



(11) **EP 1 828 697 B1**

(12) **FASCICULE DE BREVET EUROPEEN**

(45) Date de publication et mention
de la délivrance du brevet:
03.12.2008 Bulletin 2008/49

(51) Int Cl.:
F25J 3/00 (2006.01)

(21) Numéro de dépôt: **05850537.1**

(86) Numéro de dépôt international:
PCT/FR2005/003186

(22) Date de dépôt: **19.12.2005**

(87) Numéro de publication internationale:
WO 2006/070097 (06.07.2006 Gazette 2006/27)

(54) **PROCEDE ET INSTALLATION DE PRODUCTION DE GAZ NATUREL TRAITE , D ' UNE COUPE
RICHE EN HYDROCARBURES EN C3 + ET COURANT RICHE EN ETHANE**

VERFAHREN UND INSTALLATION ZUR HERSTELLUNG VON BEHANDELTEM ERDGAS AUS
EINEM KOHLENWASSERSTOFFREICHEN C3+-SCHNITT UND EINEM ETHANREICHEN STROM
METHOD AND INSTALLATION FOR PRODUCING TREATED NATURAL GAS FROM A C3+
HYDROCARBON-RICH CUT AND ETHANE-RICH STREAM

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

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

(30) Priorité: **22.12.2004 FR 0413751**

(56) Documents cités:
WO-A-03/100334 US-A- 6 116 050
US-A1- 2003 029 190 US-B1- 6 368 385

(43) Date de publication de la demande:
05.09.2007 Bulletin 2007/36

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

• **PITMAN R N ET AL: "NEXT GENERATION
PROCESSES FOR NGL/LPG RECOVERY"
PROCEEDINGS OF THE GPA ANNUAL
CONVENTION, TULSA, OK, US, 16 mars 1998
(1998-03-16), pages 90-97, XP001106009**

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

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).

EP 1 828 697 B1

Description

[0001] La présente invention concerne un procédé de production simultanée de gaz naturel traité, d'une coupe riche en hydrocarbures en C_3^+ et, dans au moins certaines conditions de production, d'un courant riche en éthane, à partir d'un gaz naturel de départ comprenant du méthane, de l'éthane et des hydrocarbures en C_3^+ , selon le préambule de la revendication 1.

[0002] Un tel procédé est décrit par exemple dans US 2003/0029190 ou dans WO 03/100334.

[0003] Le procédé de la présente invention s'applique aux installations destinées à produire, à partir d'un gaz naturel extrait du sous-sol, un gaz naturel traité, éventuellement destiné à être liquéfié, une coupe d'hydrocarbures en C_3^+ , et un courant riche en éthane de débit variable.

[0004] On connaît de l'article « Next Generation Processes for NGULPG Recovery » de WILKINSON et al., présenté à la « 77th Convention of the Gas Processor Association », Dallas, USA, le 16 mars 1998, et à la « GPA Europe Annual Conference » Rome, Italie, le 25 septembre 2002, un procédé du type précité, désigné par le terme anglais « Gas Subcooled Process » (GSP).

[0005] Le procédé du type précité est optimisé pour extraire simultanément la quasi-totalité des hydrocarbures en C_3^+ dans le gaz naturel de départ, et une proportion élevée d'éthane du gaz de départ. Ainsi, lorsque le taux d'extraction d'éthane est d'au moins 70%, le taux d'extraction de propane est proche de 99%.

[0006] Comme il est bien connu, le terme « taux d'extraction » désigne le rapport de la différence entre le débit molaire d'un constituant dans le gaz naturel de départ et le débit molaire du constituant dans le gaz naturel traité produit, au débit molaire du constituant dans le gaz naturel de départ.

[0007] Un tel procédé ne donne pas entière satisfaction. En effet, la demande en éthane sur le marché est très fluctuante, alors que celle des coupes d'hydrocarbures en C_3^+ reste relativement constante et bien valorisée. Par suite, il est parfois nécessaire de diminuer la production d'éthane dans le procédé, en réduisant le taux d'extraction de ce composé dans la colonne de récupération. Dans ce cas, le taux d'extraction des hydrocarbures en C_3^+ diminue également, ce qui réduit la rentabilité de l'installation.

[0008] Pour pallier ce problème, l'article précité (voir Figures 15 et 16) propose d'installer dans l'installation existante, une unité secondaire optimisée pour la production d'hydrocarbures en C_3^+ lorsque l'extraction d'éthane est faible ou nulle. L'opérateur de l'installation envoie alors sélectivement, en fonction de la quantité d'éthane requise, le gaz naturel de départ dans l'unité optimisée pour des taux d'extraction d'éthane élevés ou dans l'unité optimisée pour des taux d'extraction d'éthane faibles ou nuls. Le procédé est donc complexe en mettre en oeuvre et coûteux, notamment en raison des coûts de maintenance de l'installation dans laquelle il est mis en oeuvre.

[0009] Un but de l'invention est de fournir un procédé du type précité, qui permet par des moyens simples et peu coûteux d'extraire sensiblement la totalité des hydrocarbures en C_3^+ d'un courant de gaz naturel de départ, quelle que soit la quantité d'éthane produite par le procédé.

[0010] A cet effet, l'invention a pour objet un procédé selon la revendication 1.

[0011] Le procédé suivant l'invention peut comprendre l'une ou plusieurs des caractéristiques qui font l'objet des revendications 2 à 8.

[0012] L'invention a en outre pour objet une installation selon la revendication 9.

[0013] L'installation selon l'invention peut comprendre l'une ou plusieurs des caractéristiques qui font l'objet des revendications 10 à 15.

[0014] Des exemples de mise en oeuvre de l'invention vont maintenant être décrits en regard de la Figure unique annexée, qui représente un schéma synoptique fonctionnel d'une installation selon l'invention.

[0015] L'installation 11 représentée sur la Figure est destinée à la production simultanée, à partir d'une source 13 de gaz naturel de départ, désulfuré, sec, et au moins partiellement décarbonaté, d'un gaz naturel traité 15 comme produit principal, d'une coupe 17 d'hydrocarbures en C_3^+ , et d'un courant 19 riche en éthane, de débit réglable.

[0016] Le terme « au moins partiellement décarbonaté » signifie que la teneur en dioxyde de carbone dans le gaz de départ 13 est avantageusement inférieure ou égale à 50 ppm lorsque le gaz naturel traité 15 doit être liquéfié. Cette teneur est avantageusement inférieure à 3% lorsque le gaz naturel traité 15 est envoyé directement à un réseau de distribution de gaz.

