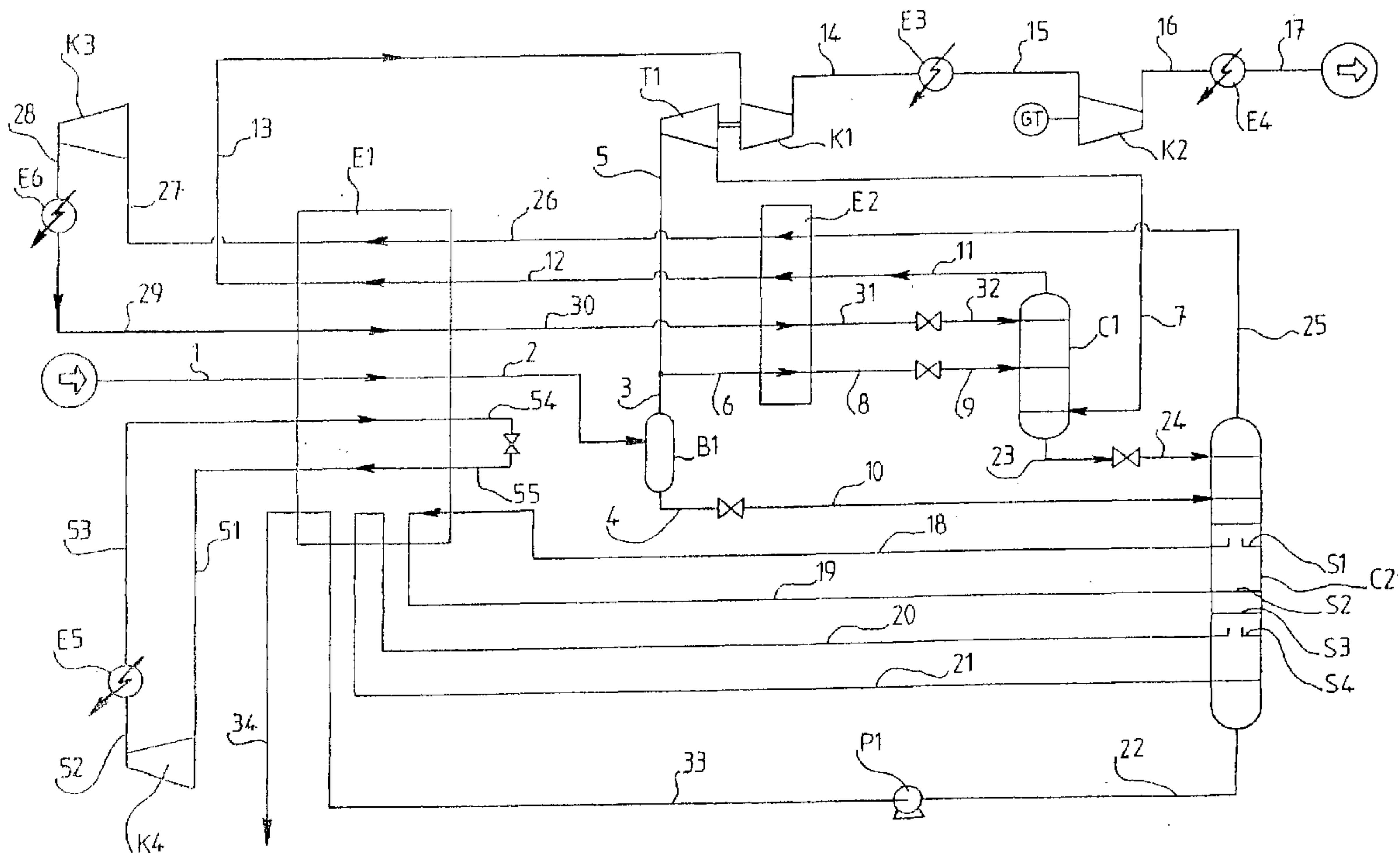




(86) Date de dépôt PCT/PCT Filing Date: 2002/10/11
(87) Date publication PCT/PCT Publication Date: 2003/05/08
(85) Entrée phase nationale/National Entry: 2004/04/23
(86) N° demande PCT/PCT Application No.: FR 2002/003490
(87) N° publication PCT/PCT Publication No.: 2003/038358
(30) Priorité/Priority: 2001/10/31 (01/14141) FR

(51) Cl.Int.⁷/Int.Cl.⁷ F25J 3/02
(71) Demandeur/Applicant:
TECHNIP-FRANCE, FR
(72) Inventeur/Inventor:
PARADOWSKI, HENRI, FR
(74) Agent: OGILVY RENAULT

(54) Titre : PROCEDE ET INSTALLATION DE SEPARATION D'UN GAZ CONTENANT DU METHANE ET DE L'ETHANE
A DEUX COLONNES FONCTIONNANT SOUS DEUX PRESSIONS DIFFERENTES
(54) Title: METHOD AND INSTALLATION FOR SEPARATING A GAS CONTAINING METHANE AND ETHANE WITH
TWO COLUMNS OPERATING AT TWO DIFFERENT PRESSURES



(57) **Abrégé/Abstract:**

L'invention concerne un procédé de séparation d'un gaz d'alimentation (1) sec, comprenant majoritairement du méthane, de l'éthane et du propane, en un premier produit (17) relativement plus volatil, dit gaz traité, et un second produit (34) relativement moins volatil dénommé coupe C2 plus, comprenant: (i) une opération de refroidissement du gaz d'alimentation(1) en un gaz refroidi (2), (ii) une opération de séparation et de traitement du gaz refroidi (2) issu de l'opération (i), (iii) une opération de distillation dans un dispositif de distillation (C3), et l'installation correspondante. Selon l'invention, le dispositif de distillation (C3) comprend au moins des première et seconde colonnes à distiller (C1) et (C2) fonctionnant à des pressions différentes.



(12) DEMANDE INTERNATIONALE PUBLIÉE EN VERTU DU TRAITÉ DE COOPÉRATION
EN MATIÈRE DE BREVETS (PCT)(19) Organisation Mondiale de la Propriété
Intellectuelle
Bureau international(43) Date de la publication internationale
8 mai 2003 (08.05.2003)

PCT

(10) Numéro de publication internationale
WO 03/038358 A1(51) Classification internationale des brevets⁷ : F25J 3/02

(21) Numéro de la demande internationale :

PCT/FR02/03490

(22) Date de dépôt international :

11 octobre 2002 (11.10.2002)

(25) Langue de dépôt :

français

(26) Langue de publication :

français

(30) Données relatives à la priorité :

01/14141

31 octobre 2001 (31.10.2001)

FR

(71) Déposant (pour tous les États désignés sauf US) :
TECHNIP-COFLEXIP [FR/FR]; Immeuble Technip, La
Défense 6, 170, place Henri Régault, F-92973 Paris La
Défense Cedex (FR).

