz naturel pré-traité (111) comprennent un deuxième échangeur de chaleur (43) qui met ce gaz (111) en relation d'échange thermique avec ledit gaz naturel purifié (151) extrait de la colonne principale (49).

13. Installation selon la revendication 11 ou 12, **caractérisée en ce que** les moyens de compression (53, 55) du gaz naturel purifié (151) extrait de la tête de la colonne principale (49) comprennent en outre un deuxième compresseur (55) entraîné par une source d'énergie externe et destiné à augmenter la pression du gaz naturel purifié comprimé (155) jusqu'à la pression de liquéfaction.

Claims

1. Process for the simultaneous production of a liquefiable natural gas (161) and a natural gas liquids (NGL) cut (15) from a starting natural gas (101) containing nitrogen, methane, C₂ to C₅ hydrocarbons and C₆⁺ heavy hydrocarbons; of the type comprising the following steps:

- (a) the said starting natural gas (101) is pretreated in order to obtain a pretreated natural gas (111);
- (b) the pretreated natural gas (111) resulting from step (a) is cooled down to a temperature close to its dew point;
- (c) the cooled pretreated natural gas (117) resulting from step (b) is expanded and the expanded natural gas (121, 127, 129) is introduced into an NGL recovery unit (19) comprising at least one main distillation column (49) so as to produce, on the one hand, as column top product, a purified natural gas (151) and, on the other hand, the said NGL cut (15); and
- (d) the said liquefiable natural gas (161) is formed from the purified natural gas (151) resulting from step (c);

characterized in that step (a) comprises the following substeps:

- (a1) the starting natural gas (101) is cooled down to a temperature close to its dew point;
- (a2) the said cooled starting natural gas (103) resulting from step (a1) is introduced into an auxiliary distillation column (31) equipped with an overhead condenser (32) that produces a reflux, the auxiliary distillation column (31) operating at a pressure between 45 and 65 bar and producing, as top product, the said pretreated natural gas (111), which pretreated natural gas (111) no longer contains practically any C₆⁺ hydrocarbons, this auxiliary distillation column (31) furthermore producing a cut (105) of essentially C₆⁺ heavy hydrocarbons;

in that step (c) comprises the following substeps:

- (c1) the cooled pretreated natural gas (117) resulting from step (b) is introduced into a separator tank (47) in order to obtain a liquid stream (121) and a gas stream (125);
- (c2) the gas stream (125) resulting from step (c1) is expanded in a turbine (51) coupled to a first compressor (53);
- (c3) the stream (129) resulting from step (c2) is introduced into the main column (49) at an intermediate level N3;
- (c4) the liquid stream (121) resulting from step (c1) is expanded and this expanded liquid stream (121) is introduced into the main column (49) at a level N2 below the level N3;

and in that the liquefiable natural gas (161) furthermore includes a portion (115) of the pretreated natural gas (111) coming directly from step (a).

2. Process according to Claim 1, **characterized in that** step (d) comprises the following substeps:

- (d1) the purified natural gas (151) extracted from the top of the said main column (49) is compressed at a liquefaction pressure in at least a first compressor (53);
- (d2) the compressed purified natural gas (155) resulting from step (d1) is cooled, by heat exchange with the said purified natural gas (151) extracted from the top of the main column (49), in a first heat exchanger (41) in

order to produce the liquefiable natural gas (161).

3. Process according to Claim 2, **characterized in that** step (b) comprises the following substep:

(b1) the pretreated natural gas (113) resulting from step (a) is cooled by heat exchange with the purified natural gas (151) extracted from the second main column (49) in a second heat exchanger (43).

4. Process according to Claim 2 or 3, **characterized in that**, in step (d1), the compressed purified natural gas (153) output by the first compressor (53) is compressed in a second compressor (55) supplied by an external energy source (56) in order to reach the said liquefaction pressure.

5. Process according to any one of Claims 1 to 4, **characterized in that** the pressure of the main distillation column (49) is greater than 35 bar.