[0017] Cette installation 11 comprend une unité 21 de récupération des hydrocarbures en C_2^+ , et une unité 23 de fractionnement de ces hydrocarbures en C_2^+ .

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

[0019] L'unité 21 de récupération des hydrocarbures en C_2^+ comprend successivement, en aval de la source 13, un premier échangeur de chaleur 25, un premier ballon séparateur 27, une turbine 29 accouplée à un premier compresseur 31, un premier échangeur de chaleur 33 de tête, et une colonne 35 de récupération munie d'un rebouilleur latéral 37 supérieur, d'un rebouilleur latéral 39 inférieur et d'un rebouilleur de fond 41.

[0020] L'unité 21 comprend en outre un deuxième compresseur 43 entraîné par une source d'énergie externe et un

EP 1 828 697 B1

premier réfrigérant 45. L'unité 21 comprend également une pompe 47 de fond de colonne.

[0021] L'unité de fractionnement 23 comprend une colonne de fractionnement 61. La colonne 61 comporte en tête un condenseur de tête 63, et en pied un rebouilleur 65.

[0022] Le condenseur de tête 63 comprend un deuxième réfrigérant 67 et un deuxième ballon séparateur 69 associé à une pompe de reflux 71 et à un deuxième échangeur de tête 73 de la colonne 35.

[0023] Un exemple de mise en oeuvre du procédé selon l'invention va maintenant être décrit.

[0024] La composition molaire initial du flux 13 de gaz naturel de départ désulfuré, sec, et au moins partiellement décarbonaté, est donnée dans le tableau 1 ci-après.

TABLEAU 1

	Fraction molaire en %
Hélium	0,0713
CO ₂	0,0050
Azote	1,2022
Méthane	85,7828
Ethane	10,3815
Propane	2,1904
i-butane	0,1426
n-butane	0,1936
i-pentane	0,0204
n-pentane	0,0102
Hexane	0,0000
Total	100,0000

[0025] Le gaz de départ 13 est séparé en un courant principal 101 et un courant secondaire 103. Le rapport du débit du courant secondaire 103 au débit du gaz de départ 13 est par exemple compris entre 20 % et 40 %.

[0026] Le courant principal 101 est refroidi dans le premier échangeur de chaleur 25 pour former un courant de gaz refroidi 105. Le courant secondaire 103 est refroidi successivement dans des échangeurs de chaleur respectifs 107, 109 des rebouilleurs latéraux inférieur 39 et supérieur 37, pour former un courant secondaire refroidi 111 qui est mélangé au courant principal refroidi 105.

[0027] Le mélange 113 obtenu est introduit dans le ballon séparateur 27 dans lequel s'effectue une séparation entre une phase gazeuse 115 et une phase liquide 117. La phase liquide 117 forme, après passage dans une vanne de détente 119, une phase liquide détendue 120 qui est introduite à un premier niveau intermédiaire N1 de la colonne de récupération 35 situé dans la région supérieure de la colonne, au-dessus des rebouilleurs latéraux 37 et 39. Par « niveau intermédiaire », on entend un emplacement comportant des moyens de distillation au-dessus et au-dessous de ce niveau.

[0028] La fraction gazeuse 115 est séparée en un courant d'alimentation 121 et un courant de reflux 123. Le courant d'alimentation 121 est détendu dans la turbine 29 pour donner un courant d'alimentation détendu 125, lequel est introduit dans la colonne de récupération 35 à un deuxième niveau intermédiaire N2, situé au-dessus du premier niveau intermédiaire N1.

[0029] Le courant de reflux 123 est partiellement condensé dans le premier échangeur de tête 33, puis détendu dans une vanne de détente 127, pour former un courant de reflux détendu 128. Ce courant 128 est introduit dans la colonne de récupération 35 à un troisième niveau intermédiaire N3, situé au-dessus du niveau intermédiaire N2.

[0030] La pression de la colonne de récupération 35 est par exemple comprise entre 15 et 40 bars.

[0031] La colonne de récupération 35 produit un courant de tête 131 qui est séparé en une fraction majoritaire 133 et une fraction minoritaire 135. La fraction majoritaire 133 est réchauffée dans le premier échangeur de tête 33 par échange thermique avec le courant de reflux 123 pour former une fraction majoritaire réchauffée 137. Le rapport du débit de la fraction minoritaire 135 à la fraction majoritaire 133 est par exemple inférieur à 20%.

[0032] La fraction minoritaire 135 est réchauffée dans le deuxième échangeur de tête 73 pour former une fraction réchauffée 136. Cette fraction 136 est mélangée à la fraction majoritaire réchauffée 137 pour former un courant de gaz traité réchauffé 139.

[0033] Ce courant 139 est à nouveau réchauffé dans le premier échangeur de chaleur 25 par échange thermique

avec le courant principal 101 du gaz naturel prétraité.

[0034] Le gaz naturel traité réchauffé 139 est ensuite comprimé dans le premier compresseur 31, puis dans le deuxième compresseur 43, et refroidi dans le premier réfrigérant 45 pour former le gaz naturel traité 15.

[0035] Le gaz traité 15 contient 0,0755 % molaire d'hydrogène, 0,0049% de dioxyde de carbone, 1,2735 % molaire d'azote, 90,8511 % molaire de méthane, 7,7717 % molaire d'hydrocarbures en C_2 , 0,0232% molaire d'hydrocarbures en C_3 et une teneur en hydrocarbures en C_4 inférieure à 1 ppm. Ce gaz traité comprend une teneur en hydrocarbures en C_6^+ inférieure à 1 ppm, une teneur en eau inférieure à 1 ppm, avantageusement inférieure à 0,1 ppm, une teneur en dioxyde de soufre inférieure à 4 ppm, et une teneur en dioxyde de carbone inférieure à 50 ppm. Le gaz traité 15 peut donc être envoyé directement à un train de liquéfaction pour produire du gaz naturel liquéfié.

[0036] Des courants de rebouilleur 163, 161 sont extraits de la colonne 35 et sont réintroduits dans la colonne 35 après réchauffage dans les échangeurs respectifs 109, 107 des rebouilleurs supérieur et inférieur 37 et 39, par échange thermique avec le courant minoritaire 111 du gaz naturel d'entrée.

[0037] Un courant de rebouilleur de fond 165 est extrait au voisinage du pied de la colonne 35. Ce courant 165 passe dans un échangeur de chaleur de fond 167 dans lequel il est réchauffé par échange thermique avec un courant de réchauffage 169 à température réglable. Le courant de rebouilleur réchauffé est ensuite réintroduit dans la colonne 35.

[0038] Un courant de fond 171 riche en hydrocarbures en C_2^+ est extrait du pied de la colonne de fractionnement 35 pour former une coupe d'hydrocarbures en C_2^+ .