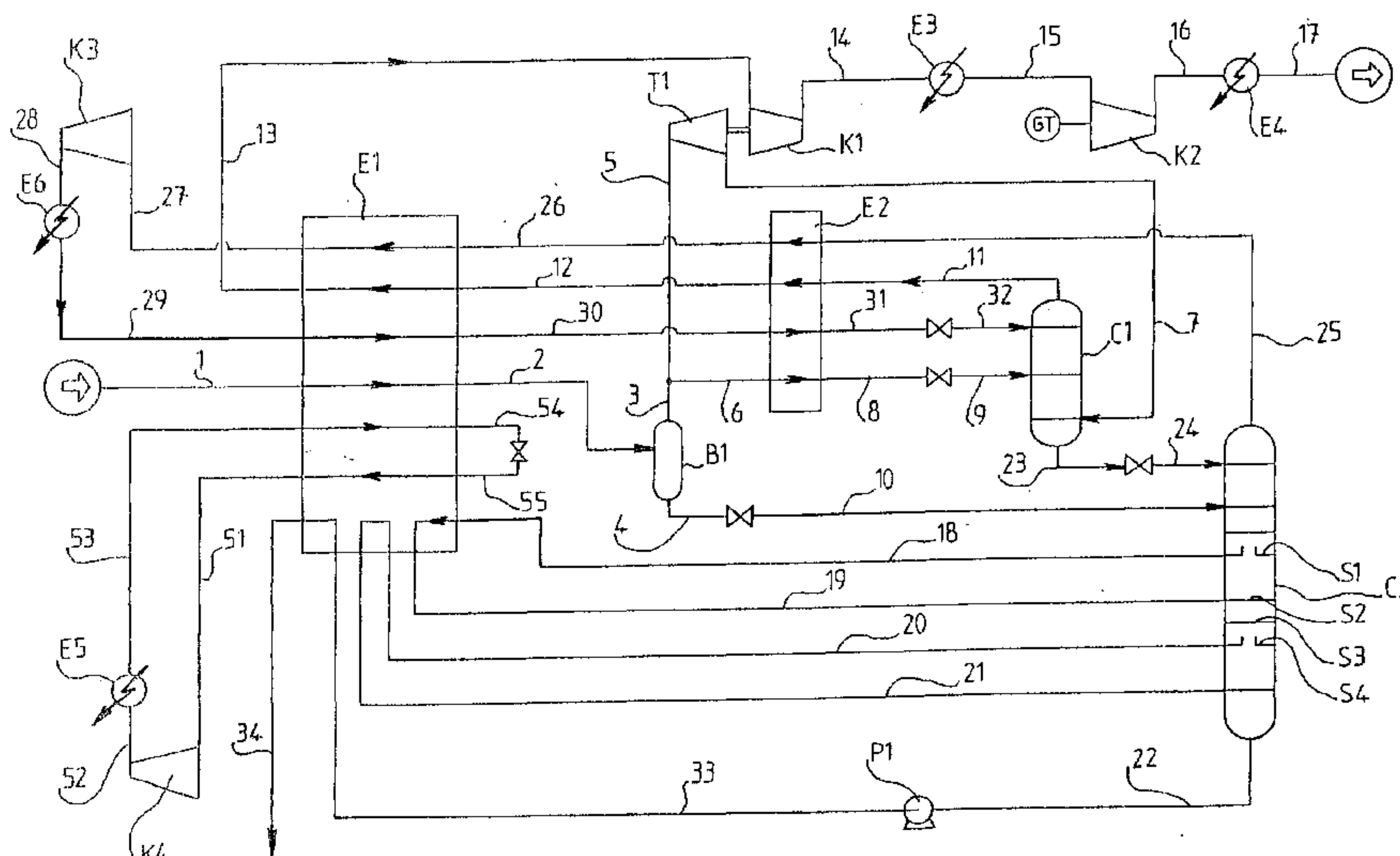
(72) Inventeur; et

(75) Inventeur/Déposant (pour US seulement) : **PARAD-
OWSKI, Henri** [FR/FR]; 32, rue Serpente, F-95800 Cergy
(FR).(74) Mandataires : **BLOT, Philippe** etc.; Cabinet Lavoix, 2,
place d'Estienne d'Orves, F-75441 Paris Cedex 09 (FR).(81) États désignés (national) : AE, CA, CN, DZ, ID, NO, RU,
TT, US.(84) États désignés (régional) : brevet européen (AT, BE, BG,
CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, IE, IT, LU,
MC, NL, PT, SE, SK, TR).

Publiée :

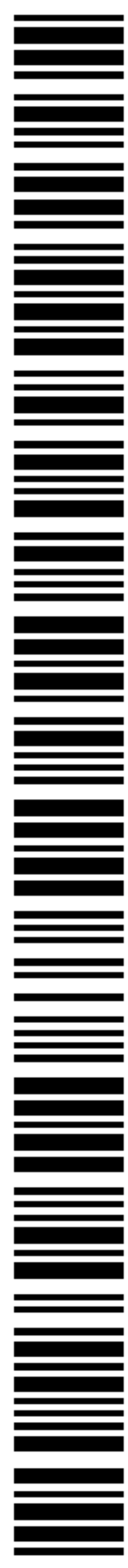
— avec rapport de recherche internationale
— avant l'expiration du délai prévu pour la modification des
revendications, sera republiée si des modifications sont
reçues

[Suite sur la page suivante]

(54) Title: METHOD AND INSTALLATION FOR SEPARATING A GAS CONTAINING METHANE AND ETHANE WITH
TWO COLUMNS OPERATING AT TWO DIFFERENT PRESSURES(54) Titre : PROCEDE ET INSTALLATION DE SEPARATION D'UN GAZ CONTENANT DU METHANE ET DE L'ETHANE
A DEUX COLONNES FONCTIONNANT SOUS DEUX PRESSIONS DIFFERENTES

(57) Abstract: The invention relates to a method of separating a dry feed gas (1) containing mostly methane, ethane and propane into a first product (17), called the treated gas, which is relatively more volatile, and a second product (34), called fraction C2 plus, which is relatively less volatile. The inventive method comprises: (i) an operation involving the cooling of the supply gas (1) into a cooled gas (2); (ii) an operation whereby the cooled gas (2) from operation (i) is separated and treated; and (iii) distillation in a distillation device (C3). The invention also relates to the corresponding installation. According to the invention, the distillation device (C3) comprises at least first and second distillation columns, (C1) and (C2), which operate at different pressures.