6. Process according to any one of Claims 1 to 5, **characterized in that** it includes a start-up phase in which the liquefiable natural gas (161) consists mostly or completely of the pretreated natural gas (111) coming directly from step (a), the said liquefiable natural gas (161) being relatively enriched with C_2 to C_5 hydrocarbons, and **in that** the process includes a subsequent production phase in which the portion (115) of pretreated natural gas (111) coming directly from step (a) in the liquefiable natural gas (161) is adjusted according to the desired C_2 to C_5 hydrocarbon content in the liquefiable natural gas (161).

7. Process according to any one of the preceding claims, **characterized in that** a liquid (105) produced by the auxiliary column (31) is expanded and introduced into the main column (49).

8. Process according to any one of the preceding claims, **characterized in that** the auxiliary distillation column (31) is designed to extract approximately 98 mol% of C_6^+ hydrocarbons present in the starting natural gas (101).

9. Process according to any one of the preceding claims, **characterized in that** the molar content of C_6^+ hydrocarbons in the pretreated natural gas (111) is approximately equal to 57 ppm.

10. Plant for the simultaneous production of a liquefiable natural gas (161) and a natural gas liquids (NGL) cut (15) from a starting natural gas (101) containing nitrogen, methane, C_2 to C_5 hydrocarbons and C_6^+ heavy hydrocarbons, of the type comprising:

(a) a unit (17) for pretreatment of the said starting natural gas (11) in order to obtain a pretreated natural gas (111);
 (b) means (43) for cooling the pretreated natural gas (111) down to a temperature close to its dew point;
 (c) a unit (19) for recovering the NGLs, comprising means (51, 123, 131) for expanding the cooled pretreated natural gas (117) and comprising at least one main distillation column (49) which produces, on the one hand, as column top product, a purified natural gas (151) and, on the other hand, the said NGL cut (15); and
 (d) means (53, 55, 41) for forming the liquefiable natural gas from the purified natural gas (151) resulting from step (c);

characterized in that the pretreatment unit (17) comprises:

(a1) means (25, 27, 29) for cooling the starting natural gas (101) down to a temperature close to its dew point;
 (a2) an auxiliary distillation column (31) for distilling the cooled starting natural gas (103), which auxiliary column is equipped with an overhead condenser (32) producing a reflux, the auxiliary distillation column (31) operating at a pressure between 45 and 65 bar and producing, as top product, the said pretreated natural gas (111), which no longer contains practically any C_6^+ hydrocarbons, this auxiliary column furthermore producing a cut (105) of essentially C_6^+ heavy hydrocarbons;

in that the unit (19) for recovering the NGLs comprises:

(c1) a separator tank (47) for separating the cooled pretreated natural gas (117), which tank produces a liquid stream (121) and a gas stream (119);
 (c2) a first expansion turbine (51) for expanding the said gas stream, the said turbine being coupled to a first compressor (53);
 (c3) means for introducing the expanded gas stream (129) into the main column (49) at an intermediate level N3;

(c4) means (123) for expanding the said liquid stream (121) and means for introducing the expanded liquid stream into the main column (49) at a level N2 below N3;

and **in that** the means for forming the liquefiable natural gas (161) comprise means for selectively introducing an adjustable portion (115) of the pretreated natural gas (111) coming directly from the pretreatment unit (17) into a liquefiable natural gas line (161).

11. Plant according to Claim 10, **characterized in that** the means (53, 55, 41) for forming the liquefiable natural gas (161) comprise:

(d1) means (53, 55) for compressing the purified natural gas (151) extracted from the top of the main column (49) at a liquefaction pressure, comprising at least the first compressor (53); and

(d2) a first heat exchanger (41) which brings the compressed purified natural gas (155) coming from the said compression means (53, 55) into heat-exchange relationship with the said purified natural gas (151) extracted from the top of the main column (49), the said compressed purified natural gas (155) being cooled in this first exchanger (41) in order to produce the liquefiable natural gas (161).

12. Plant according to Claim 11, **characterized in that** the means (43) for cooling the pretreated natural gas (111) comprise a second heat exchanger (43) which brings this gas (111) into heat-exchange relationship with the said purified natural gas (151) extracted from the main column (49).

