

(19)



Europäisches Patentamt
European Patent Office
Office européen des brevets



(11)

EP 0 770 667 A1

(12)

DEMANDE DE BREVET EUROPEEN

(43) Date de publication:
02.05.1997 Bulletin 1997/18

(51) Int Cl.⁶: **C10L 3/10, C10G 5/04**

(21) Numéro de dépôt: **96402157.0**

(22) Date de dépôt: **10.10.1996**

(84) Etats contractants désignés:
DE DK FR GB IT NL

(30) Priorité: **27.10.1995 FR 9512689**

(71) Demandeur: **INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE
92502 Rueil-Malmaison (FR)**

(72) Inventeurs:
• **Landreau, Benoit
92290 Chatenay Malabry (FR)**

- **Rojey, Alexandre
92500 Rueil Malmaison (FR)**
- **Amande, Jean-Claude
78480 Villepreux (FR)**
- **Doerler, Nicole
92000 Nanterre (FR)**

(74) Mandataire: **Andreeff, François
INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE
4, avenue de Bois-Préau
92502 Rueil-Malmaison (FR)**

(54) **Procédé de séchage de gaz au glycol incluant la purification des rejets gazeux**

(57) Procédé de déshydratation d'un gaz naturel ou d'un gaz de raffinerie contenant de l'eau et des BTEX au moyen d'un dessicant liquide (glycol) avec régénération comprenant les étapes suivantes:

- (a) l'absorption de l'eau et des BTEX par contact du gaz avec le dessicant liquide régénéré dans l'étape (c), produisant un effluent gazeux sec et le dessicant liquide chargé en eau et BTEX,
- (b) séparation dudit dessicant liquide chargé, en une vapeur contenant une partie des BTEX et une phase liquide contenant principalement le dessicant chargé en eau et en BTEX,

- (c) régénération dudit dessicant liquide dans une zone de distillation, d'où sort une vapeur contenant de l'eau et des BTEX et le dessicant liquide régénéré qui est renvoyé vers l'étape d'absorption (a),
- (d) condensation de la vapeur issue de la zone de distillation et la séparation de trois phases : un effluent gazeux contenant des BTEX, une phase liquide hydrocarbonée contenant des BTEX et une phase liquide aqueuse ; et
- (e) lavage dudit effluent gazeux par absorption des BTEX par une fraction de dessicant liquide régénéré prélevée en un point du procédé et renvoi dudit dessicant vers un point de la zone de régénération de l'étape (c).

EP 0 770 667 A1

Description

L'invention concerne un procédé de déshydratation de gaz au moyen d'un dessiccant liquide (glycol) incluant une étape de purification des effluents gazeux émis lors de la régénération dudit dessiccant liquide. L'invention concerne plus particulièrement un procédé permettant de réduire la pollution due aux rejets gazeux des unités de séchage de gaz naturel, pollution essentiellement due aux composés aromatiques suivants : benzène, toluène, éthyl benzène, xylène (BTEX).

La déshydratation d'un gaz, par exemple un gaz naturel ou un gaz de raffinerie, est une opération classique. Elle permet de contrôler le point de rosée "eau" du gaz, pour éviter la formation d'hydrates ou de glace lors du transport ou de l'utilisation de ce gaz, de réduire les risques de corrosion, ou pour toutes autres raisons.

Dans ce but, il est courant de mettre en contact le gaz avec un dessiccant liquide hydrophile; parmi ces derniers, la famille chimique des glycols est d'un usage très répandu. Le plus souvent, dans près de 95% des cas, on utilise le triéthylèneglycol (TEG) à cause de sa forte affinité pour l'eau, de sa stabilité chimique et de son faible coût. Toutefois, pour certaines applications, le monoéthylèneglycol (MEG), le diéthylèneglycol (DEG), ou le tétraéthylèneglycol (T4EG) peuvent être préférés.

Dans une unité classique de déshydratation de gaz par un dessiccant liquide, par exemple un glycol, telle que représentée schématiquement par la figure 1 annexée, le gaz humide entre, par la ligne 1, en bas d'une colonne d'absorption A1, fonctionnant sous pression, où il contacte par circulation à contre-courant le dessiccant liquide introduit en tête par la ligne 3. Au cours de ce contact, l'eau contenue dans le gaz est absorbée par le dessiccant. Le gaz déshydraté sort à forte pression de la tête de la colonne d'absorption A1 par la ligne 2. Au sortir du fond de la colonne A1, le dessiccant chargé en eau est envoyé par la ligne 4 vers la tête de l'unité de régénération R1 où il est utilisé comme fluide de refroidissement. Après l'échange thermique, le dessiccant chargé en eau est envoyé vers un ballon de séparation flash S1, dans lequel la pression est plus faible que dans la colonne d'absorption A1. Dans certains cas, il est possible d'envoyer le dessiccant chargé en eau d'abord dans le ballon de séparation flash avant de l'utiliser comme fluide de refroidissement en tête de l'unité de régénération R1. Une grande partie du gaz absorbé à forte pression par le dessiccant est séparé de la phase liquide dans ce ballon S1. Ce gaz peut être soit rejeté à l'atmosphère par la ligne 5, soit utilisé comme fuel gaz au cours de l'étape de régénération du dessiccant. Il est alors envoyé vers le brûleur du rebouilleur R2 du dispositif de régénération R1.