[Suite sur la page suivante]



WO 03/038358 A1

WO 03/038358 A1

En ce qui concerne les codes à deux lettres et autres abréviations, se référer aux "Notes explicatives relatives aux codes et abréviations" figurant au début de chaque numéro ordinaire de la Gazette du PCT.

(57) Abrégé : L'invention concerne un procédé de séparation d'un gaz d'alimentation (1) sec, comprenant majoritairement du méthane, de l'éthane et du propane, en un premier produit (17) relativement plus volatil, dit gaz traité, et un second produit (34) relativement moins volatil dénommé coupe C2 plus, comprenant: (i) une opération de refroidissement du gaz d'alimentation(1) en un gaz refroidi (2), (ii) une opération de séparation et de traitement du gaz refroidi (2) issu de l'opération (i), (iii) une opération de distillation dans un dispositif de distillation (C3), et l'installation correspondante. Selon l'invention, le dispositif de distillation (C3) comprend au moins des première et seconde colonnes à distiller (C1) et (C2) fonctionnant à des pressions différentes.

PROCEDE ET INSTALLATION DE SEPARATION D'UN GAZ CONTENANT DU METHANE ET DE L'ETHANE A DEUX COLONNES FONCTIONNANT SUR DEUX PRESSIONS DIFFERENTES

La présente invention concerne de façon générale et selon un premier aspect les méthodes de séparation d'un gaz d'alimentation sec comprenant majoritairement du méthane, de l'éthane et du propane, typiquement du gaz naturel, et dans un second aspect les installations industrielles et les équipements permettant de mettre en œuvre ces procédés.

Plus précisément, l'invention concerne selon un premier aspect un procédé de séparation d'un gaz d'alimentation sec, comprenant majoritairement du méthane, de l'éthane et du propane, en un premier produit relativement plus volatil, dit gaz traité, et un second produit relativement moins volatil dénommé coupe C2 plus, comprenant :

- (i) une opération de refroidissement du gaz d'alimentation en un gaz refroidi,
- (ii) une opération de séparation et de traitement du gaz refroidi issu de l'opération (i), ce gaz refroidi étant séparé en un premier flux de pied essentiellement liquide et un premier flux de tête essentiellement gazeux, le premier flux de pied étant ensuite au moins partiellement détendu pour former un premier flux de pied refroidi, le premier flux de tête étant séparé en un flux principal et un flux secondaire, le flux principal étant détendu dans une turbine pour former un flux principal détendu, et le flux secondaire étant refroidi dans un échangeur puis détendu pour former un flux secondaire détendu,
- (iii) une opération de distillation dans un dispositif de distillation produisant un second flux de tête et un second flux de pied, le dispositif de distillation étant alimenté par au moins une partie du flux principal détendu, par au moins une partie du flux de pied refroidi, et par au moins une partie du flux secondaire détendu, le flux de pied refroidi étant à une température relativement moins froide que le flux principal détendu et le flux secondaire détendu étant à une température relativement plus froide que le flux principal détendu,

le second flux de tête refroidissant le flux secondaire dans l'échangeur puis, après réchauffage et une pluralité d'étapes de compression et de refroidissement, constituant le premier produit, le second flux de pied après compression et réchauffage constituant le second produit.

Selon un second aspect, l'invention concerne une installation de séparation d'un gaz d'alimentation sec, comprenant majoritairement du méthane, de l'éthane et du propane, en un premier produit, dit gaz traité, relativement plus volatil, et un second produit dénommé coupe C2 plus relativement moins volatil, comprenant :

- (i) des moyens pour le refroidissement du gaz d'alimentation en un gaz refroidi,
- 15 (ii) des moyens pour la séparation et de traitement du gaz refroidi issu de l'étape (i), ce gaz refroidi étant séparé en un premier flux de pied essentiellement liquide et un premier flux de tête essentiellement gazeux, le premier flux de pied étant ensuite au moins partiellement détendu pour former un premier flux de pied refroidi, le premier flux de tête étant séparé en un flux principal et un flux secondaire, le flux principal étant détendu dans une turbine pour former un flux principal détendu, et le flux secondaire étant refroidi dans un échangeur puis détendu pour former un flux secondaire détendu,
- 25 (iii) un dispositif de distillation produisant un second flux de tête et un second flux de pied, le dispositif de distillation étant alimenté par au moins une partie du flux principal détendu, par au moins une partie du flux de pied refroidi, et par au moins une partie du flux secondaire détendu, le flux de pied refroidi étant à une température relativement moins froide que le flux principal détendu et le flux secondaire détendu étant à une température relativement plus froide que le flux principal détendu, le second flux de tête refroidissant le flux secondaire dans l'échangeur puis, après réchauffage et une pluralité d'étapes de compression et
- 30
- 35

de refroidissement, constituant le premier produit, le second flux de pied après compression et réchauffage constituant le second produit.

5 Ce procédé et l'installation qui le met en œuvre sont connus de l'art antérieur, en particulier par le brevet US 4 157 904. Ce brevet révèle plusieurs procédés et leurs installations correspondantes présentant les caractéristiques décrites ci-dessus, ces procédés prévoyants en plus de mélanger une partie du premier flux
10 de pied au flux secondaire avant refroidissement, détente et alimentation dans le dispositif de distillation.

Le dispositif de distillation utilisé par ces procédés est constitué d'une colonne à distiller. Le flux secondaire est introduit en tête de colonne et joue le
15 rôle de reflux et le flux principal est introduit à un étage intermédiaire. Le premier flux de pied refroidi est introduit à un étage inférieur au flux principal.

Le haut de la colonne, entre l'étage d'introduction du flux principal et l'étage d'introduction du flux
20 secondaire, joue le rôle de zone d'extraction des hydrocarbures en C2 et plus du flux principal, et le bas de la colonne, en dessous de l'étage d'introduction du flux principal, joue le rôle de zone d'élimination du méthane.

