

12 **DEMANDE DE BREVET EUROPEEN**

21 Numéro de dépôt: **90401099.8**

51 Int. Cl.⁵: **C10G 5/06**

22 Date de dépôt: **24.04.90**

30 Priorité: **25.04.89 FR 8905488**

43 Date de publication de la demande:
31.10.90 Bulletin 90/44

84 Etats contractants désignés:
DE GB IT NL

71 Demandeur: **COMPAGNIE FRANCAISE
D'ETUDES ET DE CONSTRUCTION
"TECHNIP"**
**Immeuble TECHNIP - La Défense 6, 170
Place Henri Régnault, Cédex 23
F-92400 Courbevoie(FR)**

72 Inventeur: **Paradowski, Henri**
32 rue Serpente
F-95000 Cergy(FR)
Inventeur: **Leroy, Michel**
Les Cottages
F-95330 Domont(FR)

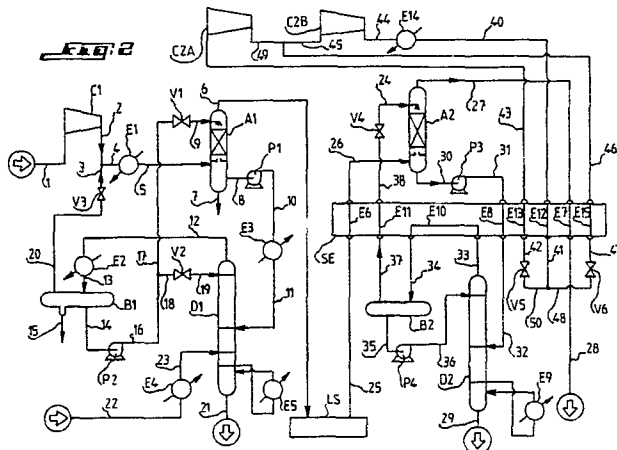
74 Mandataire: **Durand, Yves Armand Louis et al**
**Cabinet Z. Weinstein 20, Avenue de
Friedland**
F-75008 Paris(FR)

54 **Procédé de récupération d'hydrocarbures liquides dans une charge gazeuse et installation pour l'exécution de ce procédé.**

57 L'invention concerne un procédé et une installation de récupération d'hydrocarbures liquides dans une charge gazeuse.

Cette installation comprend essentiellement : un compresseur pour comprimer la charge gazeuse (C1) ; une colonne d'absorption (A1) des hydrocarbures en (C5) et plus lourds associée à une colonne de débutanisation (D1) ; une colonne d'absorption (A2) des hydrocarbures en (C3) et plus lourds associée à une colonne de déethanisation (D2) et à un système d'échange (SE) de chaleur relié à un circuit frigorifique.

Cette installation permet d'obtenir à partir d'une charge gazeuse issue d'une unité de craquage catalytique, une essence débutanisée (21), une coupe de gaz liquéfiés (hydrocarbures en C3 et C4), et une coupe gazeuse (hydrocarbures en C2 et gaz plus légers) dans laquelle les pertes en hydrocarbures en (C3) et plus sont beaucoup plus faibles que celles obtenues avec les installations actuelles.



Procédé de récupération d'hydrocarbures liquides dans une charge gazeuse et installation pour l'exécution de ce procédé.

La présente invention a essentiellement pour objet un procédé de récupération d'hydrocarbures liquides à partir d'une charge gazeuse essentiellement constituée d'hydrocarbures et issue par exemple d'une unité de traitement de fractions pétrolières par craquage catalytique.

Cette invention vise également une installation pour la mise en oeuvre de ce procédé.

- 5 On a déjà proposé des installations industrielles permettant de récupérer les hydrocarbures en C5, C4 et en C3 dans les charges gazeuses issues d'un craquage catalytique.

D'une manière générale, dans ces installations connues, la charge gazeuse est comprimée, partiellement condensée, puis envoyée dans des absorbeurs en série qui absorbent les hydrocarbures en C3 et plus lourds, pour produire un gaz contenant les hydrocarbures plus légers. L'ensemble des hydrocarbures
10 liquides recueillis en fond d'absorbeur est traité dans une colonne pour en éliminer les composés légers en C2 et moins lourds.

Toutefois, ce genre d'installations ne permet pas d'extraire plus de 95 % des C3, 98 % des C4 et 99,5 % des C5 contenus dans la charge, dans des conditions favorables. Plus habituellement, dans des conditions normales, on récupère au mieux 90 des C3, 97 % des C4 et 99 % des C5 contenus dans la
15 charge. Il en résulte que de telles installations ne présentent pas un rendement excellent.

La présente invention a pour but de remédier à cela en proposant un procédé permettant d'extraire la totalité des hydrocarbures en C5 et C4 et au moins 98 % des hydrocarbures en C3.

A cet effet, l'invention a pour objet un procédé de récupération d'hydrocarbures liquides contenus dans une charge gazeuse issue par exemple d'une unité de traitement de coupes pétrolières par craquage
20 catalytique et du type consistant à comprimer la charge, à la condenser partiellement et à l'injecter dans un premier absorbeur pour produire en tête un gaz prétraité et en fond des hydrocarbures lourds qui sont traités dans une première colonne de distillation permettant d'éliminer les hydrocarbures légers pour produire des hydrocarbures lourds, consistant également à laver et à sécher le gaz prétraité puis à le réfrigérer et à l'injecter dans un second absorbeur pour produire en tête le gaz traité et en fond des
25 hydrocarbures liquides qui sont traités dans une seconde colonne de distillation permettant d'éliminer les hydrocarbures légers pour produire des hydrocarbures plus lourds, caractérisé en ce que :