Le dessiccant liquide contenant de l'eau, mais étant séparé du gaz absorbé à forte pression est issu du ballon de séparation flash par la ligne 7. Après son passage dans au moins un échangeur de chaleur EI, il est envoyé par la ligne 7 dans le dispositif de régénération thermique R1, dans lequel une partie de l'eau absorbée par le dessiccant va être vaporisée et éliminée en tête par la ligne 8, alors que le dessiccant régénéré qui sort en fond par la ligne 3 traverse l'échangeur EI et est envoyé par une pompe P1, dans un refroidisseur E4, puis en tête de la colonne d'absorption A1.

Cependant, il est bien connu que l'on ne peut séparer totalement l'eau du dessiccant par voie thermique à pression atmosphérique, lorsque ce dernier se dégrade à une température inférieure à sa température normale d'ébullition. Par exemple, le TEG bout à environ 285°C, mais on se limite généralement à 204°C lors de la régénération pour limiter sa dégradation. À cette température, la pureté du TEG régénéré est voisine de 98,7% masse.

Si l'on désire pour le dessiccant liquide (glycol) une pureté supérieure afin d'obtenir une déshydratation plus poussée du gaz, un moyen classique consiste à faire suivre l'étape de reconcentration thermique d'une étape de strippage par du gaz sec ou à faible teneur en eau, par exemple une partie du courant gazeux déshydraté par le dessiccant, comme décrit notamment dans le brevet US-A-3 105 748 .

Une autre technique consiste à faire suivre l'étape de reconcentration par une étape de strippage, en utilisant un agent de strippage liquide à température et pression ambiantes et formant un hétéroazéotrope avec l'eau. Cette configuration, décrite notamment dans le brevet FR-B-2698017, comprend :

- 1. une étape de rebouillage du dessiccant liquide chargé en eau,
- 2. une étape de distillation dudit dessiccant comprenant au moins un étage de distillation,
- 3. une étape de strippage du dessiccant liquide partiellement régénéré lors des étapes 1 et 2, par l'agent de strippage vaporisé,
- 4. une étape de condensation de la vapeur sortant de l'étape de distillation 2, condensation générant deux phases liquides, l'une majoritaire en eau, l'autre majoritaire en agent de strippage,
- 5. le chauffage de la phase liquide riche en agent de strippage issue de l'étape 4, chauffage régénérant une phase vapeur plus riche en eau que ladite phase liquide et une phase liquide appauvrie en eau,
- 6. le renvoi de la phase liquide constituée essentiellement d'agent de strippage issue de l'étape 5 vers l'étape 3.

Lorsque, dans les procédés de déshydratation, le gaz naturel ou le gaz de raffinerie traité contient des composés aromatiques (BTEX : benzène, toluène, éthyl benzène et xylène), durant la phase d'absorption, le dessiccant - généralement le TEG- qui est également un solvant des composés aromatiques, se charge en les dits BTEX.

EP 0 770 667 A1

À cause des températures d'ébullition des BTEX à pression atmosphérique, qui sont comprises entre 80 et 144°C, peu de ces composés sont séparés du dessiccant dans le ballon de séparation flash décrit précédemment, qui fonctionne à basse pression et forte température. La plupart des composés aromatiques sont séparés du dessiccant lors de son chauffage dans la colonne de régénération.

Les vapeurs émises par une unité de rebouillage de TEG peuvent présenter une teneur totale en aromatiques très élevée (supérieures à 30%). Une composition particulière (Traitement du champ de gaz naturel de Whitney Canyon, Wyoming, États Unis) est donnée à titre indicatif ci dessous (% poids):

- Eau	45,2 %
- Azote	7,7 %
- Benzène	4,6 %
- Toluène	15,6 %
- Éthyl benzène	0,9 %
- Xylène	12,7 %
- Autres hydrocarbures	13,3%

La composition des rejets varie en fonction de la nature du gaz à traiter, de la température et du débit de TEG circulant dans l'installation. Ces rejets doivent être réduits afin de répondre aux nouvelles contraintes liées aux émissions de produits toxiques dans l'atmosphère. À titre d'exemple, aux États Unis, le "Clean Air Act Amendment", publié en 1990, réduit de façon drastique les taux acceptables de rejets de BTEX dans l'atmosphère sur le territoire américain. Toute unité rejetant plus de 100 tonnes/an de BTEX ou 25 tonnes/an d'une combinaison quelconque de ces 4 composés est soumise à contrôle et régulation.