[0039] Le courant de fond 171 est pompé par la pompe de fond de cuve 47 et introduit à un niveau intermédiaire P1 de la colonne de fractionnement 61.

[0040] Dans l'exemple représenté, la colonne de fractionnement 61 opère une pression comprise entre 20 et 42 bars. Dans cet exemple, la pression de la colonne de fractionnement 61 est supérieure d'au moins 1 bar à la pression de la colonne de récupération 35.

[0041] Un courant de pied 181 est extrait de la colonne de fractionnement 61 pour former la coupe 17 d'hydrocarbures en C_3^+ .

[0042] Le taux d'extraction des hydrocarbures en C_3^+ dans le procédé est supérieur à 99%. Dans tous les cas, le taux d'extraction de propane est supérieur à 99% et le taux d'extraction des hydrocarbures en C_4^+ est supérieur à 99,8%.

[0043] Le rapport molaire de l'éthane au propane dans la coupe 17 est inférieur à 2 % et notamment sensiblement égal à 0,5%.

[0044] Le courant riche en éthane 19 est soutiré directement à un niveau intermédiaire P2 situé dans la région supérieure de la colonne de fractionnement 61.

[0045] Ce courant comprend 0,57% de méthane, 97,4% d'éthane, 2% de propane et 108 ppm de dioxyde de carbone.

[0046] Le nombre de plateaux théoriques entre la tête de la colonne 61 et le niveau supérieur P2 est par exemple compris entre 1 et 7. Le niveau P2 est supérieur au niveau d'alimentation P1.

[0047] La teneur en méthane et en propane dans le courant de fond 171, et donc dans le courant 19, est réglée notamment par la température du courant de réchauffage 169 du rebouilleur de fond. Ces teneurs sont de préférence inférieures respectivement à 1% et à 2%.

[0048] Un courant de tête 183 est extrait de la tête de la colonne 61 puis refroidi dans le deuxième réfrigérant 67 pour former un courant de tête 185 refroidi et condensé au moins partiellement. Ce courant 185 est introduit dans le deuxième ballon séparateur 69 pour produire une fraction liquide 187.

[0049] La fraction liquide 187 est alors séparée en un courant de reflux primaire 189 et un courant de reflux secondaire 191.

[0050] Le courant de reflux primaire 189 est pompé pour être introduit comme reflux dans la colonne de fractionnement 35, à un niveau de tête P3 situé au dessus du niveau P2.

[0051] Le courant de reflux secondaire 191 est introduit dans le deuxième échangeur de tête 73, où il est refroidi par échange thermique avec le courant 135 puis détendu dans une vanne 193 et introduit en reflux au niveau de tête N4 de la colonne de récupération 35.

[0052] Le courant 191 contient 1,64% de méthane, 97,75% d'éthane, 0,59% de propane et 216 ppm de dioxyde de carbone.

[0053] Le taux d'extraction d'éthane, et par suite le débit d'éthane produit dans l'installation 11, est commandé en réglant le débit du courant de reflux secondaire 191 circulant à travers la vanne de détente 193, d'une part, et en réglant la pression dans la colonne de récupération 35, à l'aide des compresseurs 43 et 31 qui sont du type à vitesse variable, d'autre part.

[0054] Comme le montre le tableau 2 ci-dessous, le débit du courant riche en éthane est réglable, pratiquement sans affecter le taux d'extraction des hydrocarbures en C_3^+ .

[0055] Le procédé selon l'invention permet donc, par des moyens simples et peu coûteux, d'obtenir un débit variable et facilement réglable d'un courant riche en éthane 19 extrait du gaz naturel de départ 13, en maintenant le taux d'extraction de propane supérieur à 99%. Ce résultat est obtenu sans modification importante de l'installation dans laquelle le procédé est mis en oeuvre.

TABLEAU 2

Pression Colonne 35 (bar)	Taux d'extraction d'éthane (%)	Taux d'extraction de C ₃ (%)	Taux d'extraction de C ₄ ⁺ %	Débit courant 19 (kg/h)	Puissance totale compression (kW)
28,5	0,11	99,0	100,0	0	16367
27,7	9,87	99,0	100,0	11961	16874
26,8	19,60	99,0	100,0	23888	17672
25,2	29,33	99,0	100,0	35830	18951
24,0	39,05	99,0	100,0	47759	20086
22,0	48,77	99,0	100,0	59697	22405
20,0	58,47	99,2	100,0	71626	25485

[0056] Les valeurs des pressions, des températures et débits dans le cas où le taux de récupération d'éthane est égal à 29,33% sont données dans le tableau 3 ci-dessous.

Courant	Débit (kmol/h)	Pression (bar)	Température (°C)
13	38000	50,0	20,0
15	35872	50,0	40,0
19	1183	33,5	15,9
111	8500	49,0	- 30,6
113	38000	49,0	- 43,0
115	36690	49,0	-43,0
120	1310	25,4	-60,2
125	31690	25,4	- 68,1
128	5000	25,4	- 92,8
131	35873	24,7	- 75,5
136	1545	25,2	3,9
137	34328	25,2	- 62,5
139	35873	24,7	- 59,8
171	2856	25,4	18,3
181	944	33,0	91,1
183	3581	33,0	13,7
191	728	33,0	10,9

[0057] La composition du courant de reflux secondaire 191, plus riche en méthane que le courant d'éthane 19 soutiré de la colonne de fractionnement 61, permet notamment d'obtenir ce résultat.

[0058] De plus, lorsque le débit du courant riche en éthane 19 est réduit, la puissance totale de compression est également fortement réduite.

[0059] Par ailleurs, les récupérations de frigories au sein des échangeurs de chaleur 107, 109 des rebouilleurs latéraux 37, 39 de la colonne de récupération 35 s'adaptent de manière autonome, sans qu'il soit nécessaire de piloter les débits de fluide passant par ces échangeurs, et ce quel que soit le débits du courant riche en éthane 19 produit.

[0060] L'installation 11 selon l'invention ne requiert par ailleurs pas d'utilisation impérative d'échangeurs multiflux. Il est ainsi possible d'utiliser uniquement des échangeurs à tubes et calandre, qui augmentent la fiabilité de l'installation et diminuent le risque de bouchage.

[0061] Le gaz naturel traité 15 comporte des teneurs sensiblement nulles en hydrocarbures en C_5^+ , par exemple inférieures à 1 ppm. Par suite, si la teneur en dioxyde de carbone dans le gaz traité 15 est inférieure à 50 ppm, ce gaz 15 peut être liquéfié sans traitement ou fractionnement complémentaire.