13. Plant according to Claim 11 or 12, **characterized in that** the means (53, 55) for compressing the purified natural gas (151) extracted from the top of the main column (49) furthermore comprise a second compressor (55) driven by an external energy source and intended to increase the pressure of the compressed purified natural gas (155) up to the liquefaction pressure.

Patentansprüche

1. Verfahren zur gleichzeitigen Produktion eines Erdgases (161) zur Verflüssigung und einer flüssigen Fraktion (15) aus Erdgas LGN) ausgehend von einem Ausgangserdgas (101), das Stickstoff, Methan, Kohlenwasserstoffe C₂ bis C₅ und schwere Kohlenwasserstoffe C₆⁺ aufweist, vom Typ umfassend folgende Schritte:

(a) das Ausgangserdgas (101) wird vorbehandelt, um ein vorbehandeltes Erdgas (111) zu erhalten;

(b) das vorbehandelte Erdgas (111), das aus Schritt (a) hervorgegangen ist, wird auf eine Temperatur nahe seines Taupunktes abgekühlt;

(c) das abgekühlte vorbehandelte Erdgas (117), das aus Schritt (b) hervorgegangen ist, wird entspannt und das entspannte Erdgas (121, 127, 129) wird in eine Einheit (19) zur Wiederverwertung der LGN eingeleitet, die zumindest eine Hauptdestillationskolonne (49) aufweist, derart, dass einerseits am Kolonnenkopf ein gereinigtes Erdgas (151) und andererseits die LGN-Fraktion (15) produziert wird; und

(d) ausgehend von dem gereinigten Erdgas (151), das aus Schritt (c) hervorgegangen ist, das zur Verflüssigung vorgesehene Erdgas (161) gebildet wird;

dadurch gekennzeichnet, dass Schritt (a) folgende Teilschritte umfasst:

(a1) das Ausgangserdgas (101) wird auf eine Temperatur nahe seines Taupunkts abgekühlt;

(a2) das abgekühlte Ausgangserdgas (103), das aus Schritt (a1) hervorgegangen ist, wird in eine Hilfsdestillationskolonne (31) eingeleitet, die mit einem Kopfkondensator (32) versehen ist, der einen Rückfluss erzeugt, wobei die Hilfsdestillationskolonne (31) bei einem Druck zwischen 45 und 65 bar arbeitet und am Kopf das vorbehandelte Erdgas (111) produziert, wobei dieses vorbehandelte Erdgas (111) praktisch keine Kohlenwasserstoffe C₆⁺ mehr enthält, wobei die Hilfsdestillationskolonne (31) außerdem eine Fraktion (105) schwerer Kohlenwasserstoffe im wesentlichen C₆⁺ produziert;

dass Schritt (c) folgende Teilschritte umfasst:

(c1) das abgekühlte vorbehandelte Erdgas (117), das aus Schritt (b) hervorgegangen ist, wird in ein Abscheidegefäß (47) eingeleitet, um einen flüssigen Fluss (121) und einen gasförmigen Fluss (125) zu erhalten;

(c2) der gasförmige Fluss (125), der aus Schritt (c1) hervorgegangen ist, wird in einer Turbine (51) entspannt, die mit einem ersten Kompressor (53) verbunden ist;

(c3) der aus Schritt (c2) hervorgegangene Fluss (129) wird in die Hauptkolonne auf einer Zwischenebene N3 eingeleitet;

(c4) der aus Schritt (c1) hervorgegangene flüssige Fluss (121) wird entspannt, und dieser entspannte flüssige Fluss (121) wird in die Hauptkolonne auf einer Ebene N2 eingeleitet, die unterhalb der Ebene N3 liegt;

und dass das zur Verflüssigung vorgesehene Erdgas (161) ferner einen Teil (115) des vorbehandelten Erdgases (111) aufweist, das direkt aus Schritt (a) hervorgegangen ist.