Afin de répondre aux nouvelles contraintes d'émissions de produits toxiques dans l'atmosphère, les industriels concernés ont modifié les unités de déshydratation de gaz existantes et ont eu recours aux techniques classiques suivantes :

L'incinération des vapeurs, qui peut être réalisée par un incinérateur à flamme alimenté par le fuel gaz produit par l'unité, présente l'inconvénient de requérir un investissement très important.

La condensation des vapeurs pour produire l'eau et les BTEX et la séparation par gravité dans un ballon de séparation triphasique sont décrits en détail dans le brevet US-A-3 867 736 et représentées schématiquement par la figure 2. Selon cette technique, les rejets gazeux sortant en tête du dispositif de régénération thermique R1 sont envoyés par la ligne 8 dans un condenseur C1, usuellement un aéro-réfrigérant. Les différents fluides issus du condenseur C1 sont envoyés dans un ballon de séparation triphasique B1, où sont séparées gravitairement une phase liquide contenant majoritairement de l'eau, évacuée par la ligne 11, et une phase liquide contenant majoritairement des hydrocarbures, soutirée latéralement par la ligne 10. La phase gazeuse sortant de ce ballon triphasique B1 par la ligne 9 est composée de vapeur d'eau et contient un taux résiduel d'hydrocarbures dépassant fréquemment les contraintes d'environnement, comme cela sera montré dans l'exemple 2 présenté plus loin.

On connaît un procédé industriel qui met en oeuvre deux condenseurs tels que C1 et deux ballons triphasiques tels que B1, ce procédé permettant de traiter les vapeurs émises par le ballon de séparation flash S1 et par la colonne de régénération R1.

Le brevet US-A-5 209 762 décrit une amélioration du procédé précédent permettant d'éliminer les aromatiques dissous dans l'eau liquide extraite du ballon triphasique.

Une autre technique comprend l'installation sur le circuit de vapeur d'un condenseur primaire, suivi d'un compresseur à vis, les vapeurs non condensables étant réintroduites dans l'unité de traitement.

Encore une autre technique met en oeuvre le séchage et traitement d'un gaz, en utilisant un solvant composé de glycol, de N-méthyl-caprolactame et d'eau, la concentration de glycol (de préférence, le TEG) étant comprise entre 80 et 97%. Cette méthode est décrite dans le brevet US-A-4 479 811.

Enfin, l'utilisation de la perméation gazeuse pour cette application est décrite dans le brevet US-A-5 399 188. Un mélange d'eau et de TEG circule à l'intérieur d'un faisceau de fibres creuses placé dans une chambre. On envoie dans cette chambre le gaz humide contenant les BTEX. Seule l'eau mélangée au glycol passe au travers de la membrane. En sortie de la chambre on récupère:

- un gaz qui contient toujours les BTEX,
- une solution contenant de l'eau et du TEG, qui peut être régénérée sans risque d'émission de BTEX.

L'invention concerne un nouveau procédé mettant en oeuvre la condensation des vapeurs issues du dispositif de régénération du dessiccant.

Le procédé de l'invention présente notamment l'avantage de produire des effluents gazeux épurés, qu'il est pos-

EP 0 770 667 A1

sible de rejeter directement à l'atmosphère ou vers un système de torche classique (sans incinérateur) ou bien de réutiliser dans l'installation.

D'une manière générale, l'invention propose un procédé de déshydratation au moyen d'un dessiccant liquide hydrophile d'un gaz humide choisi parmi le gaz naturel et les gaz de raffinerie, comprenant essentiellement du méthane et autre alcanes légers, des BTEX, de l'eau et éventuellement du gaz carbonique, de l'azote et/ou de l'hydrogène sulfuré, avec régénération dudit dessiccant liquide, ledit procédé comprenant :

(a) une étape d'absorption de l'eau et les BTEX par contact entre ledit gaz humide et le dessiccant liquide régénéré dans l'étape (c), produisant un effluent gazeux sec et un flux de dessiccant liquide chargé en eau et en BTEX,

(b) une étape de séparation dudit dessiccant liquide chargé en une vapeur contenant principalement du méthane, de la vapeur d'eau et une partie des BTEX et une phase liquide contenant principalement le dessiccant liquide chargé en eau et en BTEX,

(c) une étape de régénération dudit dessiccant liquide comprenant une zone de rebouillage et une zone de distillation, dans laquelle le dessiccant liquide chargé est envoyé dans ladite zone de distillation, d'où sort une vapeur contenant de l'eau et des BTEX et ledit dessiccant liquide régénéré, qui est renvoyé comme dessiccant à l'entrée de ladite zone d'absorption, dans l'étape (a),