[0062] Dans une première variante, représentée en pointillés sur la Figure, le courant de tête 183 de la colonne de fractionnement n'est pas totalement condensé dans le réfrigérant 67. Le flux gazeux 201 issu du ballon séparateur 69 est alors mélangé au courant de reflux secondaire 191, avant son passage dans le deuxième échangeur de tête 73.

[0063] Dans une autre variante (non représentée), lorsque la pression du gaz naturel de départ est très élevée, par exemple supérieure à 100 bars, la pression dans la colonne de récupération 35 est supérieure à la pression dans la colonne de fractionnement 61. Dans ce cas, le courant de fond 171 de la colonne de récupération 35 est amené dans la colonne de fractionnement 61 à travers une vanne de détente. Par ailleurs, le courant de reflux secondaire 191 est alors pompé jusqu'à la tête de la colonne de récupération 35.

Revendications

1. Procédé de production simultanée de gaz naturel traité (15), d'une coupe (17) riche en hydrocarbures en C_3^+ et, dans au moins certaines conditions de production, d'un courant (19) riche en éthane, à partir d'un gaz naturel de départ (13) comprenant du méthane, de l'éthane et des hydrocarbures en C_3^+ , le procédé comprenant les étapes suivantes :

- on refroidit et on condense partiellement le gaz naturel de départ (13) ;
- on sépare le gaz naturel refroidi (113) en un courant liquide (117) et un courant gazeux (115) ;
- on détend et on introduit le courant liquide (117) dans une colonne (35) de récupération des hydrocarbures en C_2^+ à un premier niveau intermédiaire (N1) ;
- on sépare le courant gazeux (115) en un courant d'alimentation de ladite colonne (121) et un courant de reflux (123) ;
- on détend le courant d'alimentation (121) dans une turbine (29) puis on l'introduit dans la colonne (35) à un deuxième niveau intermédiaire (N2) ;
- on refroidit et on condense au moins partiellement le courant de reflux (123) et, après détente, on l'introduit dans la colonne (35) à un troisième niveau intermédiaire (N3) ;
- on récupère le courant de tête (131) de la colonne (35) pour former le gaz naturel traité (15), et on récupère le courant de pied (171) de la colonne (35) pour former un courant liquide riche en hydrocarbures en C_2^+ ;
- on introduit ledit courant de pied (171) à un niveau d'alimentation (P1) d'une colonne de fractionnement (61) munie d'un condenseur de tête (63), le condenseur de tête comprenant un ballon séparateur produisant une fraction liquide (187), la colonne de fractionnement (61) produisant en tête le courant riche en éthane (19), et en pied ladite coupe d'hydrocarbures en C_3^+ (17) ; et
- on introduit un courant de reflux primaire (189) produit dans le condenseur de tête (63) en reflux dans la colonne de fractionnement (61) ;

caractérisé en ce que pour des taux d'extraction d'éthane inférieurs à un seuil pré-déterminé, on produit au moins un courant de reflux secondaire (191) à partir dudit condenseur de tête (63) par séparation de la fraction liquide (187) en le courant de reflux primaire (189) et en le courant de reflux secondaire (191) ;
et en ce qu'on soutire le courant riche en éthane (19) à partir d'un niveau intermédiaire (P2) de la colonne de fractionnement (61) situé au-dessus dudit niveau d'alimentation (P1) de cette colonne (61) ;
et en ce qu'on introduit en reflux ledit courant de reflux secondaire (191) produit par séparation de la fraction liquide en tête de la colonne de récupération (35).

2. Procédé selon la revendication 1, **caractérisé en ce qu'on** commande le débit du courant riche en éthane (19) par le réglage du débit du courant de reflux secondaire (191) et le réglage de la pression de la colonne de récupération (35).

3. Procédé selon la revendication 1 ou 2, **caractérisé en ce que** la colonne de fractionnement (61) comporte entre 1 et 7 plateaux théoriques au-dessus dudit niveau intermédiaire (P2).

4. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, **caractérisé en ce qu'on** refroidit le courant de reflux secondaire (191) par échange thermique avec au moins une première partie (135) du courant de tête (131) de la colonne de récupération (35).

5. Procédé selon la revendication 4, **caractérisé en ce qu'on** refroidit le courant de reflux (123) de la colonne de récupération (35) par échange thermique avec au moins une deuxième partie (133) du courant de tête (131) de la colonne de récupération (35).

6. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, **caractérisé en ce qu'on** produit le courant de reflux secondaire à partir d'un mélange d'un courant de gaz (201) et d'un courant de liquide (191) provenant du condenseur de tête (63).

7. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, **caractérisé en ce qu'on** commande la teneur maximale en méthane et en propane dans le courant riche en éthane (19) à l'aide d'un rebouilleur de fond (41) monté sur la colonne de récupération (35).

8. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, **caractérisé en ce que** la teneur en hydrocarbures en C_5^+ dans le gaz naturel traité (15) est inférieure à 1 ppm.

9. Installation (11) de production simultanée de gaz naturel traité (15) et d'une coupe (17) riche en hydrocarbures en C_3^+ et, dans au moins certaines conditions de production d'un courant (19) riche en éthane, à partir d'un gaz naturel de départ (13) comprenant du méthane, de l'éthane et des hydrocarbures en C_3^+ , l'installation (11) comprenant :

des moyens (25) de refroidissement et de condensation partielle du gaz naturel de départ (13) ;

- des moyens (27) de séparation du gaz naturel refroidi (113) pour former un courant liquide (117) et un courant gazeux (115) ;

- une colonne (35) de récupération des hydrocarbures en C_2^+ ;

- des moyens (119) de détente et d'introduction du courant liquide (117) dans la colonne de récupération (35), débouchant à un premier niveau (N1) intermédiaire de la colonne (35) ; et

- des moyens de séparation du courant gazeux (115) pour former un courant (125) d'alimentation de la colonne (35) et un courant (123) de reflux ;

- une turbine (29) de détente du courant d'alimentation (121), et des moyens d'introduction du courant (125) issu des de la turbine (29) à un deuxième niveau intermédiaire (N2) de la colonne de récupération (35) ;

- des moyens (33) de refroidissement et de condensation au moins partielle du courant de reflux (123), débouchant dans des moyens de détente (127) du courant de reflux refroidi,

- des moyens d'introduction, à un troisième niveau (N3) de la colonne de récupération (35), du courant de reflux refroidi (128) provenant des moyens de détente (127) du courant de reflux refroidi ;

- des moyens (131) de récupération du courant de tête de la colonne pour former le gaz naturel traité (15) ;