- les hydrocarbures lourds du fond du premier absorbeur sont injectés, après réchauffage éventuel, dans une colonne de débutanisation pour obtenir d'une part en fond de cette colonne une coupe liquide qui contient la totalité des hydrocarbures en C6 et plus lourds, au moins 99 % des hydrocarbures en C5, au
30 plus 2 % des hydrocarbures en C4 présents dans la charge et qui est totalement exempte d'hydrocarbures en C3 et plus légers, et d'autre part en tête de cette colonne une coupe liquide, riche en hydrocarbures en C4 et plus légers, réinjectée comme reflux dans ladite colonne et comme alimentation en tête du premier absorbeur, et un distillat gazeux recyclé dans la charge gazeuse en amont du premier absorbeur, et
- les hydrocarbures liquides du fond du second absorbeur sont injectés, après réchauffage, dans une
35 colonne de dééthanisation pour obtenir d'une part en fond de cette colonne une coupe qui contient au moins 98 % des hydrocarbures en C3 et la totalité des hydrocarbures en C4 présents dans le gaz prétraité et d'autre part en tête de cette colonne une coupe liquide, riche en hydrocarbures en C2 et plus légers, réinjectée comme reflux dans ladite colonne et également un distillat gazeux, riche en hydrocarbures en C2 et plus légers qui après réfrigération et condensation au moins partielle est injecté comme alimentation en
40 tête du second absorbeur,
- de façon que le procédé permette de récupérer au moins 98 % des hydrocarbures en C3 et au moins 99,9 % des hydrocarbures en C4 et plus contenus dans la charge gazeuse, tandis que le gaz prétraité issu du premier absorbeur contient la totalité des hydrocarbures en C3 et moins, au moins 98 % des hydrocarbures en C4, au plus 1 % des hydrocarbures en C5, et qu'il est totalement exempt d'hydrocarbu-
45 res en C6 et plus.

Suivant une autre caractéristique de ce procédé, la colonne de débutanisation fonctionne à une pression supérieure à celle du premier absorbeur grâce à un pompage transférant les hydrocarbures liquides du fond de l'absorbeur précité vers la colonne de débutanisation pour permettre au distillat gazeux d'être mélangé à la charge gazeuse comprimée.

50 Suivant une autre caractéristique de ce procédé, la colonne de débutanisation fonctionne à une pression inférieure à celle du premier absorbeur, le distillat gazeux étant mélangé à la charge gazeuse en amont de la compression.

Selon encore une autre caractéristique de l'invention, on prévoit l'injection d'une coupe d'essence non stabilisée contenant une proportion notable d'hydrocarbures en C4 et plus légers dans la colonne de

débutanisation.

Suivant une autre caractéristique de ce procédé, les opérations consistant à refroidir le gaz prétraité avant son injection dans le second absorbeur, réchauffer le gaz traité obtenu en tête du second absorbeur, condenser le reflux du déethaniseur, réchauffer les hydrocarbures liquides obtenus en fond du second absorbeur avant leur injection dans la colonne de déethanisation, et condenser le distillat gazeux du déethaniseur avant son injection en tête du second absorbeur, sont intégrées thermiquement, le complément de réfrigération étant fourni par un cycle de réfrigération.

Suivant une autre caractéristique du procédé, le cycle de réfrigération précité utilise un réfrigérant en mélange constitué d'au moins un hydrocarbure en C2 et un hydrocarbure en C3.

Suivant encore une autre caractéristique du procédé, le cycle de réfrigération précité utilise au moins deux étages de pression pour la vaporisation du réfrigérant, préalablement sous-refroidi.

Suivant une autre caractéristique du procédé, le cycle de réfrigération précité utilise une condensation totale du réfrigérant effectuée à haute pression et température ambiante.

L'invention vise également une installation pour l'exécution du procédé répondant à l'une ou l'autre des caractéristiques ci-dessus et du type comprenant un moyen de compression d'une charge gazeuse et plusieurs colonnes d'absorption, caractérisée en ce qu'elle comprend : une colonne d'absorption des hydrocarbures en C5 et plus lourds associée à une colonne de débutanisation une colonne d'absorption des hydrocarbures en C3 et plus lourds associée à une colonne de déethanisation et à un système d'échange de chaleur relié à un circuit frigorifique ; la coupe liquide obtenue en tête de la colonne de débutanisation étant réinjectée comme reflux dans cette colonne et comme alimentation dans la tête de la colonne d'absorption des hydrocarbures en C5, et le distillat gazeux obtenu de la colonne de débutanisation étant recyclé au refoulement de la compression du gaz de charge ; le distillat gazeux obtenu en tête de la colonne de déethanisation étant au moins partiellement condensé et injecté comme alimentation dans la tête de la colonne d'absorption des hydrocarbures en C3 ; et le réfrigérant du cycle frigorifique constitué d'un mélange d'hydrocarbures en C2 et en C3 et plus, étant totalement condensé à haute pression et température ambiante et étant, après sous-refroidissement, vaporisé à deux niveaux de pression.

Mais d'autres avantages et caractéristiques de l'invention apparaîtront mieux dans la description détaillée qui suit et se réfère aux dessins annexés, donnés uniquement à titre d'exemple, et dans lesquels :

- la figure 1 est un schéma de principe illustrant les parties essentielles d'une installation conforme à l'invention ; et

- la figure 2 est un schéma illustrant complètement une installation conforme à l'invention et incorporant le schéma de la figure 1 ainsi qu'un système frigorifique à réfrigérant en mélange.

On se reportera tout d'abord à la figure 1 illustrant, dans son principe, une installation conforme à l'invention.

Une charge gazeuse, issue par exemple d'une unité de craquage catalytique, est alimentée par une conduite 1, puis est comprimée dans un compresseur C1 et est évacuée par un conduit 2 avant d'être mélangée au distillat gazeux provenant d'une colonne de débutanisation D1 et arrivant par un conduit 3.

Le mélange est transféré par un conduit 4 à un échangeur de chaleur E1 qui réfrigère et condense partiellement ledit mélange.

Le mélange diphasique sortant de l'échangeur E1 est injecté par un conduit 5 en fond d'une colonne A1 d'absorption des hydrocarbures en C5 et plus. Cette colonne comporte un lit de garnissage.

La tête de colonne est alimentée en liquide par un conduit 9, tandis que le gaz la quitte par un conduit 6.