(d) une étape de condensation de la vapeur issue de ladite zone de distillation, suivie de la séparation de trois phases : un effluent gazeux contenant des BTEX, une phase liquide hydrocarbonée contenant des BTEX et une phase liquide aqueuse ; et

(e) le traitement d'au moins ledit effluent gazeux contenant des BTEX dans une zone de lavage par absorption des BTEX par une fraction de dessiccant liquide régénéré prélevée en un point du procédé et renvoi dudit dessiccant ayant absorbé les BTEX vers un point de la zone de régénération de l'étape (b), l'effluent gazeux sortant de ladite zone de lavage étant ainsi débarrassé des BTEX.

Le procédé de l'invention est décrit ci-après plus en détail en relation avec la figure 4 :

Dans l'étape (a), le flux de gaz humide 1 est mis en contact avec le flux de dessiccant liquide 3, à contre-courant dans une colonne d'absorption A1, ce qui produit un effluent gazeux sec 2 sortant en tête et un flux de dessiccant liquide 4 chargé en eau et en BTEX, sortant en fond de ladite colonne d'absorption A1 .

Dans cette étape, le gaz humide entre à la pression de production (en général de 20 à 150 bar) et à une température inférieure à 50°C. Si la température de production du gaz est supérieure à cette valeur, ledit gaz sera refroidi, par exemple par un aéro-réfrigérant, avant son entrée dans la colonne A1. Le dessiccant liquide introduit en tête de la colonne A1 est classiquement à une température supérieure d'environ 5°C à celle du gaz à traiter.

Dans l'étape (b), le flux de dessiccant liquide chargé 4 est envoyé dans un ballon de séparation flash S1, dans lequel on sépare un effluent vapeur 5 sortant en tête, contenant principalement méthane, vapeur d'eau et BTEX et, sortant en fond, une phase liquide 7 contenant principalement le dessiccant liquide chargé en eau et en BTEX.

Dans cette étape, le flux de dessiccant liquide chargé en eau et en BTEX, sort par la ligne 4 à la température du gaz à traiter ; il est en général envoyé comme fluide de refroidissement en tête de la colonne de distillation D1 du dispositif de régénération R1, où la température dudit dessiccant s'accroît en général d'environ 10°C. Le dessiccant, alors envoyé dans le ballon de séparation flash S1, est détendu à une pression de 2 à 5 bar, sa température, selon les conditions d'exploitation, pouvant varier de 50 à 85°C.

Dans l'étape (c), le flux de dessiccant liquide 7 est envoyé à travers un échangeur de chaleur EI, vers la colonne de distillation D1 du dispositif de régénération R1, qui comprend en outre un rebouilleur R2; dudit dispositif de régénération R1, il sort en tête un effluent vapeur 8 contenant de l'eau et des BTEX et en fond un effluent liquide 3, constituant le dessiccant liquide régénéré, qui est envoyé, à travers l'échangeur de chaleur EI et la pompe P1, en tête de la colonne d'absorption A1 de l'étape (a).

Dans cette étape, le flux de dessiccant liquide est réchauffé dans l'échangeur EI, dimensionné de manière à entraîner une variation de température d'au moins environ 100°C sur le flux 7 (réchauffé) et le flux 3 (refroidi). L'effluent vapeur 8 de la colonne de distillation D1 sort en général à une température d'environ 80 à 90°C et à la pression atmosphérique. Le dessiccant liquide régénéré sort en fond du rebouilleur R2 à une température d'environ 200°C et subit une baisse de température d'au moins environ 100°C dans l'échangeur EI comme déjà indiqué plus haut. La température du dessiccant régénéré est adaptée aux conditions de la colonne A1 : il est refroidi, en général dans un échangeur E4, jusqu'à une température supérieure d'environ 5°C à celle du gaz à traiter. Sa pression est elle aussi adaptée, par la pompe P1, à celle régnant dans la colonne d'absorption A1.

Dans l'étape (d), ledit effluent gazeux 8 sortant en tête de la colonne de distillation D1 du dispositif de régénération

R1 est condensé dans un condenseur C1 et envoyé dans un ballon de séparation triphasique B1, d'où sort, à la partie supérieure, un effluent gazeux 9 contenant des BTEX, latéralement, une phase hydrocarbonée 10 contenant des BTEX et en fond, une phase liquide aqueuse 11.

L'effluent de tête de la colonne de distillation D1 est refroidi à travers le condenseur C1, en général un aéro-réfrigérant, jusqu'à environ 50°C, ou moins selon les conditions d'exploitation. Le ballon de séparation triphasique B1 est à cette température et à pression atmosphérique; il en est de même de l'effluent gazeux 9.