- des moyens (171) de récupération du courant de pied de la colonne pour former un courant liquide riche en hydrocarbures en C_2^+ ;

- une colonne (61) de fractionnement munie d'un condenseur de tête (63) le condenseur de tête comprenant un ballon séparateur produisant une fraction liquide ;

- des moyens (47) d'introduction dudit courant de pied (171) à un niveau d'alimentation (P1) de la colonne de fractionnement (61) ;

- des moyens de récupération du courant riche en éthane (19), situés en tête de la colonne de fractionnement (61), et des moyens de récupération de ladite coupe d'hydrocarbures en C_3^+ (17) situés en pied de la colonne de fractionnement (61) ; et

- des moyens (71) d'introduction d'un courant de reflux primaire (189) produit dans le condenseur de tête (63) comme reflux dans la colonne de fractionnement (61) ;

caractérisée en ce que l'installation comprend des moyens de production, pour des taux d'extraction d'éthane du gaz naturel de départ inférieurs à un seuil prédéterminé, d'un courant (191) de reflux secondaire provenant du condenseur de tête (63) par séparation de la fraction liquide en le courant de reflux primaire et en le courant de reflux secondaire ; **en ce que** les moyens de récupération d'un courant riche en éthane (19) sont piqués à un niveau intermédiaire (P2) de la colonne de fractionnement (61) situé au-dessus dudit niveau d'alimentation (P1) de cette colonne (01) ;

et **en ce que** l'installation (11) comprend des moyens (193) d'introduction du courant de reflux secondaire (191) produit par séparation de la fraction liquide en reflux dans la colonne de récupération (35).

10. Installation (11) selon la revendication 9, **caractérisée en ce qu'elle** comprend des moyens de commande du débit du courant riche en éthane comprenant des moyens (193) de réglage du débit du courant de reflux secondaire

(191) et des moyens de réglage (43, 31) de la pression dans la colonne de récupération (35).

11. Installation (11) selon la revendication 9 ou 10, **caractérisée en ce que** la colonne de fractionnement (61) comporte entre 1 et 7 plateaux théoriques au-dessus dudit niveau intermédiaire (P2).

12. Installation (11) selon l'une quelconque des revendications 9 à 11, **caractérisée en ce qu'elle** comprend des moyens (73) de refroidissement du courant de reflux secondaire (191) qui mettent ce courant (191) en relation d'échange thermique avec au moins une partie (135) du courant de tête (131) de la colonne de récupération (35).

13. Installation (11) selon la revendication 12, **caractérisée en ce qu'elle** comprend des moyens (33) de refroidissement du courant de reflux (123) de la colonne de récupération (35) qui mettent ce courant (123) en relation d'échange thermique avec au moins une partie (133) du courant de tête (131) de la colonne de récupération (35).

14. Installation (11) selon l'une quelconque des revendications 9 à 13, **caractérisée en ce que** les moyens de production du courant de reflux secondaire (191) comportent des moyens de mélange d'un courant de gaz (201) et d'un courant de liquide (191) provenant du condenseur de tête (63).

15. Installation (11) selon l'une quelconque des revendications 9 à 14, **caractérisée en ce qu'elle** comprend des moyens (167, 169) de commande de la teneur maximale en méthane et en propane dans le courant riche en éthane (19) comportant un rebouilleur de fond (41) monté sur la colonne de récupération (35).

Claims

1. Process for simultaneously producing treated natural gas (15), a fraction (17) rich in C_3^+ hydrocarbons and, under at least some production conditions, a current (19) rich in ethane, from a starting natural gas (13) comprising methane, ethane and C_3^+ hydrocarbons, the process comprising the following steps:

- the starting natural gas (13) is cooled and partially condensed;
- the cooled natural gas (113) is separated into a liquid current (117) and a gaseous current (115);
- expansion takes place and the liquid current (117) is introduced into a column (35) for recovering C_2^+ hydrocarbons at a first intermediate level (N1);
- the gaseous current (115) is separated into a feed current for said column (121) and a reflux current (123);
- the feed current (121) is expanded in a turbine (29) then introduced into the column (35) at a second intermediate level (N2);
- the reflux current (123) is cooled and at least partly condensed and, after expansion, it is introduced into the column (35) at a third intermediate level (N3);
- the head current (131) of the column (35) is recovered to form the treated natural gas (15), and the bottoms current (171) of the column (35) is recovered to form a liquid current rich in C_2^+ hydrocarbons;
- the bottoms current (171) is introduced at a feed level (P1) of a fractionation column (61) provided with a head condenser (63), the head condenser comprising a separating flask producing a liquid fraction (187), the fractionation column (61) producing at the top the ethane-rich current (19) and at the bottom the C_3^+ hydrocarbon fraction (17); and
- a primary reflux current (189) produced in the head condenser (63) is refluxed into the fractionation column (61);

characterised in that

for ethane extraction levels below a predetermined threshold, at least one secondary reflux current (191) is produced from the head condenser (63) by separating the liquid fraction (187) into the primary reflux current (189) and the secondary reflux current (191);

and **in that** the ethane-rich current (19) is drawn off from an intermediate level (P2) of the fractionation column (61) located above the feed level (P1) of this column (61);

and **in that** the secondary reflux current (191) produced by separating the liquid fraction at the head of the recovery column (35) is refluxed.

2. Process according to claim 1; **characterised in that** the flow rate of the ethane-rich current (19) is controlled by regulating the flow rate of the secondary reflux current (191) and regulating the pressure of the recovery column (35).

3. Process according to claim 1 or 2, **characterised in that** the fractionation column (61) comprises between 1 and 7 theoretical trays about said intermediate level (P2).

5 4. Process according to any one of the preceding claims, **characterised in that** the secondary reflux current (191) is cooled by heat exchange with at least a first part (135) of the head current (131) of the recovery column (35).

5. Process according to claim 4, **characterised in that** the reflux current (123) of the recovery column (35) is cooled by heat exchange with at least a second part (133) of the head current (131) of the recovery column (35).

10 6. Process according to any one of the preceding claims, **characterised in that** the secondary reflux current is produced from a mixture of a gas current (201) and a liquid current (191) coming from the head condenser (63).

15 7. Process according to any one of the preceding claims, **characterised in that** the maximum content of methane and propane in the ethane-rich current (19) is controlled using a base reboiler (41) mounted on the recovery column (35).

8. Process according to any one of the preceding claims, **characterised in that** the content of C_5^+ hydrocarbons in the treated natural gas (15) is less than 1 ppm.