L'eau liquide éventuellement présente en fond de la colonne A1, est évacuée par un conduit 7, tandis que les hydrocarbures liquides le sont par un conduit 8.

Ces hydrocarbures liquides sont transférés par des conduits 10, 11 à l'aide d'une pompe P1 vers la partie supérieure d'une colonne de débutanisation D1 après réchauffage dans un échangeur de chaleur E3. La colonne D1 est équipée de plateaux de fractionnement. Elle est rebouillie par un rebouilleur E5 chauffé par un reflux circulant ou par tout autre moyen.

Le liquide obtenu en fond de la colonne de débutanisation D1 est évacué par un conduit 21 et constitue l'essence débutanisée qui contient la totalité des hydrocarbures en C6 et plus lourds et au moins 99 % des hydrocarbures en C5 et au plus 2 % des hydrocarbures en C4 présents dans la charge gazeuse.

Le gaz obtenu en tête de la colonne D1 est évacué par un conduit 12 et il est partiellement condensé dans un condenseur E2. Le mélange diphasique ainsi obtenu est introduit par un conduit 13 dans un ballon B1. Le gaz non condensé de ce ballon encore nommé distillat gazeux de la colonne de débutanisation est évacué par un conduit 20 pour être injecté par une vanne V3 dans le conduit 3 pour être recyclé dans la charge comprimée.

L'eau liquide qui est éventuellement présente est évacuée du ballon B1 par le conduit 15. Les

hydrocarbures liquides récupérés dans le ballon B1 sont, par l'intermédiaire d'un conduit 14, pompés par une pompe P2 et refoulés dans un conduit 16 pour être séparés en deux parties. Une première partie assure le reflux de la colonne D1 par un conduit 18, une vanne V2 et un conduit 19. Une seconde partie est injectée comme liquide d'absorption en tête de la colonne A1 par le conduit 17, la vanne V1 et le conduit 9.

5 Une coupe 22 d'essence non stabilisée (riche en hydrocarbures en C4 et plus légers) est réchauffée dans un échangeur E4 et injectée par le conduit 23 dans la partie inférieure de la colonne D1.

Le gaz prétraité sortant de la colonne A1 via le conduit 6 est traité dans une unité conventionnelle de lavage et séchage LS qui n'a pas besoin d'être décrite. Le gaz prétraité lavé et séché sort de cette unité par le conduit 25 pour être réfrigéré dans l'échangeur de chaleur E6. Le mélange diphasique produit dans 10 E6 est injecté via le conduit 26 dans une colonne d'absorption A2 des hydrocarbures en C3 et plus.

Cette colonne comporte un lit de garnissage.

La tête de colonne est alimentée en liquide par un conduit 24, tandis que le gaz la quitte par un conduit 27.

Les hydrocarbures liquides sont évacués de la colonne A2 par un conduit 30.

15 Ces hydrocarbures liquides sont transférés par des conduits 31, 32 à l'aide d'une pompe P3 vers une colonne de dééthanisation D2 après réchauffage dans un échangeur de chaleur E8. La colonne D2 est équipée de plateaux de fractionnement. Elle est rebouillie par un rebouilleur E9 chauffé par un reflux circulant ou par tout autre moyen.

Le liquide obtenu en fond de la colonne de dééthanisation D2 est évacué par un conduit 29 et constitue 20 les gaz liquéfiés (C3/C4) qui contiennent la totalité des hydrocarbures en C4 et plus lourds et au moins 98 % des hydrocarbures en C3 et au plus 2 % des hydrocarbures en C2 présents dans le gaz prétraité.

Le gaz obtenu en tête de la colonne D2 est évacué par un conduit 33 et il est partiellement condensé dans un condenseur E10. Le mélange diphasique ainsi obtenu est introduit par un conduit 34 dans un ballon B2. Le gaz non condensé de ce ballon encore nommé distillat gazeux de la colonne de dééthanisation est 25 évacué par un conduit 37 pour être réfrigéré et au moins partiellement condensé un échangeur de chaleur E11. A la sortie de l'échangeur E11, le mélange diphasique est évacué par le conduit 38 vers la vanne de détente V4 pour être injecté dans la colonne A2 par le conduit 24.

Les hydrocarbures liquides récupérés dans le ballon de reflux B2 sont, par l'intermédiaire d'un conduit 35, pompés par une pompe P4 et refoulés dans un conduit 36 pour être injectés par le conduit 36 en reflux 30 dans la colonne D2.

Le gaz traité sortant de la colonne A2 via le conduit 27 est réchauffé jusqu'à température ambiante dans un échangeur de chaleur E7 pour être évacué par le conduit 28 vers le réseau de gaz de la raffinerie.

On se reportera maintenant à la figure 2 qui représente une installation complète conforme à la présente invention et dans laquelle est incorporé le schéma de la figure 1 avec les mêmes repères et qui 35 explicite l'intégration thermique et le cycle frigorifique.

Les échangeurs de chaleurs E6, E11, E10, E8 et E7 sont ici intégrés dans un système d'échange de chaleur SE constitué d'échangeurs à plaques ; c'est-à-dire qu'ils sont des conduits de ce système d'échange de chaleur.

Un réfrigérant en mélange totalement condensé à haute pression et température ambiante est alimenté 40 par un conduit 40 vers un conduit E12 du système d'échange SE pour y être sous-refroidi. Le réfrigérant sous-refroidi est évacué par le conduit 41 pour être séparé en deux parties. Une première partie circulant dans le conduit 50 est détendue à basse pression dans la vanne V5 pour être amenée au conduit E13 du système d'échange SE et y être vaporisée. La vapeur ainsi produite est amenée par un conduit 43 au premier étage du compresseur de réfrigérant C2A pour y être comprimée jusqu'à la pression moyenne et 45 évacuée par le conduit 49. Une seconde partie circulant dans le conduit 48 est détendue à moyenne pression dans la vanne V6 pour être amenée par le conduit 47 au conduit E15 du système de chaleur SE et y être vaporisée à moyenne pression et évacuée par le conduit 46.