2. Verfahren nach Anspruch 1,

dadurch gekennzeichnet, dass Schritt (d) folgende Teilschritte umfasst:

(d1) das aus dem Kopf der Hauptkolonne (49) extrahierte gereinigte Erdgas (151) wird in mindestens einem ersten Kompressor (53) auf einen Verflüssigungsdruck verdichtet;

(d2) das verdichtete, gereinigte Erdgas (155), das aus Schritt (d1) hervorgegangen ist, wird mittels Wärmetausch mit dem gereinigten Erdgas (151), das aus dem Kopf der Hauptkolonne (49) extrahiert wurde, in einem ersten Wärmetauscher (41) abgekühlt, so dass Erdgas (161) produziert wird, das zur Verflüssigung vorgehen ist.

3. Verfahren nach Anspruch 2,

dadurch gekennzeichnet, dass Schritt (b) folgende Teilschritte umfasst:

(b1) das vorbehandelte Erdgas (113), das aus Schritt (a) hervorgegangen ist, wird mittels Wärmetausch mit dem gereinigten Erdgas (151), das aus der zweiten Hauptkolonne (49) extrahiert wurde, in einem zweiten Wärmetauscher (43) abgekühlt.

4. Verfahren nach Anspruch 2 oder 3,

dadurch gekennzeichnet, dass in Schritt (d1) das gereinigte Erdgas (153), das am Ausgang des ersten Kompressors (53) verdichtet wurde, in einem zweiten, von einer externen Energiequelle (56) gespeisten Kompressor (55) verdichtet wird, um den Verflüssigungsdruck zu erreichen.

5. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 4,

dadurch gekennzeichnet, dass der Druck der Hauptdestillationskolonne (49) mehr als 35 bar beträgt.

6. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 5,

dadurch gekennzeichnet, dass es mindestens eine Anlaufphase umfasst, in der das zur Verflüssigung vorgesehene Erdgas (161) überwiegend oder vollständig von dem vorbehandelten Erdgas (111) gebildet ist, das direkt aus Schritt (a) hervorgegangen ist, wobei das zur Verflüssigung vorgesehene Erdgas (161) relativ mit Kohlenwasserstoffen C_2 bis C_5 angereichert ist,

und dass das Verfahren eine weitere Produktionsphase umfasst, in der der Teil (115) des vorbehandelten Erdgases (111) in dem zur Verflüssigung vorgesehenen Erdgas (161), der direkt aus Schritt (a) hervorgegangen ist, in Abhängigkeit von dem Gehalt an Kohlenwasserstoffen C_2 bis C_5 angepasst ist, der in dem zur Verflüssigung vorgesehenen Erdgas (161) gewünscht wird.

7. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche,

dadurch gekennzeichnet, dass eine durch die Hilfskolonne (31) produzierte Flüssigkeit (105) entspannt und in die Hauptkolonne (49) eingeleitet wird.

8. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche,

dadurch gekennzeichnet, dass die Hilfsdestillationskolonne (31) derart angepasst ist, dass im wesentlichen 98% der Gramm-Moleküle der im Ausgangserdgas (101) vorhandenen Kohlenwasserstoffe C_6^+ extrahiert werden.

9. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche,

dadurch gekennzeichnet, dass der Molgehalt an Kohlenwasserstoffen C_6^+ in dem vorbehandelten Erdgas (111) im Wesentlichen gleich 57 ppm ist.

10. Anlage zur gleichzeitigen Produktion eines Erdgases (161) zur Verflüssigung und einer flüssigen Fraktion (15) aus Erdgas (LGN) ausgehend von einem Ausgangserdgas (101), das Stickstoff, Methan, Kohlenwasserstoffe C_2 bis C_5

und schwere Kohlenwasserstoffe C_6^+ aufweist, vom Typ umfassend:

- (a) eine Einheit (17) zur Vorbehandlung des Ausgangserdgas (11), um ein vorbehandeltes Erdgas (111) zu erhalten;
- (b) Mittel (43) zum Abkühlen des vorbehandelten Erdgases (111) auf eine Temperatur nahe seines Taupunkts;
- (c) eine Einheit (19) zur Wiederverwertung der LGN, umfassend Mittel (51, 123, 131) zum Entspannen des abgekühlten, vorbehandelten Erdgases (117) und umfassend mindestens eine Hauptdestillationskolonne (49), die einerseits am Kolonnenkopf ein gereinigtes Erdgas (151) und andererseits die LGN-Fraktion (15) produziert; und
- (d) Mittel (53, 55, 41) zur Bildung des zur Verflüssigung vorgesehenen Erdgases ausgehend von dem gereinigten Erdgas (151), das aus Schritt (c) hervorgegangen ist;

dadurch gekennzeichnet, dass die Vorbehandlungseinheit (17) umfasst:

- (a1) Mittel (25, 27, 29) zum Abkühlen des Ausgangserdgases (101) auf eine Temperatur nahe seines Taupunkts;
- (a2) eine Hilfsdestillationskolonne (31) des abgekühlten Ausgangserdgases (103), die mit einem Kopfkondensator (32) versehen ist, der einen Rückfluss erzeugt, wobei die Hilfsdestillationskolonne (31) bei einem Druck zwischen 45 und 65 bar arbeitet und am Kopf das vorbehandelte Erdgas (111) produziert, welches praktisch keine Kohlenwasserstoffe C_6^+ mehr enthält, wobei die Hilfsdestillationskolonne (31) außerdem eine Fraktion (105) schwerer Kohlenwasserstoffe im wesentlichen C_6^+ produziert;

dass die Einheit (19) zur Wiederverwertung der LNG umfasst:

- (c1) ein Abscheidegefäß (47) für das abgekühlte, vorbehandelte Erdgas (117), das einen flüssigen Fluss (121) und einen gasförmigen Fluss (119) erzeugt;
- (c2) eine erste Turbine (51) zum Entspannen des gasförmigen Flusses, die mit einem ersten Kompressor (53) verbunden ist; (c3) Mittel zum Einleiten des entspannten gasförmigen Flusses (129) in die Hauptkolonne auf einer Zwischenebene N3 ;
- (c4) Mittel zum Entspannen (123) des flüssigen Flusses (121) und Mittel zum Einleiten des entspannten flüssigen Flusses in die Hauptkolonne (49) auf einer Ebene N2, die unterhalb der Ebene N3 liegt;

und dass die Mittel zur Bildung des zur Verflüssigung vorgesehenen Erdgases (161) Mittel aufweisen, um selektiv einen einstellbaren Teil (115) des vorbehandelten Erdgases (111), der direkt aus der Vorbehandlungseinheit (17) hervorgegangen ist, in eine Rohrleitung für das zur Verflüssigung vorgesehene Erdgas (161) einzuleiten.

11. Anlage nach Anspruch 10,

dadurch gekennzeichnet, dass die Mittel zur Bildung (53, 55, 41) des zur Verflüssigung vorgesehenen Erdgases (161) umfassen:

- (d1) Mittel (53, 55) zum Verdichten des aus dem Kopf der Hauptkolonne (49) extrahierten gereinigten Erdgases (151) auf einen Verflüssigungsdruck, die mindestens einen ersten Kompressor (53) umfassen;
- (d2) einen ersten Wärmetauscher (41) der das verdichtete, gereinigte Erdgas (155), das aus den Verdichtungsmitteln (53, 55) hervorgegangen ist, in eine Wärmeaustauschbeziehung mit dem gereinigten Erdgas (151) bringt, das aus dem Kopf der Hauptkolonne (49) extrahiert wurde, wobei das verdichtete, gereinigte Erdgas (155) in diesem ersten Wärmetauscher (41) abgekühlt wird, so dass Erdgas produziert wird, das zur Verflüssigung (161) vorgesehen ist.

12. Anlage nach Anspruch 11,

dadurch gekennzeichnet, dass die Mittel zum Abkühlen (43) des vorbehandelten Erdgases (111) einen zweiten Wärmetauscher (43) aufweisen, der dieses Gas (111) in eine Wärmeaustauschbeziehung mit dem gereinigten Erdgas (151) bringt, das aus der Hauptkolonne (49) extrahiert wurde.

13. Anlage nach Anspruch 11 oder 12,

dadurch gekennzeichnet, dass die Mittel zum Verdichten (53, 55) des gereinigten Erdgases (151), das aus dem Kopf der Hauptkolonne (49) extrahiert wurde, ferner einen zweiten Kompressor (55) aufweisen, der von einer externen Energiequelle angetrieben ist und dafür vorgesehen ist, den Druck des verdichteten, gereinigten Erdgases (155) auf den Verflüssigungsdruck zu erhöhen.