20 9. Installation (11) for simultaneously producing treated natural gas (15) and a fraction (17) rich in C_3^+ hydrocarbons and, under at least some production conditions, a current (19) rich in ethane, from a starting natural gas (13) comprising methane, ethane and C_3^+ hydrocarbons, the installation comprising:

- means (25) for cooling and partially condensing the starting natural gas (13);
- 25 - means (27) for separating the cooled natural gas (113) to form a liquid current (117) and a gaseous current (115);
- a column (35) for recovering C_2^+ hydrocarbons;
- means (119) for expanding and introducing the liquid current (117) into the recovery column (35), opening out at a first intermediate level (N1) of the column (35); and
- 30 - means for separating the gaseous current (115) to form a feed current (125) for the column (35) and a reflux current (123);
- turbine (29) for expanding the feed current (121) and means for introducing the current obtained from the turbine (29) at a second intermediate level (N2) of the recovery column (35);
- means (33) for cooling and at least partly condensing the reflux current (123), opening into expansion means (127) for the cooled reflux current,
- 35 - means for introducing, at a third intermediate level (N3) of the recovery column (35), the cooled reflux current coming from the expansion means (127) for the cooled reflux current;
- means (131) for recovering the head current of the column to form the treated natural gas (15);
- means (171) for recovering the bottoms current of the column to form a liquid current rich in C_2^+ hydrocarbons;
- a fractionation column (61) provided with a head condenser (63), the head condenser comprising a separating flask producing a liquid fraction;
- 40 - means (47) for introducing said bottoms current (171) at a feed level (P1) of the fractionation column (61);
- means for recovering the ethane-rich current (19), which are situated at the top of the fractionation column (61), and means for recovering the C_3^+ hydrocarbon fraction (17), which are situated at the bottom of the fractionation column (61); and
- 45 - means (71) for introducing a primary reflux current (189) produced in the head condenser (63) as a reflux into the fractionation column (61);

characterised in that the installation comprises means for producing, for levels of ethane extraction from the starting natural gas below a predetermined threshold, a secondary reflux current (191) coming from the head condenser (63) by separating the liquid fraction (187) into the primary reflux current (189) and the secondary reflux current (191); and **in that** the means for recovering an ethane-rich current (19) are branched from an intermediate level (P2) of the fractionation column (61) located above the feed level (P1) of this column (61); and **in that** the installation (11) comprises means (193) for introducing the secondary reflux current (191) produced by separating the liquid fraction in reflux in the recovery column (35).

55 10. Installation (11) according to claim 9, **characterised in that** it comprises means for controlling the flow rate of the ethane-rich current, comprising means (193) for regulating the flow rate of the secondary reflux current (191) and means for regulating (43, 31) the pressure in the recovery column (35).

11. Installation (11) according to claim 9 or 10, **characterised in that** the fractionation column (61) comprises between 1 and 7 theoretical trays above said intermediate level (P2).
12. Installation (11) according to any one of claims 9 to 11, **characterised in that** it comprises means (73) for cooling the secondary reflux current (191) which bring this current (191) into a heat exchange relationship with at least part (135) of the head current (131) of the recovery column (35).
13. Installation (11) according to claim 12, **characterised in that** it comprises means (33) for cooling the reflux current (123) of the recovery column (35) which bring this current (123) into a heat exchange relationship with at least part (133) of the head current (131) of the recovery column (35).
14. Installation (11) according to any one of claims 9 to 13, **characterised in that** the means for producing the secondary reflux current (191) comprise means for mixing a gas current (201) and a liquid current (191) coming from the head condenser (63).
15. Installation (11) according to any one of claims 9 to 14, **characterised in that** it comprises means (167,169) for controlling the maximum content of methane and propane in the ethane-rich current (19), comprising a base reboiler (41) mounted on the recovery column (35).

Patentansprüche

1. Verfahren für die gleichzeitige Produktion von behandeltem Erdgas (15), einem Schnitt (17), der reich an C_3^+ -Kohlenwasserstoffen ist, und, zumindest unter bestimmten Produktionsbedingungen, eines Stroms (19), der reich an Ethan ist, ausgehend von einem Ausgangs-Erdgas (13), das Methan, Ethan und C_3^+ -Kohlenwasserstoffe aufweist, wobei das Verfahren die folgenden Schritte aufweist:
- Abkühlen und teilweise Kondensieren des Ausgangs-Erdgases (13),
 - Trennen des abgekühlten Erdgases (113) in einen flüssigen Strom (117) und einen gasförmigen Strom (115),
 - Entspannen und Einführen des flüssigen Stroms (117) in eine Kolonne (35) zur Wiedergewinnung der C_2^+ -Kohlenwasserstoffe auf einer ersten Zwischenebene (N1),
 - Trennen des gasförmigen Stroms (115) in einen Einspeisungsstrom der Kolonne (121) und einen Rückfluss-Strom (123),
 - Entspannen des Einspeisungsstroms (121) in einer Turbine (29) und anschließend Einführen desselben in die Kolonne (35) auf einer zweiten Zwischenebene (N2),
 - Abkühlen und zumindest teilweise Kondensieren des Rückfluss-Stroms (123) und, nach dem Entspannen, Einführen desselben in die Kolonne (35) auf einer dritten Zwischenebene (N3),
 - Wiedergewinnen des Kopfstroms (131) der Kolonne, um das behandelte Erdgas (15) zu bilden, und Wiedergewinnen des Sumpfstroms (171) der Kolonne (35), um einen flüssigen Strom zu bilden, der reich an C_2^+ -Kohlenwasserstoffen ist,
 - Einführen des Sumpfstroms (171) auf einer Einspeisungsebene (P1) einer Fraktionier-Kolonne (61), die mit einem Kopf-Kondensator (63) versehen ist, wobei der Kopf-Kondensator einen Separator-Ballon aufweist, der eine flüssige Fraktion (187) produziert, wobei die Fraktionier-Kolonne (61) am Kopf den ethanreichen Strom (19) und im Sumpf den Schnitt aus C_3^+ -kohlenwasserstoffen (17) produziert, und
 - Einführen eines Primär-Rückfluss-Stroms (189), der in dem Kopf-Kondensator (63) beim Rückfluss in die Fraktionier-Kolonne (61) produziert wird,
 - **dadurch gekennzeichnet, dass** für Ethan-Extraktionsraten, die kleiner als eine vorbestimmte Schwelle sind, mindestens ein sekundärer Rückfluss-Strom (191) ausgehend von dem Kopf-Kondensator (63) produziert wird, durch Trennen der flüssigen Fraktion (187) in den primären Rückfluss-Strom (189) und in den sekundären Rückfluss-Strom (191),
 - und dass der ethanreiche Strom (19) ausgehend von einer Zwischenebene (P2) der Fraktionier-Kolonne (61), die über der Einspeisungs-Ebene (P1) der Kolonne (61) positioniert ist, abgezogen wird,
 - und dass beim Rückfluss der sekundäre Rückfluss (191), der durch Trennen der flüssigen Fraktion produziert wird, am Kopf der Wiedergewinnungs-Kolonne (35) eingeführt wird.
2. Verfahren gemäß Anspruch 1, **dadurch gekennzeichnet, dass** der Durchfluss des ethanreichen Stroms (19) durch Regulieren des Durchflusses des sekundären Rückfluss-Stroms (191) und durch Regulieren des Drucks der Wiedergewinnungs-Kolonne (35) gesteuert wird.