La vapeur à moyenne pression circulant dans le conduit 46 est mélangée à celle qui provient du conduit 49. Le mélange est alors amené par le conduit 45 au second étage du compresseur de réfrigérant 50 C2B pour y être comprimé jusqu'à la haute pression et évacué par le conduit 44 vers un condenseur de réfrigérant E14 pour y être refroidi jusqu'à la température ambiante et totalement condensé et évacué par le conduit 40.

On donnera ci-après un exemple de réalisation concret et chiffré d'une réalisation conforme au schéma de la figure 2.

55 Le gaz à traiter 1 est le gaz obtenu en tête d'un fractionnement primaire de craquage catalytique (non représenté), après condensation de l'essence. Il est disponible à 40 °C, 190 kPa et saturé en eau. Son débit est de 1063,1 kmol/h et sa composition sur base anhydre est la suivante :

EP 0 395 490 A1

5

10

15

Azote	2,07 % mole
Gaz carbonique	0,43 % mole
Oxyde de carbone	0,15 % mole
Hydrogène sulfuré	4,68 % mole
Hydrogène	16,15 % mole
Méthane	15,19 % mole
Ethane	5,64 % mole
Ethylène	6,35 % mole
Propane	3,29 % mole
Propylène	10,94 % mole
Isobutane	5,49 % mole
N-butane	1,90 % mole
Butènes	10,75 % mole
Isopentane	3,29 % mole
N-pentane	0,73 % mole
Pentènes	6,76 % mole
Hydrocarbures en C6 +	6,20 % mole

20

Le gaz 1 est comprimé à 920 kPa par le compresseur C1 ; le gaz 2 au refoulement de C1 est mélangé à 43,24 kmol/h de gaz recyclé 3; le mélange obtenu 4 est refroidi dans l'échangeur E1 jusqu'à 35 °C pour donner le flux diphasique 5 qui alimente l'absorbeur A1.

25

La colonne d'absorption A1 comporte un lit de garnissage équivalent à 14 plateaux théoriques. Elle est alimentée en tête avec un liquide d'absorption 9 riche en hydrocarbures en C4 et qui est le distillat liquide du débutaniseur D1.

Le liquide 9 est à 40 °C, son débit est 197,33 kmol/h et sa composition est la suivante :

30

35

40

Azote	0,01 % mole
Gaz carbonique	0,04 % mole
Hydrogène sulfuré	1,74 % mole
Hydrogène	0,02 % mole
Méthane	0,40 % mole
Ethane	2,09 % mole
Ethylène	1,26 % mole
Propane	5,07 % mole
Propylène	14,23 % mole
Isobutane	19,43 % mole
N-butane	8,15 % mole
Butènes	46,81 % mole
Isopentane	0,09 % mole
Pentènes	0,65 % mole

45

Dans la colonne A1, le liquide absorbe les composés en C5 et plus contenus dans le gaz et on obtient en tête de colonne un gaz prétraité pratiquement exempt de C5 et contenant tous les C3 et 98 % des C4 présents dans la charge.

50

La pression du gaz en 6 est de 870 kPa, sa température est de 18,9 °C et son débit est de 949,25 kmol/h. Sa composition molaire est :

55

EP 0 395 490 A1

5

10

15

Azote	2,32 % mole
Gaz carbonique	0,48 % mole
Oxyde de carbone	0,16 % mole
Hydrogène sulfuré	5,33 % mole
Hydrogène	18,10 % mole
Méthane	17,09 % mole
Ethane	6,48 % mole
Ethylène	7,24 % mole
Propane	4,00 % mole
Propylène	13,16 % mole
Isobutane	7,33 % mole
N-butane	2,53 % mole
Butènes	15,53 % mole
Isopentane	0,04 % mole
Pentènes	0,21 % mole

20

Le gaz 6 est envoyé à une unité de lavage et de séchage LS où il est débarrassé de l'hydrogène sulfuré du gaz carbonique et de l'eau.

En sortie de cette unité le gaz prétraité sec 25 est à 22 ° C et 800 kPa ; sa composition est la suivante :

25

30

35

Azote	2,46 % mole
Oxyde de carbone	0,17 % mole
Hydrogène	19,21 % mole
Méthane	18,15 % mole
Ethane	6,88 % mole
Ethylène	7,69 % mole
Propane	4,24 % mole
Propylène	13,97 % mole
Isobutane	7,79 % mole
N-butane	2,69 % mole
Butènes	16,48 % mole
Hydrocarbures en C5	0,27 % mole

40

Dans la colonne A1, le liquide de fond est décanté de sorte qu'on obtient un courant d'eau 7 et un liquide 8 dont la température et le débit sont respectivement de 32,86 ° C et 354,42 kmol/h, la composition molaire étant la suivante :

45

50

55

5

10

15

Azote	0,01 % mole
Gaz carbonique	0,04 % mole
Hydrogène sulfuré	1,50 % mole
Hydrogène	0,15 % mole
Méthane	0,85 % mole
Ethane	1,73 % mole
Ethylène	1,24 % mole
Propane	2,81 % mole
Propylène	8,15 % mole
Isobutane	9,09 % mole
N-butane	3,90 % mole
Butènes	19,80 % mole
Isopentane	9,82 % mole
N-pentane	2,19 % mole
Pentènes	20,08 % mole
Hydrocarbures en C6 +	18,59 % mole

20 Le liquide 8 est pompé par P1 jusqu'à 1250 kPa, réchauffé dans E3 pour donner un mélange diphasique 11 à 90 °C et 1200 kPa qui alimente la colonne D1 au plateau théorique 14.