25 Les rendements d'extraction de l'éthane et du propane peuvent être augmentés en abaissant le profil de température de la colonne. Ceci est coûteux en énergie si on augmente simplement la puissance du cycle de réfrigération utilisé pour refroidir le gaz
30 d'alimentation.

Une autre façon d'abaisser ce profil est de détendre plus fortement les flux alimentant la colonne à distiller, ce qui refroidit ces flux mais diminue également la pression de fonctionnement de la colonne. La
35 puissance nécessaire pour recomprimer le premier produit va donc augmenter.

Le brevet US 4 157 904 propose des schémas permettant d'abaisser ce profil en optimisant le rendement énergétique, principalement en mélangeant une partie du premier flux de pied au flux secondaire avant
5 refroidissement, détente et alimentation dans le dispositif de distillation, ce qui, du fait des caractéristiques physico-chimiques de ces flux, permet d'atteindre des températures d'alimentation de la colonne à distiller plus basses, sans pénaliser la pression de
10 fonctionnement.

En revanche, le reflux, constitué par le mélange d'une partie du premier flux de pied et du flux secondaire, est plus riche en hydrocarbures C2 et plus que le flux secondaire seul, ce qui pénalise l'extraction
15 des hydrocarbures en C2 et plus du flux principal dans la zone haute de la colonne.

Dans ce contexte, la présente invention vise à optimiser à la fois le rendement d'extraction de l'éthane et du propane et le rendement énergétique du procédé et
20 de l'installation correspondante.

A cette fin, l'invention, selon un premier aspect, par ailleurs conforme à la définition générique qu'en donne le préambule ci-dessus, est essentiellement caractérisé en ce que le dispositif de distillation du
25 procédé de séparation comprend au moins des première et seconde colonnes à distiller fonctionnant à des pressions différentes.

Dans un mode de réalisation possible du procédé selon l'invention, les première et seconde colonnes à
30 distiller fonctionnent à des pressions respectives P1 et P2, la différence entre P1 et P2 étant comprise entre 5 et 25 bars.

Selon un des aspects avantageux du procédé selon l'invention, la pression de fonctionnement P1 de la
35 première colonne à distiller peut être comprise entre 30 et 45 bars.

Selon un des aspects avantageux du procédé selon l'invention, la pression de fonctionnement P2 de la seconde colonne à distiller peut être comprise entre 15 et 30 bars.

5 Selon un des aspects avantageux du procédé selon l'invention, la seconde colonne à distiller peut produire un quatrième flux de tête et un quatrième flux de pied, le quatrième flux de pied constituant le second flux de pied produit par le dispositif de distillation, au moins
10 une partie du quatrième flux de tête alimentant après compression et liquéfaction au moins partielle un étage de tête de la première colonne à distiller.

Selon un des aspects avantageux du procédé selon l'invention, la première colonne à distiller peut
15 produire un troisième flux de tête et un troisième flux de pied, le troisième flux de tête constituant le second flux de tête produit par le dispositif de distillation, la première colonne à distiller étant alimentée à un étage inférieur par au moins une partie du flux principal
20 détendu et à un étage intermédiaire par au moins une partie du flux secondaire détendu.

Selon un des aspects avantageux du procédé selon l'invention, la seconde colonne à distiller peut être alimentée à un étage supérieur par au moins une partie du
25 troisième flux de pied produit par la première colonne à distiller, et à un étage intermédiaire par au moins une partie du premier flux de pied refroidi.

Selon un des aspects avantageux du procédé selon l'invention, la seconde colonne à distiller peut
30 comprendre au moins un rebouilleur.

Selon un des aspects avantageux du procédé selon l'invention, le quatrième flux de tête peut céder une partie de son potentiel frigorifique dans l'échangeur avant compression.

35 Selon un des aspects avantageux du procédé selon l'invention, le quatrième flux de tête après compression peut subir une pluralité d'étapes de refroidissement,

dont au moins une dans l'échangeur, puis une détente, avant d'alimenter la première colonne à distiller.

L'invention, selon un second aspect, par ailleurs conforme à la définition générique qu'en donne le préambule ci-dessus, est essentiellement caractérisée en ce que le dispositif de distillation de l'installation de séparation comprend au moins des première et seconde colonnes à distiller fonctionnant à des pressions différentes.

10 Dans un mode de réalisation possible de l'installation selon l'invention, les première et seconde colonnes à distiller fonctionnent à des pressions respectives P1 et P2, la différence entre P1 et P2 étant comprise entre 5 et 25 bars.

15 Selon un des aspects avantageux de l'installation selon l'invention, la pression de fonctionnement P1 de la première colonne à distiller peut être comprise entre 30 et 45 bars.

20 Selon un des aspects avantageux de l'installation selon l'invention, la pression de fonctionnement P2 de la seconde colonne à distiller peut être comprise entre 15 et 30 bars.

25 Selon un des aspects avantageux de l'installation selon l'invention, la seconde colonne à distiller peut produire un quatrième flux de tête et un quatrième flux de pied, le quatrième flux de pied constituant le second flux de pied produit par le dispositif de distillation, au moins une partie du quatrième flux de tête alimentant après compression et liquéfaction au moins partielle un étage de tête de la première colonne à distiller.

30 Selon un des aspects avantageux de l'installation selon l'invention, la première colonne à distiller peut produire un troisième flux de tête et un troisième flux de pied, le troisième flux de tête constituant le second flux de tête produit par le dispositif de distillation, la première colonne à distiller étant alimentée à un étage inférieur par au moins une partie du flux principal

35

détendu et à un étage intermédiaire par au moins une partie du flux secondaire détendu.

5 Selon un des aspects avantageux de l'installation selon l'invention, la seconde colonne à distiller peut être alimentée à un étage supérieur par au moins une partie du troisième flux de pied produit par la première colonne à distiller, et à un étage intermédiaire par au moins une partie du premier flux de pied refroidi.

10 Selon un des aspects avantageux de l'installation selon l'invention, la seconde colonne à distiller peut comprendre au moins un rebouilleur.

15 Selon un des aspects avantageux de l'installation selon l'invention, le quatrième flux de tête peut céder une partie de son potentiel frigorifique dans l'échangeur avant compression.