3. Verfahren gemäß Anspruch 1 oder 2, **dadurch gekennzeichnet, dass** die Fraktionier-Kolonne (61) zwischen 1 und 7 theoretische Böden über der Zwischenebene (P2) aufweist.
- 5 4. Verfahren gemäß einem der vorhergehenden Ansprüche, **dadurch gekennzeichnet, dass** der sekundäre Rückfluss-Strom (191) durch Wärmetausch mit mindestens einem ersten Teil (135) des Kopfstroms (131) der Wiedergewinnungs-Kolonne (35) abgekühlt wird.
- 10 5. Verfahren gemäß Anspruch 4, **dadurch gekennzeichnet, dass** der Rückfluss-Strom (123) der Wiedergewinnungs-Kolonne (35) durch Wärmetausch mit mindestens einem zweiten Teil (133) des Kopfstroms (131) der Wiedergewinnungs-Kolonne (35) abgekühlt wird.
- 15 6. Verfahren gemäß einem der vorhergehenden Ansprüche, **dadurch gekennzeichnet, dass** der sekundäre Rückfluss-Strom ausgehend von einem Gemisch aus einem Gas-Strom (201) und einem flüssigen Strom (191) aus dem Kopf-Kondensator (63) produziert wird.
- 20 7. Verfahren gemäß einem der vorhergehenden Ansprüche, **dadurch gekennzeichnet, dass** der maximale Gehalt an Methan und Propan in dem ethanreichen Strom (19) mit Hilfe eines Sumpfverdampfers (41) gesteuert wird, der an der Wiedergewinnungs-Kolonne (35) montiert ist.
- 25 8. Verfahren gemäß einem der vorhergehenden Ansprüche, **dadurch gekennzeichnet, dass** der Gehalt an C_5^+ -Kohlenwasserstoffen in dem behandelten Erdgas (15) kleiner als 1 ppm ist.
- 30 9. Anlage (11) für die gleichzeitige Produktion eines behandelten Erdgases (15) und eines Schnitts (17), der reich an C_3^+ -Kohlenwasserstoffen ist, und unter zumindest bestimmten Produktionsbedingungen eines ethanreichen Stroms (19), ausgehend von einem Ausgangs-Erdgas (13), das Methan, Ethan und C_3^+ -Kohlenwasserstoffe aufweist, wobei die Anlage (11) aufweist:
 - Mittel (25) zum Abkühlen und zum teilweisen Kondensieren des Ausgangs-Erdgases (13),
 - Mittel (27) zum Trennen des abgekühlten Erdgases (113), um einen flüssigen Strom (117) und einen gasförmigen Strom (115) zu bilden,
 - eine Kolonne (35) zur Wiedergewinnung der C_2^+ -Kohlenwasserstoffe,
 - Mittel (119) zum Entspannen und Einführen des flüssigen Stroms (117) in die Wiedergewinnungs-Kolonne (35), der in eine erste Zwischenebene (N1) der Kolonne (35) mündet, und
 - Mittel zum Trennen des gasförmigen Stroms (115), um einen Strom (125) zum Einspeisen in Kolonne (35) und einen Rückfluss-Strom (123) zu bilden,
 - eine Turbine (29) zum Entspannen des Einspeisungs-Stroms (121) und Mittel zum Einführen des Stroms (125), der aus der Turbine (29) stammt, auf einer zweiten Zwischenebene (N2) der Wiedergewinnungs-Kolonne (35),
 - Mittel (33) zum Abkühlen und zumindest teilweisen Kondensieren des Rückfluss-Stroms (123), der in Mittel zum Entspannen (127) des abgekühlten Rückfluss-Stroms mündet,
 - Mittel zum Einführen des abgekühlten Rückfluss-Stroms (128), der von den Mitteln zum Entspannen (127) des abgekühlten Rückfluss-Stroms kommt, auf einer dritten Ebene (N3) der Wiedergewinnungs-Kolonne (35),
 - Mittel (131) zur Wiedergewinnung des Kopfstroms der Kolonne, um das behandelte Erdgas (15) zu bilden,
 - Mittel (171) zur Wiedergewinnung des Sumpfstroms der Kolonne, um einen flüssigen Strom zu bilden, der reich an C_2^+ -Kohlenwasserstoffen ist,
 - eine Fraktionier-Kolonne (61), die mit einem Kopf-Kondensator (63) versehen ist, wobei der Kopf-Kondensator einen Separator-Ballon aufweist, der eine flüssige Fraktion produziert,
 - Mittel (47) zum Einführen des Sumpfstroms (171) in einer Einspeisungsebene (P1) der Fraktionier-Kolonne (61),
 - Mittel zur Wiedergewinnung des ethanreichen Stroms (19), die am Kopf der Fraktionier-Kolonne (61) positioniert sind, und Mittel zur Wiedergewinnung des Schnitts (17) von C_3^+ -Kohlenwasserstoffen, die im Sumpf der Fraktionier-Kolonne (61) positioniert sind, und
 - Mittel (71) zum Einführen eines primären Rückfluss-Stroms (189), der in dem Kopf-Kondensator (63) produziert wird, als Rückfluss in die Fraktionier-Kolonne (61),

dadurch gekennzeichnet, dass die Anlage aufweist: Mittel zur Produktion für Ethan-Extraktionsraten des Ausgangs-Erdgases, die kleiner als eine vorbestimmte Schwelle sind, eines sekundären Rückfluss-Stroms (191), der aus dem Kopf-Kondensator (63) stammt, durch Teilen der flüssigen Fraktion in den primären Rückfluss-Strom und

in den sekundären Rückfluss-Strom,
und dass die Mittel zur Wiedergewinnung eines ethanreichen Stroms (19) auf einer Zwischenebene (P2) der Fraktionier-Kolonne (61), die über der Einspeisungsebene (P1) der Kolonne (61) positioniert ist, angezapft sind,
und dass die Anlage (11) Mittel (193) aufweist, zum Einführen des sekundären Rückfluss-Stroms (191), der durch
Trennen der flüssigen Fraktion hergestellt wird, in den Rückfluss in der Wiedergewinnungs-Kolonne (35).