La colonne D1 est également alimentée par l'essence 22 obtenue au condenseur du fractionnement primaire (non représenté). Cette essence disponible à 40 °C et 1250 kPa est réchauffée jusqu'à 120 °C dans l'échangeur E4. Le débit de l'essence est de 656,6 kmol/h et sa composition est la suivante :

25

30

35

40

Hydrogène sulfuré	0,14 % mole
Hydrogène	0,01 % mole
Méthane	0,11 % mole
Ethane	0,23 % mole
Ethylène	0,18 % mole
Propane	0,45 % mole
Propylène	1,32 % mole
Isobutane	1,73 % mole
N-butane	0,86 % mole
Butènes	5,20 % mole
Isopentane	3,44 % mole
N-pentane	1,06 % mole
Pentènes	8,33 % mole
Hydrocarbures en C6 +	76,94 % mole

45 Le débutaniseur D1 comporte 42 plateaux théoriques de fractionnement. Les alimentations 11 et 23 sont respectivement injectées sur les étages 17 et 28 de la colonne, numérotés à partir du sommet de cette colonne. La colonne D1 est rebouillie par le rebouilleur E5 dont le fluide chauffant est le reflux circulant intermédiaire du fractionnement primaire (non représenté).

En fond de la colonne D1 est obtenue l'essence 21 dont le débit est de 770,34 kmol/h, avec la composition suivante :

50

55

Isobutane	0,01 % mole
N-butane	0,23 % mole
Butènes	0,13 % mole
Isopentane	7,43 % mole
N-pentane	1,91 % mole
Pentènes	16,16 % mole
Hydrocarbures en C6 +	74,13 % mole

Le flux gazeux 12 obtenu en tête de la colonne D1 est partiellement condensé et refroidi à 40 ° C dans le réfrigérant E2, puis séparé dans le ballon B1 entre le gaz 20, la phase aqueuse 15 et les hydrocarbures liquides 14. Le gaz 20 a la composition suivante :

Azote	0,28 % mole
Gaz carbonique	0,30 % mole
Oxyde de carbone	0,02 % mole
Hydrogène sulfuré	6,44 % mole
Hydrogène	1,30 % mole
Méthane	6,82 % mole
Ethane	8,12 % mole
Ethylène	7,11 % mole
Propane	6,69 % mole
Propylène	21,84 % mole
Isobutane	11,87 % mole
N-butane	3,74 % mole
Butènes	25,29 % mole
Pentanes	0,02 % mole
Pentènes	0,15 % mole

Ce gaz disponible à 970 kPa est injecté par la vanne V3 dans la charge comprimée en amont de l'échangeur E1 comme décrit ci-dessus.

Le liquide 14 est pompé par la pompe P2 et le flux 16 ainsi obtenu est partagé en deux parties 17 et 18. Le liquide 18 est injecté en reflux dans la colonne D1 par l'intermédiaire de la vanne V2. Le liquide 17 est détendu dans la vanne V1 pour donner le flux 9 qui est injecté en tête de colonne A1 comme vue précédemment.

Le gaz sec 25 est réfrigéré jusqu'à -49 ° C dans le conduit E6 du système d'échange SE, constitué d'échangeurs à plaques, puis injecté dans la colonne A2 d'absorption des hydrocarbures en C3.

La colonne A2 opère sous 770 kPa et comporte 14 étages théoriques de séparation. Elle est alimentée en tête par le mélange diphasique 24 dont la température est de -86 ° C et le débit de 83,87 kmoles/h et dont la composition molaire est la suivante :

Azote	0,46 % mole
Oxyde de carbone	0,05 % mole
Hydrogène	1,06 % mole
Méthane	17,16 % mole
Ethane	44,06 % mole
Ethylène	36,81 % mole
Propane	0,01 % mole
Propylène	0,39 % mole

La partie liquide de ce mélange (97 %) permet d'absorber la quasi-totalité des hydrocarbures en C3 et C4 présents dans le gaz alimentant la colonne A2.

La colonne produit en tête un gaz traité 27 dont la température est de -82 ° C, le débit de 487,05

kmoles/h et la pression 770 kPa.

Ce gaz 27 est ensuite réchauffé jusqu'à 17 ° C dans le conduit E7 du système d'échange de chaleur SE et quitte l'unité à la pression de 740 kPa. Sa composition est la suivante :

5

Azote	4,52 % mole
Oxyde de carbone	0,32 % mole
Hydrogène	35,27 % mole
Méthane	33,31 % mole
Ethane	12,30 % mole
Ethylène	14,10 % mole
Propylène	0,16 % mole

10

15

Les hydrocarbures liquides 30 récupérés en fond de la colonne A2 sont à -49,4 ° C. Leur débit est de 490,92 kmoles/h et leur composition molaire est la suivante :

20

Azote	0,08 % mole
Oxyde de carbone	0,01 % mole
Hydrogène	0,18 % mole
Méthane	2,93 % mole
Ethane	7,85 % mole
Ethylène	6,29 % mole
Propane	7,73 % mole
Propylène	25,34 % mole
Isobutane	14,18 % mole
N-butane	4,89 % mole
Butènes	30,02 % mole
Hydrocarbures en C5	0,49 % mole

25

30

Le liquide 30 est pompé par la pompe P3 et réchauffé jusqu'à 17 ° C dans le conduit E8 du système d'échange SE. Il est ensuite introduit dans la colonne D2 de dééthanisation.

35

Cette colonne comporte 28 plateaux théoriques de fractionnement, fonctionne sous une pression de 1650 kPa. Sa température de fond est de 70 ° C, ce qui fait que son rebouilleur E9 peut être chauffé avec de la chaleur de bas niveau thermique.

En tête de colonne, le gaz 33 est condensé dans le conduit E10 du système d'échange de chaleur SE. Le mélange diphasique 34 est introduit dans le ballon B2 où on sépare une phase vapeur 37 et un liquide 35 qui est renvoyé vers la colonne D2 en reflux par l'intermédiaire de la pompe P4. La phase vapeur 37 est à -32 ° C, 1600 kPa ; elle est réfrigérée jusqu'à -79 ° C et 1550 kPa et partiellement condensée dans le conduit E11 du système d'échange SE ; elle est ensuite détendue dans la vanne V4 pour donner le flux 24.