20 Selon un des aspects avantageux de l'installation selon l'invention, le quatrième flux de tête après compression peut subir une pluralité d'étapes de refroidissement, dont au moins une dans l'échangeur, puis une détente, avant d'alimenter la première colonne à distiller.

25 D'autres caractéristiques et avantages de l'invention ressortiront clairement de la description qui en est faite ci-après, à titre indicatif et nullement limitatif, en références aux figures annexées, parmi lesquelles :

- la figure 1 représente un schéma de principe d'une installation de séparation de gaz selon l'art antérieur

30 - la figure 2 représente un schéma de principe d'une installation de séparation de gaz selon l'invention.

35 On décrira d'abord un procédé de séparation classique selon l'art antérieur, en référence à la figure 1.

Les valeurs de débits, de températures, de pressions et de compositions indiquées dans la

description ci-dessous sont des valeurs obtenues par simulation numérique du procédé dans un mode de réalisation représenté à la figure 1.

5 Ce procédé est alimenté par un flux de gaz d'alimentation 1, typiquement du gaz naturel, contenant majoritairement du méthane, de l'éthane et du propane. Ce gaz arrive sec, et présente typiquement les caractéristiques suivantes : pression 73 bars absolus, température 40°C, débit 30000 kgmol/h.

10 Les débits molaires approximatifs en kgmol/h des principaux composants du gaz d'alimentations sont indiqués dans le tableau ci-dessous.

N ₂	CO ₂	Méthane	Ethane	Propane	i-Butane
1200	300	25800	1650	600	120

n-Butane	i-Pentane	n-Pentane	n-Hexane	n-Heptane
120	60	60	30	30

15

Le procédé génère deux produits: un premier produit 17, dit gaz traité, constitué principalement de méthane et appauvri en hydrocarbures en C2 et plus relativement au gaz d'alimentation 1, notamment en éthane et en propane, et un second produit 34, dénommé coupe C2 plus, constitué principalement d'éthane et de propane, et contenant la plus grande partie des hydrocarbures en C2 et plus apportés par le gaz d'alimentation 1.

20 Le gaz d'alimentation 1 subit une première opération de refroidissement à une température de moins 50°C dans un échangeur cryogénique E1, pour donner un flux de gaz refroidi 2. Une fraction du gaz est condensé pendant cette opération, environ 10%, les composants les moins volatils se condensant en plus grande proportion que les composants les plus volatils.

30

Ce gaz refroidi 2 subit ensuite une deuxième opération de séparation et de traitement. Le flux de gaz refroidi 2 est séparé dans un ballon séparateur B1 en un

premier flux de tête 3 relativement appauvri en hydrocarbures en C2 et plus, et un premier flux de pied 4 relativement enrichi en hydrocarbures en C2 et plus.

5 Le premier flux de tête 3 est essentiellement gazeux, et le premier flux de pied est essentiellement liquide et leurs débits respectifs sont d'environ 27000 et 3000 kgmol/h.

10 Le premier flux de pied 4 subit ensuite une détente à une pression de 25 bars absolus, qui entraîne un refroidissement à moins 80°C et une vaporisation partielle d'environ 45% du liquide, pour former un premier flux de pied refroidi 10.

15 Le premier flux de tête 3 est divisé en un flux principal 5 et un flux secondaire 6, de débits respectifs 20000 et 7000 kgmol/h. Le flux principal 5 est détendu à une pression de 25 bars absolus dans une turbine T1 couplée à un compresseur K1 pour former un flux principal détendu 7. Cette détente s'accompagne d'un refroidissement à moins 92°C et d'une condensation
20 partielle de 20% environ du gaz.

Le flux secondaire 6 est refroidi et liquéfié dans un second échangeur cryogénique E2 à moins 99°C pour former un flux 8, ce flux 8 résultant étant ensuite détendu à 25 bars absolus en un flux secondaire détendu
25 9. Cette détente s'accompagne d'un refroidissement à moins 103°C et d'une vaporisation partielle de 6% environ du liquide.

Les différents flux produits par l'opération de séparation et de traitement subissent ensuite une
30 distillation dans un dispositif de distillation C3, typiquement une colonne à distiller dans l'art antérieur.

Le flux principal détendu 7 alimente le dispositif de distillation C3 à un étage intermédiaire, le flux secondaire détendu 9 alimentant le dispositif de
35 distillation C3 à un étage de tête et constituant un reflux.

Le premier flux de pied refroidi 10 alimente le dispositif de distillation C3 à un étage intermédiaire situé sous l'étage d'alimentation du flux principal détendu 7.

5 Le dispositif de distillation C3 fonctionne sous 25 bars absolus et est typiquement équipé de deux rebouilleurs, constitués par des zones de l'échangeur cryogénique E1 dans le mode de réalisation illustré sur la figure 1.

10 Le premier rebouilleur est alimenté par un flux 18 de débit 7000 kgmol/h environ et de température moins 56°C, soutiré à un étage S1 situé sous l'étage d'alimentation du premier flux de pied refroidi 10, le flux réchauffé constituant un flux 19 de température
15 moins 19°C qui alimente un étage S2 situé à un niveau inférieur à l'étage S1.

Le second rebouilleur est alimenté par un flux 20 de débit 4000 kgmol/h et de température 5°C, soutiré à un étage S3 situé à un niveau inférieur à l'étage S2, le
20 flux réchauffé constituant un flux 21 de température 14°C qui alimente un étage S4 situé à un niveau inférieur à l'étage S3.

Le dispositif de distillation C3 produit un second flux de tête 11 essentiellement gazeux et un second flux
25 de pied 22 essentiellement liquide de débits respectifs 27200 kgmol/h et 2800 kgmol/h.

Le second flux de tête 11 est relativement appauvri en hydrocarbures en C2 et plus, et le second flux de pied
30 22 est relativement enrichi en hydrocarbures en C2 et plus.

Le second flux de pied 22, de température 14°C et de pression 25 bars absolus, après compression à 35 bars absolus par une pompe P1 en un flux 33 et réchauffement à 32°C dans l'échangeur E1 constitue le second produit 34.

35 Les opérations de traitement subséquentes du second courant 34, non couvertes par la présente invention et donc non décrites, imposent un rapport entre les

hydrocarbures en C1 et les hydrocarbures en C2 voisin de 0.01 en moles dans ce second courant 34.

Le second flux de tête 11 cède une partie de son potentiel calorifique au flux secondaire 6 dans l'échangeur cryogénique E2 pour former un flux 12 de température moins 73°C, puis subit une seconde étape de réchauffement à 33°C dans l'échangeur cryogénique E1 pour former un flux 13.