Enfin, dans l'étape (e), on envoie l'effluent gazeux 9 en courant ascendant dans une colonne de lavage L1, dans laquelle il est mis en contact à contre-courant avec un flux liquide 12, prélevé sur le circuit de dessiccant liquide régénéré. De ladite colonne de lavage L1, il sort en fond un flux de dessiccant liquide 13 ayant absorbé les BTEX, qui est renvoyé vers le dispositif de régénération R1, et en tête un effluent gazeux exempt de BTEX.

Dans cette étape, le flux de dessiccant liquide régénéré utilisé pour le lavage représente en général de 3 à 10% du débit injecté à l'alimentation de la colonne d'absorption A1. Pour que le lavage soit efficace, la température du dessiccant utilisé est avantageusement supérieure d'au moins 5°C à celle de l'effluent gazeux à traiter. Cette température sera adaptée aux conditions opératoires, en général au moyen d'un échangeur de chaleur E3. Le dessiccant injecté ressort en fond de la colonne de lavage L1 à la température de l'effluent gazeux à traiter.

Différentes configurations peuvent être envisagées pour mettre en oeuvre le procédé de l'invention.

Ainsi, le dessiccant régénéré utilisé pour le lavage des effluents gazeux du séparateur triphasique B1 peut être prélevé au niveau de l'alimentation de l'absorbeur A1, selon la disposition représentée sur les figures 4 à 6. Cette configuration évite l'installation d'un échangeur et d'une pompe sur le site.

Dans ce cas, le dessiccant chargé de BTEX, sortant en fond de colonne de lavage L1 par la ligne 13 peut être envoyé vers l'alimentation 7 de la colonne de distillation D1 en amont de l'échangeur de chaleur E1, comme représenté figure 4.

Le dessiccant chargé en BTEX sortant de la colonne de lavage L1 par la ligne 13 peut aussi être envoyé vers l'alimentation 7 de la colonne de distillation D1 en aval dudit échangeur de chaleur E1, comme représenté sur la figure 5. Il peut encore être injecté directement en tête de la colonne de distillation D1 du dispositif de régénération R1, ou encore à un niveau intermédiaire comme indiqué en pointillé sur la figure 5.

Dans ces différents cas, la consommation énergétique supplémentaire induite au niveau du rebouilleur par l'ajout de ce fluide froid est faible, compte tenu qu'une faible fraction du débit de dessiccant est dédiée à cette fonction de lavage.

Il est également possible de réaliser un échange thermique entre le dessiccant sortant de la colonne L1 et la tête de la colonne de régénération en provoquant un reflux partiel comme indiqué sur la figure 6. Cette disposition permet de réchauffer le dessiccant tout en assurant tout ou partie de la condensation requise en tête de la colonne de régénération D1.

Dans le procédé de l'invention, le flux de dessiccant liquide régénéré 12 alimentant en tête la colonne de lavage L1 peut encore être prélevé dans le rebouilleur R2 par une pompe P2 et passer à travers un échangeur de chaleur E2, et si nécessaire dans un échangeur E3, dans lesquels il est refroidi, et le dessiccant liquide 13 ayant absorbé les BTEX et sortant en fond de la colonne de lavage L1 est renvoyé, à travers l'échangeur de chaleur E2, dans lequel il est réchauffé, vers le rebouilleur R2. Une telle configuration est représentée sur la figure 3.

Afin d'améliorer sensiblement la déshydratation d'un gaz naturel ou d'un gaz de raffinerie, la régénération du dessiccant liquide, dans le procédé de l'invention, peut inclure une opération de strippage par exemple au moyen d'un agent de strippage liquide à température et pression ambiantes et formant un hétéroazéotrope avec l'eau. Généralement l'agent de strippage est un mélange d'hydrocarbures contenant majoritairement du benzène. Le procédé de régénération du dessiccant liquide peut alors se subdiviser en les 6 étapes suivantes.

- 1) une étape de rebouillage du dessiccant liquide chargé en eau,
- 2) une étape de distillation dudit dessiccant comprenant au moins un étage de distillation,
- 3) une étape de strippage du dessiccant liquide partiellement régénéré, lors des étapes 1 et 2, par l'agent de strippage vaporisé,
- 4) une étape de condensation de la vapeur sortant de l'étape de distillation 2, condensation générant deux phases liquides, l'une majoritaire en eau, l'autre majoritaire en agent de strippage,
- 5) le chauffage de la phase liquide riche en agent de strippage issue de l'étape 4, chauffage générant une phase vapeur plus riche en eau que ladite phase liquide et une phase liquide appauvrie en eau, et
- 6) le renvoi de la phase liquide constituée essentiellement d'agent de strippage issu de l'étape 5 vers l'étape 3.