40

Le liquide 29 obtenu en fond de la colonne D2 est constitué presque uniquement d'hydrocarbures en C3 et C4. Son débit est de 407,06 kmoles/h et sa composition est la suivante :

45

Ethane	0,39 % mole
Ethylène	0,01 % mole
Propane	9,31 % mole
Propylène	30,48 % mole
Isobutane	17,10 % mole
N-butane	5,90 % mole
Butènes	36,21 % mole
Hydrocarbures en C5	0,59 % mole

50

55

Le réfrigérant qui fournit l'appoint de réfrigération nécessaire au système d'échange SE est constitué d'un mélange d'hydrocarbures dont la composition molaire est la suivante :

Ethane	15,00 % mole
Ethylène	15,00 % mole
Propane	67,00 % mole
Propylène	1,00 % mole
Hydrocarbures en C4	2,00 % mole

5

Le réfrigérant 40 totalement condensé à 35 ° C et 2410 kPa dont le débit molaire est de 901,6 kmoles/h est sous-refroidi jusqu'à -49 ° C dans le conduit E12 du système d'échange de chaleur SE.

Le liquide 41 ainsi réfrigéré est partagé en deux parties. Une première partie 50 dont le débit est de 400 kmoles/h est détendue dans la vanne V5 jusqu'à une pression de 275 kPa et vaporisée totalement dans le conduit E13 du système SE.

Le gaz 43 obtenu par vaporisation à basse pression du flux 42 à -25 ° C, 250 kPa est comprimé jusqu'à 830 kPa dans le premier étage du compresseur de réfrigérant C2A.

La seconde partie de liquide obtenue par partage du flux 41 et qui constitue le flux 48 est détendue jusqu'à 850 kPa dans la vanne V6. Elle est ensuite vaporisée dans le conduit E15 du système d'échange de chaleur SE d'où elle est évacuée à 30 ° C et 830 kPa. Le flux gazeux ainsi formé 46 est mélangé au flux 49 pour donner un mélange gazeux 45 qui est à 32,2 ° C et 830 kPa. Ce mélange 45 est comprimé jusqu'à 2450 kPa dans le second étage C2B du compresseur de réfrigérant. Le flux 44 évacué de C2B est totalement condensé dans l'échangeur E14 où il est refroidi jusqu'à 35 ° C pour donner le flux 40 précédemment décrit.

Bien entendu l'invention n'est nullement limitée au mode de réalisation décrit et illustré qui n'a été donné qu'à titre d'exemple.

25

Revendications

1. Procédé de récupération d'hydrocarbures liquides contenus dans une charge gazeuse (1) issue par exemple d'une unité de traitement de coupes pétrolières par craquage catalytique et du type consistant à comprimer la charge (C1), à la condenser partiellement (E1) et à l'injecter dans un premier absorbeur (A1) pour produire en tête un gaz prétraité (6) et en fond des hydrocarbures lourds (8) qui sont traités dans une première colonne de distillation (D1) permettant d'éliminer les hydrocarbures légers pour produire des hydrocarbures lourds, consistant également à laver et à sécher le gaz prétraité (6) puis à le réfrigérer et à l'injecter dans un second absorbeur (A2) pour produire en tête le gaz traité (27) et en fond des hydrocarbures liquides qui sont traités dans une seconde colonne de distillation (D2) permettant d'éliminer les hydrocarbures légers pour produire des hydrocarbures plus lourds, caractérisé en ce que :

- les hydrocarbures lourds (8) du fond du premier absorbeur (A1) sont injectés, après réchauffage éventuel, dans une colonne de débutanisation (D1) pour obtenir d'une part en fond de cette colonne une coupe liquide (21) qui contient la totalité des hydrocarbures en C6 et plus lourds, au moins 99 % des hydrocarbures en C5, au plus 2 % des hydrocarbures en C4 présents dans la charge et qui est totalement exempte d'hydrocarbures en C3 et plus légers, et d'autre part en tête de cette colonne une coupe liquide (14), riche en hydrocarbures en C4 et plus légers, réinjectée comme reflux dans ladite colonne et comme alimentation en tête (9) du premier absorbeur (A1) et un distillat gazeux (20) recyclé dans la charge gazeuse en amont du premier absorbeur (A1),
- et les hydrocarbures liquides (30) du fond du second absorbeur (A2) sont injectés, après réchauffage (E8) dans une colonne de dééthanisation (D2) pour obtenir d'une part en fond de cette colonne une coupe liquide (29) qui contient au moins 98 % des hydrocarbures en C3 et la totalité des hydrocarbures en C4 présents dans le gaz prétraité et d'autre part en tête de cette colonne une coupe liquide (35), riche en hydrocarbures en C2 et plus légers, réinjectée comme reflux dans ladite colonne et également un distillat gazeux (37), riche en hydrocarbures en C2 et plus légers qui après réfrigération et condensation au moins partielle (E11) est injecté comme alimentation en tête (24) du second absorbeur (A2),
- de façon que le procédé permette de récupérer au moins 98 % des hydrocarbures en C3 et au moins 99,9 % des hydrocarbures en C4 et plus contenus dans la charge gazeuse (1), tandis que le gaz prétraité (6) issu du premier absorbeur (A1) contient la totalité des hydrocarbures en C3 et moins, au moins 98 % des hydrocarbures en C4, au plus 1 % des hydrocarbures en C5, et qu'il est totalement exempt d'hydrocarbures en C6 et plus.

2. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que la colonne de débutanisation (D1) fonctionne

à une pression supérieure à celle du premier absorbeur (A1) grâce à un pompage (P1) transférant les hydrocarbures liquides du fond de l'absorbeur précité vers la colonne de débutanisation pour permettre au distillat gazeux (20) d'être mélangé à la charge gazeuse comprimée (2).

3. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que la colonne de débutanisation (D1) fonctionne à une pression inférieure à celle du premier absorbeur (A1), le distillat gazeux (20) étant mélangé à la charge gazeuse (1) en amont de la compression (C1).

4. Procédé selon l'une des revendications 1 à 3, caractérisé en ce qu'on prévoit l'injection d'une coupe d'essence non stabilisée (22) contenant une proportion notable d'hydrocarbures en C4 et plus légers dans la colonne de débutanisation (D1).