Ce flux 13 est comprimé à 30 bars absolus dans le compresseur K1 couplé à la turbine T1 en un flux 14, et refroidi à 40°C en un flux 15 par un échangeur E3.

Ce flux 15 subit une seconde compression à 75 bars absolus en un flux 16 par un compresseur K2, qui peut par exemple être couplé à une turbine à gaz GT, puis refroidi à 45°C par l'échangeur E4 et constitue le premier produit 17.

Suivant les conditions de fonctionnement, un cycle de réfrigération apporte à l'échangeur cryogénique E1 la puissance frigorifique complémentaire nécessaire pour refroidir le gaz d'alimentation 1.

Ce cycle n'est pas utile dans les conditions de fonctionnement décrites ci-dessus, mais on en donne néanmoins ci-après la description.

Un flux 51 de propane gazeux est comprimé à 14 bars absolus par un compresseur K4, typiquement équipé d'un moteur électrique, pour produire un flux 52, puis refroidi à 40°C par un échangeur E5 en en flux 53 liquide.

Le flux 53 est refroidi à moins 20°C dans l'échangeur cryogénique E1 et pour former le flux 54 puis détendu à 4 bars absolus en un flux 55.

Le flux 55 est vaporisé dans l'échangeur cryogénique E1 pour former le flux 51, de température moins 6°C.

Les débits par composants des principaux flux du procédé sont indiqués dans le tableau ci-dessous, en kgmol/h :

Flux :	CO ₂	Méthane	Ethane	Propane
7	190	17600	960	270
9	66	6170	340	95
10	49	2080	360	230
17	77	25800	120	5
34	220	15	1530	590

Le procédé selon l'invention va maintenant être décrit en référence à la figure 2. Seules les parties qui se différencient de l'art antérieur seront détaillées. Les flux jouant un rôle identique à celui joué dans le procédé selon l'art antérieur gardent la même référence.

Le procédé est alimenté par un flux de gaz d'alimentation 1 présentant les mêmes caractéristiques que celui décrit plus haut.

Les opérations de refroidissement du gaz d'alimentation 1 et de séparation et de traitement du gaz refroidi 2 sont identiques à celles de l'art antérieur. Seules les conditions opératoires changent, comme on le décrira ci-dessous.

Le premier flux de pied 4 est détendu à 20 bars absolus, ce qui amène la température du premier flux de pied refroidi 10 à moins 86°C.

Les débits respectifs des flux principal 5 et secondaire 6 sont de 26000 et 1000 kgmol/h. Le flux principal 5 est détendu à 38.5 bars absolus, ce qui amène la température du flux principal détendu 7 à moins 77°C.

Le flux secondaire 6 est refroidi dans l'échangeur cryogénique E2 à moins 91°C et détendu à 38.5 bars absolus, ce qui amène la température du flux secondaire détendu 9 à moins 92°C.

Le dispositif de distillation C3 comprend des premières et secondes colonnes à distiller C1 et C2 fonctionnant sous des pressions respectives P1 et P2 de 38.5 et 20 bars absolus.

La première colonne à distiller C1 produit un troisième flux de tête 11 et un troisième flux de pied 23, de débits respectifs 27300 et 8000 kgmol/h, et la seconde colonne à distiller C2 produit un quatrième flux de tête 25 et un quatrième flux de pied 22, de débits respectifs 8310 et 2730 kgmol/h.

La seconde colonne à distiller C2 est alimentée par le premier flux de pied refroidi 10 à un étage intermédiaire, et par un troisième flux de pied détendu 24 à un étage supérieur. Le troisième flux de pied détendu 24 est produit en détendant à 20 bars absolus et moins 98°C le troisième flux de pied 23, qui sort à 38.5 bars absolus et moins 78°C de la première colonne à distiller C1.

Le quatrième flux de pied 22 sort à 20 bars absolus et 5°C.

Le quatrième flux de tête 25, de température moins 97°C et de pression 20 bars absolus, cède une partie de son potentiel frigorifique dans l'échangeur cryogénique E2 pour former un flux 26 à moins 60°C.

Ce flux 26 est ensuite réchauffé dans l'échangeur cryogénique E1 en un flux 27 à 38°C puis comprimé à 50 bars et 128°C par un compresseur K3 pour former un flux 28. Le compresseur K3 est typiquement équipé d'un moteur électrique.

Le flux 28 est ensuite refroidi à 40°C par un échangeur E6 pour donner un flux 29, subit une deuxième étape de refroidissement dans l'échangeur cryogénique E1 en un flux 30 à moins 50°C, ce flux 30 subissant une troisième étape de refroidissement dans l'échangeur cryogénique E2 en un flux 31 à moins 91°C.

Le flux 31, après détente à 38.5 bars absolus et moins 92°C, forme un flux 32 qui alimente un étage de tête de la première colonne à distiller C1.

La première colonne à distiller C1 est également alimentée par le flux principal détendu 7 à un étage

inférieur, et par le flux secondaire détendu 9, à un étage intermédiaire.

Le troisième flux de tête 11 sort de la première colonne de distillation C1 à moins 89°C et 38.5 bars absolus et subit un traitement identique au traitement décrit pour l'art antérieur.

Le flux 11 est réchauffé à moins 69°C pour former le flux 12, le flux 12 étant réchauffé à 38°C pour former le flux 13.

Ce flux 13 subit deux compressions successives par les compresseurs K1 et K2 à 44 bars absolus et 51°C puis 75 bars absolus et 96°C, chaque compression étant suivie d'un refroidissement respectivement à 40°C et 45°C.

Le quatrième flux de pied 22 est comprimé et réchauffé à 35°C et 35 bars.

On notera que les premier et second produits 17 et 34 sont produits dans les mêmes conditions de température et de pression que pour le procédé selon l'art antérieur, ce qui autorise une comparaison des bilans énergétiques.

La seconde colonne à distiller C2 est équipée de deux rebouilleurs, constitués par des zones de l'échangeur cryogénique E1 dans le mode de réalisation illustré sur la figure 2.

Le premier rebouilleur est alimenté par le flux 18 de débit 5700 kgmol/h environ et de température moins 55°C, soutiré à un étage S1 situé sous l'étage d'alimentation du premier flux de pied refroidi 10, le flux réchauffé constituant le flux 19 de température moins 20°C qui alimente un étage S2 situé à un niveau inférieur à l'étage S1.