EP 0 770 667 A1

Un mode particulier de réalisation du procédé est décrit plus en détail ci-après en liaison avec la figure 7. Dans ce mode de réalisation, l'agent de strippage liquide issu de l'étape 4 est partiellement vaporisé au cours d'une première étape de chauffage, en générant une phase vapeur enrichie en eau, qui est renvoyée en amont de l'étape 4 et une phase liquide appauvrie en eau, qui est vaporisée avant d'être envoyée vers l'étape 1.

5 Cette disposition permet de stripper le dessiccant liquide par une phase vapeur ne contenant pratiquement plus d'eau et de pouvoir ainsi obtenir une régénération très poussée du dessiccant liquide.

La charge à traiter arrive par la ligne 4 en tête du dispositif de distillation D1. Après passage dans le ballon de séparation flash S1, elle est envoyée par la ligne 7 jusqu'à l'échangeur E1, où elle est chauffée par le dessiccant liquide régénéré arrivant par la ligne 3. Sortant de l'échangeur E1 par la ligne 7, la charge pénètre dans le dispositif de distillation 10 D1, lequel surmonte successivement de haut en bas une zone de rebouillage R2, une zone de strippage S2 et un ballon réservoir B2.

La température dans la zone de rebouillage R2 est généralement comprise entre 150°C et 250°C.

La pression absolue dans l'ensemble constitué du dispositif de distillation D1, du rebouilleur R2, de la zone de strippage S2 et du ballon B2 est généralement comprise entre 0,5 et 2 bar.

15 Dans le rebouilleur R2 la majeure partie de l'eau et des produits plus légers que l'agent dessiccant absorbés par ce dernier sont vaporisés. Le dessiccant liquide appauvri en eau tombe par gravité du rebouilleur R2 dans la zone de strippage S2, où il est mis en contact à contre-courant avec l'agent de strippage déshydraté arrivant dans le ballon B2 par la ligne 15.

Le dessiccant liquide régénéré sort du ballon B2 par la ligne 3, traverse l'échangeur E1, où il est refroidi par la charge arrivant par la ligne 7, et est réinjecté en tête de la colonne d'absorption A1, par la pompe P1.

20 L'eau, l'agent de strippage et les autres produits vaporisés dans le rebouilleur R2 quittent le dispositif de distillation D1 par la ligne 8, sont mélangés, le cas échéant, avec la vapeur arrivant du ballon B3 par la ligne 16, et refroidis dans le condenseur C1. Le mélange, partiellement condensé, entre dans le ballon B1.

25 De là, les composés les plus légers sont évacués du procédé sous forme gazeuse par la ligne 9; l'eau est évacuée du procédé par la ligne 11 avec les autres produits hydrophiles; l'agent de strippage et les autres produits hydrophobes sont envoyés, saturés en eau, par la ligne 10 et à travers la pompe P2, vers l'échangeur E5, où ils sont partiellement vaporisés et envoyés par la ligne 17 vers le ballon B3.

30 D'une manière générale, la phase vapeur générée dans l'échangeur E5, plus riche en eau que le liquide arrivant par la ligne 10, peut être évacuée du procédé. Cependant, il est plus avantageux de la renvoyer par la ligne 16 en amont du condenseur C1 avec la vapeur sortant du dispositif de distillation D1 par la ligne 8.

La phase liquide sortant du ballon B3 par la ligne 18, plus pauvre en eau que le liquide arrivant par la ligne 10, est divisée de manière à maintenir constant le débit d'agent de strippage dans la boucle: une partie fixe est envoyée vers l'évaporateur E6 par la ligne 20; un éventuel excès, dû à l'absorption par l'agent dessiccant d'une partie du courant gazeux traité lors de l'étape de déshydratation, est évacué du procédé par la ligne 19.

35 La phase vapeur sortant de l'évaporateur E6 par la ligne 15 est envoyée dans le ballon B2.

On sait que lors de l'exploitation d'un champ de gaz naturel, la composition dudit gaz peut varier et présenter une richesse variable en composés aromatiques, comme décrit dans "Glycol Experience in the Brae Field", J.H. Miller et K.A. O'Donnell, présenté à Londres, au Congrès "Developments in Production Separation Systems" en Mars 1993. Aussi, la mise en place d'une étape de strippage, telle que décrite ci-dessus, doit s'accompagner d'une surveillance 40 du niveau d'agent de strippage. En cas de production de gaz riches en composés aromatiques, le volume d'agent de strippage va augmenter au cours de l'étape 3, et occasionnellement le séparateur triphasique B1 devra être purgé et le surplus de composés aromatiques envoyé au séparateur flash B3. Si le gaz ne contient pas de composés aromatiques, il se chargera en ces composés au cours de l'étape 3. Au cours de l'étape 4, la phase liquide majoritaire en eau condensera, alors que la seconde phase liquide majoritaire en agent de strippage aura un faible volume ou sera 45 inexistante. De ce fait, le volume d'agent de strippage contenu dans le procédé peut diminuer et nécessiter des apports. Un mode de fonctionnement utilisé en Mer du Nord pour pallier les variations des aromatiques contenus dans le gaz produit consiste à alterner des périodes d'utilisation normale du procédé avec des périodes pendant lesquelles le fuel gaz est utilisé comme agent de strippage. Ces dernières périodes permettent la constitution d'une réserve d'agent de strippage.