5 Procédé selon l'une des revendications 1 à 4, caractérisé en ce que les opérations consistant : refroidir (E6) le gaz prétraité (6) avant son injection dans le second absorbeur (A2), réchauffer (E7) le gaz traité obtenu en tête du second absorbeur (A2), condenser (E10) le reflux du dééthaniseur (D2), réchauffer (E8) les hydrocarbures liquides obtenus en fond du second absorbeur (A2) avant leur injection dans la colonne de dééthanisation (D2) et condenser (E11) le distillat gazeux du dééthaniseur avant son injection en tête du second absorbeur (A2), sont intégrées thermiquement, le complément de réfrigération étant fourni par un cycle de réfrigération.

6. Procédé selon la revendication 5, caractérisé en ce que le cycle de réfrigération précité utilise un réfrigérant en mélange (40) constitué d'au moins un hydrocarbure en (C2) et un hydrocarbure en (C3).

7. Procédé selon la revendication 5 ou 6 caractérisé en ce que le cycle de réfrigération précité utilise au moins deux étages de pression pour la vaporisation du réfrigérant (E13), (E15) préalablement sous-refroidi (E12).

8. Procédé selon l'une des revendications 5 à 7, caractérisé en ce que le cycle de réfrigération précité utilise une condensation totale du réfrigérant effectuée à haute pression et température ambiante.

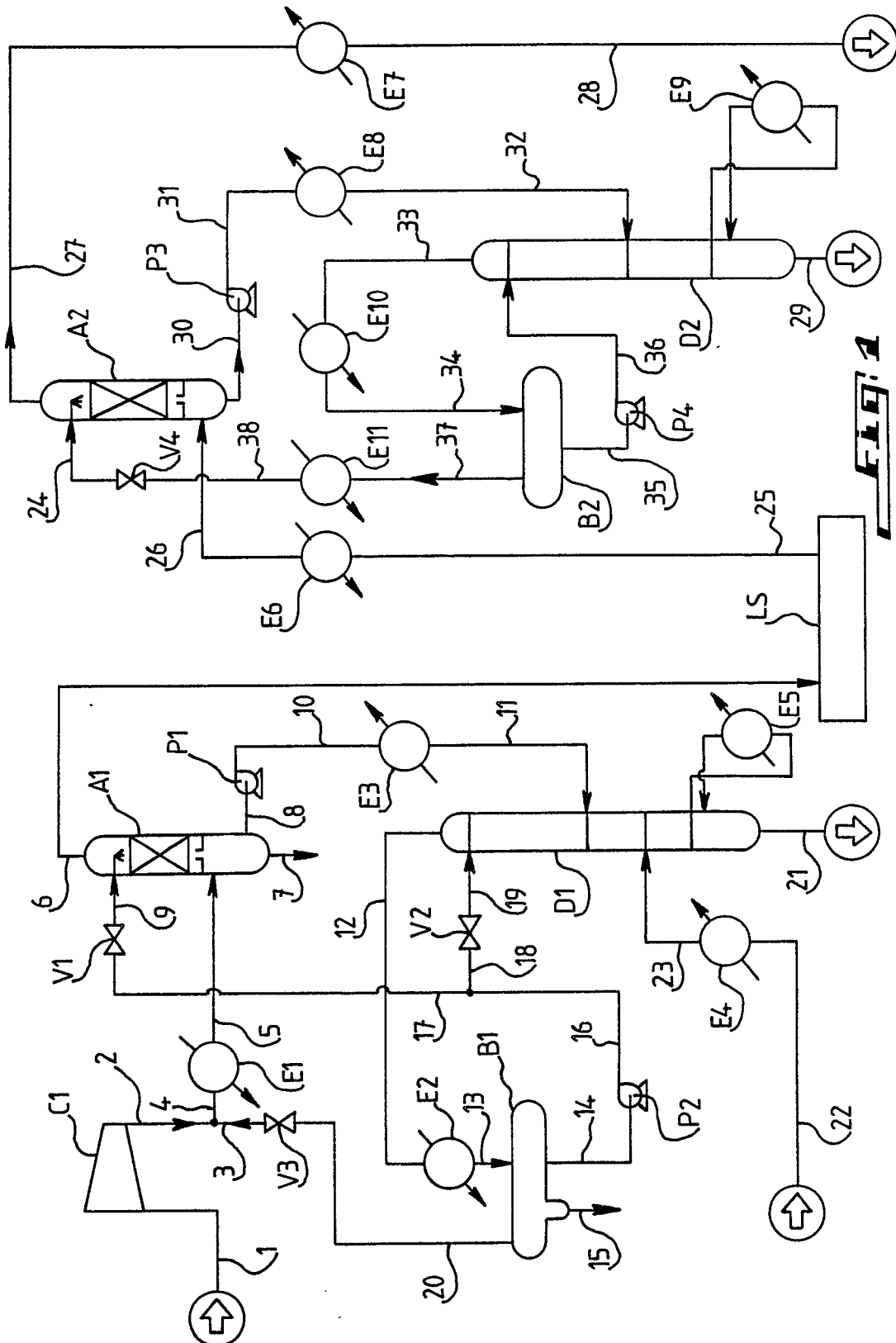
9. Installation pour l'exécution du procédé selon l'une des revendications 1 à 8 du type comprenant un moyen de compression d'une charge gazeuse et plusieurs colonnes d'absorption, caractérisée en ce qu'elle comprend : une colonne d'absorption (A1) des hydrocarbures en (C5) et plus lourds associée à une colonne de débutanisation (D1) ; une colonne d'absorption (A2) des hydrocarbures en (C3) et plus lourds associée à une colonne de dééthanisation (D2) et à un système d'échange (SE) de chaleur relié à un circuit frigorifique ; la coupe liquide obtenue en tête (14) de la colonne de débutanisation (D1) étant réinjectée comme reflux dans cette colonne et comme alimentation dans la tête de la colonne d'absorption (A1) des hydrocarbures en (C5) et le distillat gazeux (20) obtenu de la colonne de débutanisation (D1) étant recyclé au refoulement de la compression (C1) du gaz de charge ; le distillat gazeux (37) obtenu en tête de la colonne de dééthanisation (D2) étant au moins partiellement condensé (E11) et injecté comme alimentation (24) dans la tête de la colonne d'absorption (A2) des hydrocarbures en (C3) ; et le réfrigérant du cycle frigorifique constitué d'un mélange d'hydrocarbures en (C2) et en (C3) et plus, étant totalement condensé à haute pression et température ambiante (E14) et étant après sous-refroidissement (E12) vaporisé à deux niveaux de pression (E13) et (E15).