Le second rebouilleur est alimenté par le flux 20 de débit 3600 kgmol/h et de température moins 3°C, soutiré à un étage S3 situé à un niveau inférieur à l'étage S2, le flux réchauffé constituant le flux 21 de température 5°C qui alimente un étage S4 situé à un niveau inférieur à l'étage S3.

Les débits par composants des principaux flux du procédé sont indiqués dans le tableau ci-dessous, en kgmol/h :

Flux :	CO ₂	Méthane	Ethane	Propane
7	250	22900	1240	350
9	9	880	48	14
10	44	2080	360	230
17	140	25800	120	1
23	170	5920	1290	370
25	48	7990	120	4
34	160	15	1530	600

5

Un autre cas de fonctionnement du procédé selon l'invention va être décrit ci-dessous, la pression de fonctionnement P1 de la première colonne de distillation C1 étant toujours de 38.5 bars absolus et la pression de fonctionnement P2 de la seconde colonne de distillation C2 étant de 25 bars absolus.

10

Les caractéristiques des principaux flux sont rassemblés dans le tableau ci-dessous.

Flux :	Température	Pression	Débit total
7	Moins 77°C	39 bars abs	25500 kgmol/h
9	Moins 90°C	39 bars abs	1500 kgmol/h
10	Moins 81°C	25 bars abs	3000 kgmol/h
17	45°C	75 bars abs	27200 kgmol/h
23	Moins 79°C	39 bars abs	9100 kgmol/h
25	Moins 92°C	25 bars abs	9400 kgmol/h
34	35°C	34 bars abs	2760 kgmol/h

15

Flux :	CO ₂	Méthane	Ethane	Propane
7	240	22400	1220	350
9	14	1320	72	20
10	44	2080	360	230
17	110	25800	110	1
23	200	6910	1330	370
25	63	8980	150	6
34	190	15	1540	600

Dans ce cas de fonctionnement, le cycle de réfrigération annexe est utilisé, le débit de propane étant de 550 kgmol/h environ dans la boucle.

- 5 La comparaison des principales caractéristiques du procédé selon l'art antérieur et des deux cas de fonctionnement du procédé selon l'invention montre que, pour des taux d'extraction d'éthane et de propane similaire, le procédé selon l'invention permet un gain de
- 10 puissance considérable, et donc des économies.

		Art antérieur	Invention Premier cas	Invention Second cas
Pression de C1	bar	25*	38.5	38.5
Pression de C2	bar	25*	20	25
Différence de pression entre C1 et C2	bar	0	18.5	13.5
Débit flux 6	kgmol/h	7000	1000	1500
Taux de récupération éthane	%	92.8	92.7	93.3
Taux de récupération propane	%	99.2	99.8	99.8
Puissance K2	kW	27444	14937	14916
Puissance K3	kW	0	7663	6681
Puissance K4	kW	0	0	500
Puissance totale	kW	27444	22600	22097

* Pression du dispositif de distillation C3

L'économie de puissance réalisée avec le procédé selon l'invention est de l'ordre de 5000 kW par rapport à l'art antérieur pour les débits considérés.

5 D'autres variantes de réalisation sont incluses dans la présente invention.

La pression de fonctionnement P1 de la colonne à distiller C1 peut varier de 30 à 45 bars et la pression de fonctionnement P2 de la colonne à distiller C2 peut
10 varier de 15 à 30 bars. Le rendement énergétique est meilleur quand la différence entre P1 et P2 est comprise entre 5 et 25 bars.

Le fait d'utiliser une première colonne à distiller C1 à une pression P1 plus élevée permet de faire des
15 économies pour la compression finale du premier produit 17, ces économies contrebalançant largement le coût de la compression intermédiaire du quatrième flux de tête 25.

Par ailleurs, le procédé bénéficie pour ses performances de séparation du fait que le quatrième flux
20 de tête 25, utilisé comme reflux dans la première colonne à distiller C1, est très appauvri en hydrocarbures en C2 et plus, comme le montre le tableau suivant :

		Art antérieur	Invention Premier cas	Invention Second cas
Teneur en éthane du quatrième flux de tête	% mole	-	1.46	1.60
Teneur en éthane du premier flux de tête	% mole	4.8 *	4.8	4.8

25

* utilisé comme reflux de tête

REVENDICATIONS

1. Procédé de séparation d'un gaz d'alimentation (1) sec, comprenant majoritairement du méthane, de l'éthane et du propane, en un premier produit (17) relativement plus volatil, dit gaz traité, et un second produit (34) relativement moins volatil dénommé coupe C2 plus, comprenant : (i) une opération de refroidissement du gaz d'alimentation (1) en un gaz refroidi (2), (ii) une opération de séparation et de traitement du gaz refroidi (2) issu de l'opération (i), ce gaz refroidi (2) étant séparé en un premier flux de pied (4) essentiellement liquide et un premier flux de tête (3) essentiellement gazeux, le premier flux de pied (4) étant ensuite au moins partiellement détendu pour former un premier flux de pied refroidi (10), le premier flux de tête (3) étant séparé en un flux principal (5) et un flux secondaire (6), le flux principal (5) étant détendu dans une turbine (T1) pour former un flux principal détendu (7), et le flux secondaire (6) étant refroidi dans un échangeur (E2) puis détendu pour former un flux secondaire détendu (9), (iii) une opération de distillation dans un dispositif de distillation (C3) produisant un second flux de tête (11) et un second flux de pied (22), le dispositif de distillation (C3) étant alimenté par au moins une partie du flux principal détendu (7), par au moins une partie du flux de pied refroidi (10), et par au moins une partie du flux secondaire détendu (9) et comprenant une première colonne à distiller (C1) fonctionnant à une pression P1, le flux de pied refroidi (10) étant à une température relativement moins froide que le flux principal détendu (7) et le flux secondaire détendu (9) étant à une température relativement plus froide que le flux principal détendu (7), le second flux de tête (11) refroidissant le flux secondaire (6) dans l'échangeur (E2) puis, après réchauffage et une pluralité d'étapes de compression et de refroidissement, constituant le premier produit (17), le second flux de pied (22) après compression et réchauffage constituant le second produit (34), caractérisé en ce que,

le dispositif de distillation (C3) comprend au moins une seconde colonne à distiller (C2) fonctionnant à une pression P2, la différence entre P1 et P2 étant comprise entre 5 et 25 bars ;

en ce que la seconde colonne à distiller (C2) produit un quatrième flux de tête (25) et un quatrième flux de pied (22), le quatrième flux de pied (22) constituant le second flux de pied produit par le dispositif de distillation (C3), au moins

une partie du quatrième flux de tête (25) alimentant après compression et liquéfaction au moins partielle un étage de tête de la première colonne à distiller (C1) ;

et en ce que la première colonne à distiller (C1) produit un troisième flux de tête (11) et un troisième flux de pied (23), le troisième flux de tête (11) constituant le second flux de tête produit par le dispositif de distillation (C3), la première colonne à distiller (C1) étant alimentée à un étage inférieur par au moins une partie du flux principal détendu (7) et à un étage intermédiaire par au moins une partie du flux secondaire détendu (9).