50 Quand l'étape de strippage est associée au procédé de l'invention, une telle façon d'opérer n'est plus nécessaire. En effet, la quasi totalité des composés aromatiques BTEX se trouve récupérée et concentrée dans le ballon triphasique B1 et les BTEX peuvent être avantageusement utilisés pour pallier les variations de volume en agent de strippage.

Les aromatiques arrivant dans la charge s'accumulent dans le ballon B1 et la purge réalisée par le conduit 19 peut être opérée de manière à maintenir la quantité d'agent de strippage contenue dans le ballon B1 constante, par exemple 55 en contrôlant le débit de purge par une régulation de niveau.

La purge peut être effectuée soit à la sortie du ballon B1 sous contrôle de niveau dans le ballon B1, soit à la sortie du ballon B3 sous contrôle de niveau dans le ballon B3. Cette dernière disposition présente l'avantage de produire une fraction liquide déshydratée. Cette fraction liquide peut être soit remélangée avec le gaz en étant alors vaporisée,

soit valorisée séparément.

Dans le procédé de l'invention, il peut être avantageux d'utiliser au moins une partie 6 de l'effluent gazeux 5 du ballon de séparation flash S1 comme gaz combustible pour le rebouilleur R2.

5 Par ailleurs, l'effluent gazeux 5 issu du ballon de séparation flash S1 peut être injecté dans le ballon triphasique B1, où il peut être injecté en partie condensé. La vapeur se joint à celle déjà séparée dans le ballon B1 et qui en sort par la ligne 9 pour être traitée dans la colonne de lavage L1 selon l'invention. Cette possibilité est représentée en pointillé sur la figure 4.

10 Il est encore possible, alternativement, d'installer sur l'effluent gazeux 5 du ballon de séparation flash S1 une colonne de lavage L2 alimentée en tête par du dessiccant liquide régénéré, avec les mêmes possibilités de prélèvement et de renvoi que celles qui sont décrites plus haut pour la colonne de lavage L1.

L'effluent gazeux sortant de la colonne L1 par la ligne 14 est débarrassé de la fraction de BTEX mais est également déshydraté. Il peut donc être recomprimé par un compresseur K1 et mélangé avec le gaz traité comme cela est indiqué sur le schéma de la figure 4. Éventuellement, et selon la composition du gaz à traiter, des débits relatifs des effluents 2, 5 et 14, l'effluent 5 ou l'effluent gazeux issu d'une colonne de lavage L2 traitant l'effluent 5 peuvent être associés à l'effluent 14. On peut ainsi améliorer le rendement de production du gaz traité, ce qui constitue un avantage supplémentaire du procédé. Ledit effluent 14 peut également être utilisé comme combustible pour le chauffage du rebouilleur R2 du système de régénération R1.

Les exemples suivants illustrent l'invention.

20 EXEMPLES

Dans ces exemples, on considère un champ de gaz naturel, produisant 220 MSCFD (Millions of Standard Cubic Feet per Day) soit 5,896 millions de (n)m³/jour de gaz dont la composition sèche est donnée colonne 1 du tableau 1. La masse molaire du gaz sec est de 21,5 g/mole, dont 0,37% poids de BTEX. Ce gaz est saturé en eau à température et pression de production (51°C, 61 bar) et contient 390 kg d'eau par million de m³.

Exemple 1 (comparatif)

30 Le gaz est envoyé dans une unité classique de déshydratation fonctionnant avec du TEG, telle que représentée Figure 1.

Dans cet exemple:

- le débit de TEG circulant dans le procédé est de 32 000 m³/j
- le TEG régénéré injecté en tête d'absorbeur A1 contient 1,2 % poids d'eau résiduelle,
- 35 - l'absorbeur A1 fonctionne à 51°C et 61 bar,
- le ballon de séparation flash S1 fonctionne à 85°C et 5 bar. La teneur en BTEX de l'effluent gazeux (7,49 kg/h) permet son utilisation comme fuel gaz. Toutefois les conditions locales ou une législation sévère peuvent entraîner son traitement.
- la température dans le rebouilleur de la colonne de régénération 4 est de 204°C,
- 40 - la régénération est faite à pression atmosphérique.

La composition de l'effluent 8 issu du régénérateur R1 est décrite colonne 2 du tableau 1. Une telle unité rejette 56,9 kg/h de BTEX.