10. Anlage (11) gemäß Anspruch 9, **dadurch gekennzeichnet, dass** sie Mittel zum Steuern des Durchflusses des ethanreichen Stroms aufweist, die Mittel (193) zum Regulieren des Durchflusses des sekundären Rückfluss-Stroms (191) und Mittel zum Regulieren (43, 31) des Drucks in der Wiedergewinnungs-Kolonne (35) aufweisen.

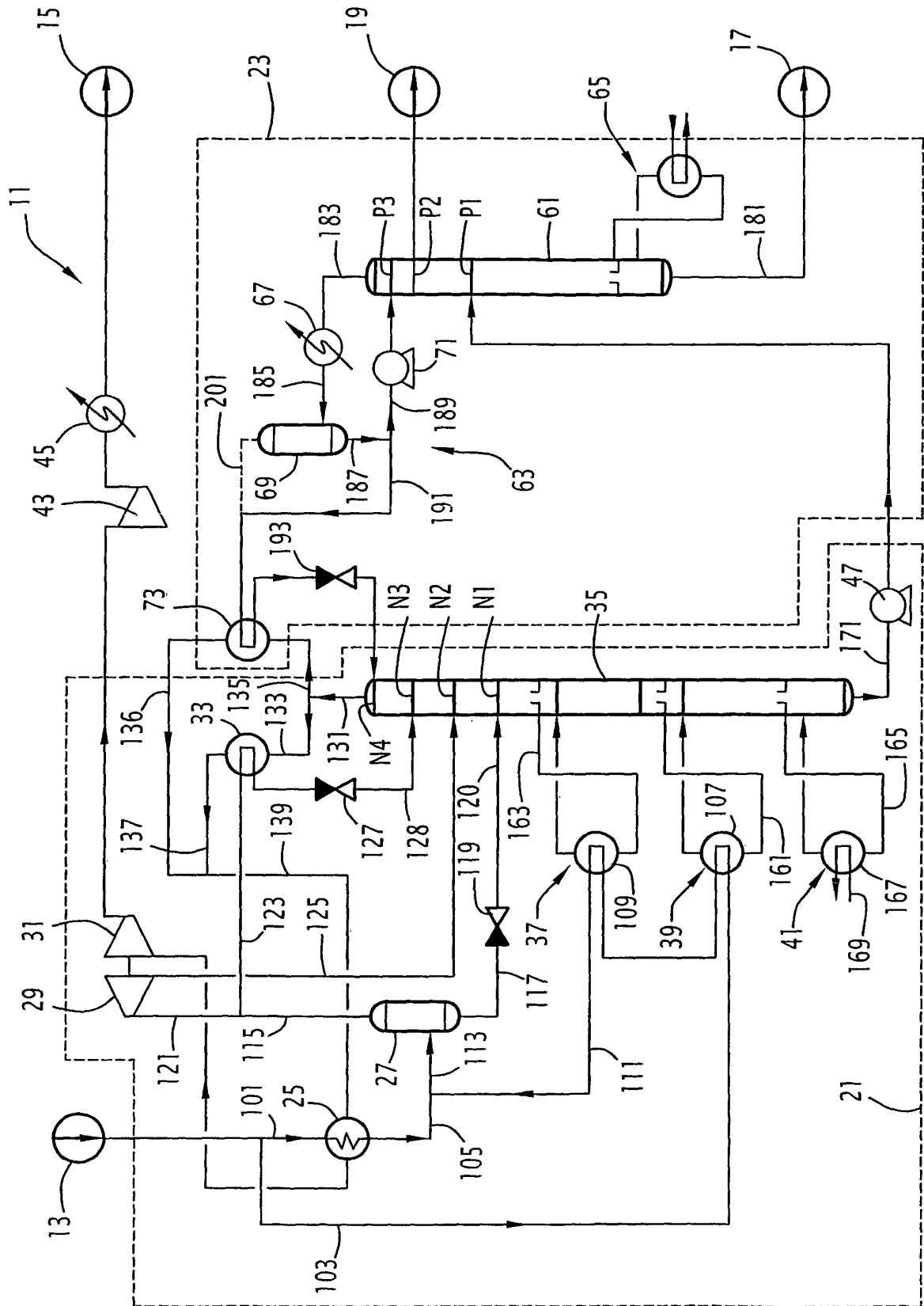
11. Anlage (11) gemäß Anspruch 9 oder 10, **dadurch gekennzeichnet, dass** die Fraktionier-Kolonne (61) zwischen 1 und 7 theoretische Böden über der Zwischenebene (P2) aufweist.

12. Anlage (11) gemäß einem der Ansprüche 9 bis 11, **dadurch gekennzeichnet, dass** sie Mittel (73) zum Abkühlen des sekundären Rückfluss-Stroms (191) aufweist, die den Strom (191) in ein Wärmetausch-Verhältnis mit zumindest einem Teil (135) des Kopfstroms (131) der Wiedergewinnungs-Kolonne (35) setzen.

13. Anlage (11) gemäß Anspruch 12, **dadurch gekennzeichnet, dass** sie Mittel (33) zum Abkühlen des Rückfluss-Stroms (123) der Wiedergewinnungs-Kolonne (35) aufweist, die den Strom (123) in ein Wärmetausch-Verhältnis mit zumindest einem Teil (133) des Kopfstroms (131) der Wiedergewinnungs-Kolonne (35) setzen.

14. Anlage (11) gemäß einem der Ansprüche 9 bis 13, **dadurch gekennzeichnet, dass** die Mittel zur Produktion des sekundären Rückfluss-Stroms (191) Mittel zum Mischen eines Gas-Stroms (201) und eines flüssigen Stroms (191) aus dem Kopf-Kondensator (63) aufweisen.

15. Anlage gemäß einem der Ansprüche 9 bis 14, **dadurch gekennzeichnet, dass** sie Mittel (167,169) zum Steuern des maximalen Gehaltes an Methan und Propan in dem ethanreichen Strom (19) aufweist, einen Sumpfvaporator (41) aufweisend, der an der Wiedergewinnungs-Kolonne (35) montiert ist.



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 20030029190 A [0002]
- WO 03100334 A [0002]

Littérature non-brevet citée dans la description

- **WILKINSON et al.** Next Generation Processes for NGULPG Recovery. 77th Convention of the Gas Processor Association, 16 Mars 1998 [0004]
- *GPA Europe Annual Conference*, 25 Septembre 2002 [0004]