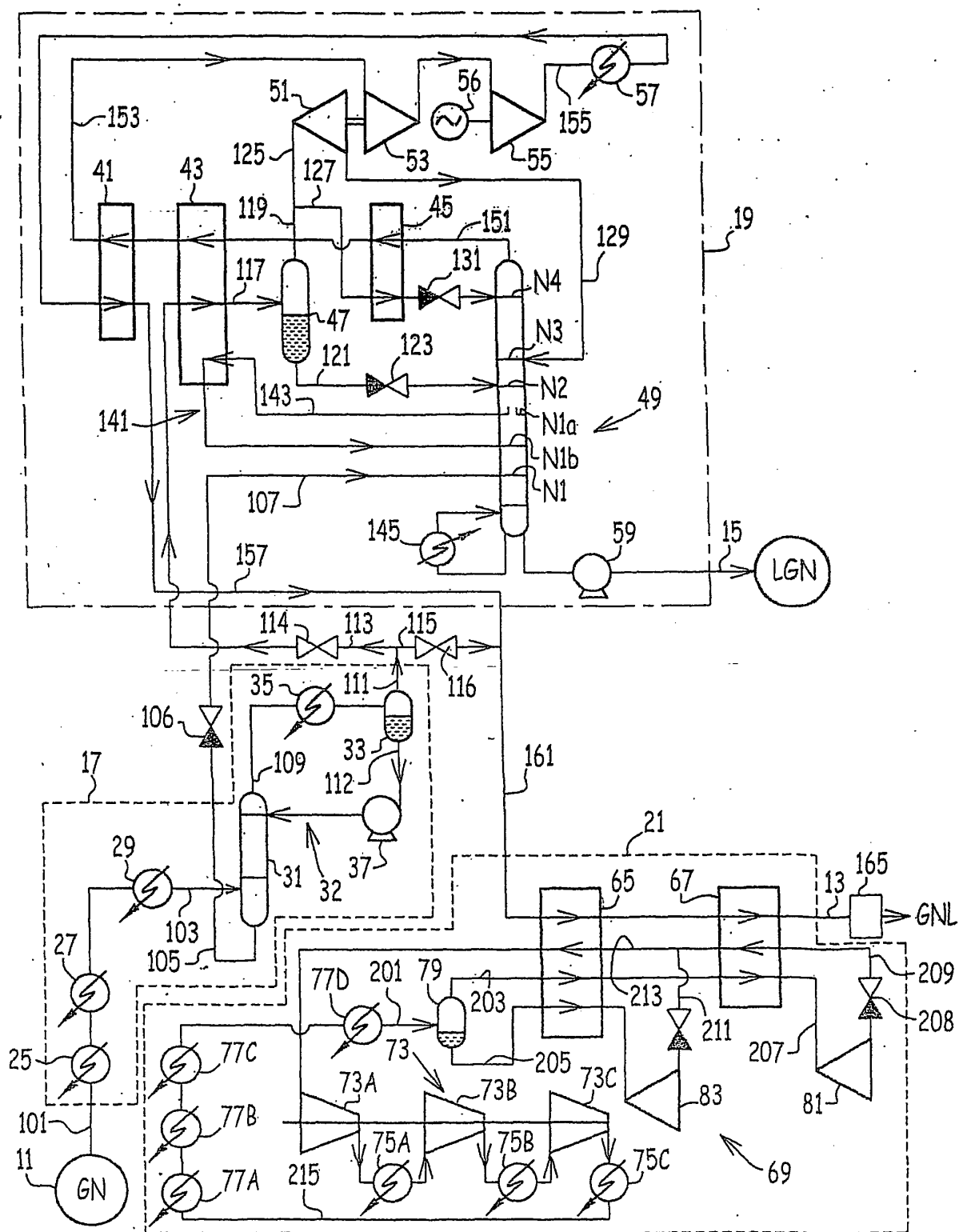


fig 1