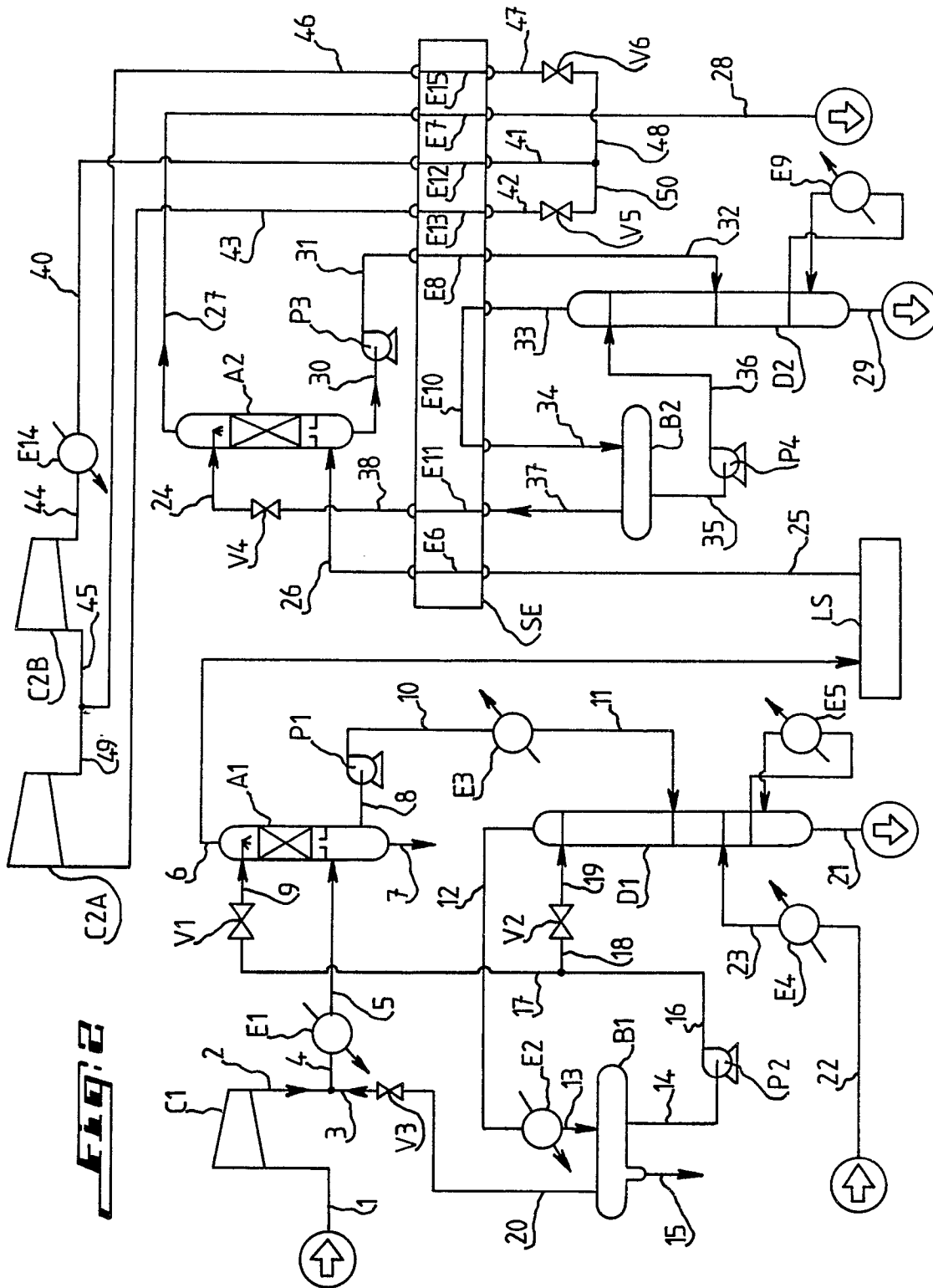
40

45

50

55







Office européen
des brevets

RAPPORT DE RECHERCHE EUROPEENNE

Numero de la demande

EP 90 40 1099

DOCUMENTS CONSIDERES COMME PERTINENTS			
Catégorie	Citation du document avec indication, en cas de besoin, des parties pertinentes	Revendication concernée	CLASSEMENT DE LA DEMANDE (Int. Cl.5)
A	FR-A-2 600 338 (PETROL-ENGINEERING) * Revendication; figure * ---	1-9	C 10 G 5/06
A	EP-A-0 185 253 (LINDE) * Figures; revendications * -----	1-9	
			DOMAINES TECHNIQUES RECHERCHES (Int. Cl.5)
			C 10 G F 25 J C 07 C
Le présent rapport a été établi pour toutes les revendications			
Lieu de la recherche LA HAYE		Date d'achèvement de la recherche 31-05-1990	Examineur MICHIELS P.
CATEGORIE DES DOCUMENTS CITES X : particulièrement pertinent à lui seul Y : particulièrement pertinent en combinaison avec un autre document de la même catégorie A : arrière-plan technologique O : divulgation non-écrite P : document intercalaire T : théorie ou principe à la base de l'invention E : document de brevet antérieur, mais publié à la date de dépôt ou après cette date D : cité dans la demande L : cité pour d'autres raisons & : membre de la même famille, document correspondant			