2. Procédé de séparation suivant la revendication 1, caractérisé en ce que la pression de fonctionnement P1 de la première colonne à distiller (C1) est comprise entre 30 et 45 bars.

3. Procédé de séparation suivant la revendication 1, caractérisé en ce que la pression de fonctionnement P2 de la seconde colonne à distiller (C2) est comprise entre 15 et 30 bars.

4. Procédé de séparation suivant la revendication 1, caractérisé en ce que la seconde colonne à distiller (C2) est alimentée à un étage supérieur par au moins une partie du troisième flux de pied (23) produit par la première colonne à distiller (C1), et à un étage intermédiaire par au moins une partie du premier flux de pied refroidi (10).

5. Procédé de séparation suivant l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que la seconde colonne à distiller (C2) comprend au moins un rebouilleur.

6. Procédé de séparation suivant la revendication 1, caractérisé en ce que le quatrième flux de tête (25) cède une partie de son potentiel frigorifique dans l'échangeur (E2) avant compression.

7. Procédé de séparation suivant la revendication 1, caractérisé en ce que le quatrième flux de tête (25) après compression subit une pluralité d'étapes de refroidissement, dont au moins une dans l'échangeur (E2), puis une détente, avant d'alimenter la première colonne à distiller (C1).

8. Installation de séparation d'un gaz d'alimentation (1) sec, comprenant majoritairement du méthane, de l'éthane et du propane, en un premier produit (17) relativement plus volatil, dit gaz traité, et un second produit (34) relativement moins volatil dénommé coupe C2 plus, comprenant : (i) des moyens pour le refroidissement du gaz d'alimentation (1) en un gaz refroidi (2), (ii) des moyens

pour la séparation et de traitement du gaz refroidi (2) issu de l'étape (i), ce gaz refroidi (2) étant séparé en un premier flux de pied (4) essentiellement liquide et un premier flux de tête (3) essentiellement gazeux, le premier flux de pied (4) étant ensuite au moins partiellement détendu pour former un premier flux de pied refroidi (10), le premier flux de tête (3) étant séparé en un flux principal (5) et un flux secondaire (6), le flux principal (5) étant détendu dans une turbine (T1) pour former un flux principal détendu (7), et le flux secondaire (6) étant refroidi dans un échangeur (E2) puis détendu pour former un flux secondaire détendu (9), (iii) un dispositif de distillation (C3) produisant un second flux de tête (11) et un second flux de pied (22), le dispositif de distillation (C3) étant alimenté par au moins une partie du flux principal détendu (7), par au moins une partie du flux de pied refroidi (10), et par au moins une partie du flux secondaire détendu (9) et comprenant une première colonne à distiller (C1) fonctionnant à une pression P1, le flux de pied refroidi (10) étant à une température relativement moins froide que le flux principal détendu (7) et le flux secondaire détendu (9) étant à une température relativement plus froide que le flux principal détendu (7), le second flux de tête (11) refroidissant le flux secondaire (6) dans l'échangeur (E2) puis, après réchauffage et une pluralité d'étapes de compression et de refroidissement, constituant le premier produit (17), le second flux de pied (22) après compression et réchauffage constituant le second produit (34) caractérisée en ce que :

le dispositif de distillation (C3) comprend au moins une seconde colonne à distiller (C2) fonctionnant à une pression P2, la différence entre P1 et P2 étant comprise entre 5 et 25 bars ;

en ce que la seconde colonne à distiller (C2) produit un quatrième flux de tête (25) et un quatrième flux de pied (22), le quatrième flux de pied (22) constituant le second flux de pied produit par le dispositif de distillation (C3), au moins une partie du quatrième flux de tête (25) alimentant après compression et liquéfaction au moins partielle un étage de tête de la première colonne à distiller (C1) ;

et en ce que la première colonne à distiller (C1) produit un troisième flux de tête (11) et un troisième flux de pied (23), le troisième flux de tête (11) constituant le second flux de tête produit par le dispositif de distillation (C3), la première colonne à distiller (C1) étant alimentée à un étage inférieur par au moins une partie du flux principal détendu (7) et à un étage intermédiaire par au moins une partie du flux secondaire détendu (9).

9. Installation de séparation suivant la revendication 8, caractérisée en ce que la pression de fonctionnement P1 de la première colonne à distiller (C1) est comprise entre 30 et 45 bars.

5 10. Installation de séparation suivant la revendication 8, caractérisée en ce que la pression de fonctionnement P2 de la seconde colonne à distiller (C2) est comprise entre 15 et 30 bars.

11. Installation de séparation suivant la revendication 8, caractérisée en ce que la seconde colonne à distiller (C2) est alimentée à un étage supérieur par au moins une partie du troisième flux de pied (23) produit par la première colonne à distiller (C1), et à un étage intermédiaire par au moins une partie du premier flux de pied refroidi (10).

12. Installation de séparation suivant l'une quelconque des revendications 8 à 11, caractérisée en ce que la seconde colonne à distiller (C2) comprend au moins un rebouilleur.

15 13. Installation de séparation suivant la revendication 8, caractérisée en ce que le quatrième flux de tête (25) cède une partie de son potentiel frigorifique dans l'échangeur (E2) avant compression.

14. Installation de séparation suivant la revendication 8, caractérisée en ce que le quatrième flux de tête (25) après compression subi une pluralité d'étapes de refroidissement, dont au moins une dans l'échangeur (E2), puis une détente, avant d'alimenter la première colonne à distiller (C1).

20

$\frac{1}{2}$ 