45 Exemple 2 (comparatif)

Le gaz est déshydraté avec une unité classique présentant un condenseur, abaissant la température des vapeurs issues de la colonne de régénération R1 à 55°C, et un ballon triphasique de séparation gravitaire (figure 2). Toutes les conditions de fonctionnement sont identiques par ailleurs à celles de l'exemple décrit ci dessus.

50 La composition de l'effluent gazeux 9 du ballon triphasique est décrite colonne 3 du tableau 1. Une telle unité rejette 29,8 kg/h de BTEX.

Exemple 3 (selon l'invention)

55 Le gaz est déshydraté avec une unité présentant un condenseur, abaissant la température des vapeurs issues de la colonne de régénération 4 à 55°C et un ballon triphasique de séparation gravitaire. Les vapeurs au sortir de ce ballon sont reprises dans une colonne de lavage L1 décrite figure 4.

Dans cet exemple:

EP 0 770 667 A1

- la colonne de lavage comprend au moins trois étages théoriques,
- le débit de TEG régénéré 12 issu de la colonne de régénération et injecté en tête de colonne de lavage est de 500 kg/h.

5 La composition de l'effluent 14 issu de cette colonne est décrite colonne 4 du tableau 1. Une telle unité ne rejette que 3,9 kg/h de BTEX.

10

15

20

25

30

35

40

45

50

55

TABLEAU 1

	[1] % poids	[2] kg/h	[3] kg/h	[4] kg/h
Eau		938,93	9,75	0,64
Gaz Carbonique	11,19%	18,78	18,60	18,28
Hydrogène sulfuré	3,88%	58,97	57,60	54,88
Azote	0,17%	0,05	0,05	0,05
Méthane	58,96%	1,36	1,36	1,34
Éthane	9,70%	1,58	1,58	1,56
Propane	5,89%	2,40	2,36	2,32
Butanes	4,38%	2,47	2,38	2,34
Pentanes	2,35%	9,34	8,44	8,07
n-hexane	1,39%	9,12	7,12	6,67
Autres hexanes	0,07%	1,41	1,16	1,01
Heptanes	0,82%	8,39	4,46	4,29
BENZÈNE	0,06%	9,12	5,63	1,92
TOLUÈNE	0,18%	41,32	15,90	1,88
ÉTHYL BENZÈNE	0,01%	1,52	0,29	0,01
XYLÈNE	0,13%	4,99	7,98	0,07
Total BTEX	0,38%	56,95	29,80	3,88
Composés lourds	0,83%	0,15	0,03	0,03
Total		1109,89	144,69	105,36

- [1] Composition (% poids) du gaz anhydre en entrée de la colonne d'absorption
 [2] Effluent issu de la colonne de régénération (Exemple comparatif 1)
 [3] Effluent issu du ballon de séparation triphasique (Exemple comparatif 2)
 [4] Effluent issu de la colonne de lavage (Exemple 3 selon l'invention)

Revendications

1. Procédé de déshydratation d'un gaz humide, choisi parmi le gaz naturel et les gaz de raffinerie comprenant du méthane et autre alcanes légers, des BTEX, de l'eau et éventuellement du gaz carbonique, de l'azote et/ou de l'hydrogène sulfuré, au moyen d'un dessiccant liquide hydrophile avec régénération dudit dessiccant liquide, caractérisé en ce qu'il comprend :

(a) une étape d'absorption de l'eau et des BTEX par contact entre ledit gaz humide et le dessiccant liquide régénéré dans l'étape (c), produisant un effluent gazeux sec et un flux de dessiccant liquide chargé en eau et en BTEX,

(b) une étape de séparation dudit dessiccant liquide chargé en une vapeur contenant principalement du méthane, de la vapeur d'eau et une partie des BTEX et une phase liquide contenant principalement le dessiccant chargé en eau et en BTEX,

(c) une étape de régénération dudit dessiccant liquide comprenant une zone de rebouillage et une zone de distillation, dans laquelle le dessiccant chargé en eau et en BTEX est envoyé dans ladite zone de distillation d'où sort une vapeur contenant de l'eau et des BTEX et ledit dessiccant liquide régénéré qui est renvoyé comme dessiccant à l'entrée de ladite zone d'absorption, dans l'étape (a),

(d) une étape de condensation de la vapeur issue de ladite zone de distillation suivie de la séparation de trois phases : un effluent gazeux contenant des BTEX, une phase liquide hydrocarbonée contenant des BTEX et une phase liquide aqueuse ; et

(e) le traitement d'au moins ledit effluent gazeux contenant des BTEX dans une zone de lavage par absorption des BTEX par une fraction de dessiccant liquide régénéré prélevée en un point du procédé et renvoi dudit dessiccant ayant absorbé les BTEX vers un point de la zone de régénération de l'étape (b), l'effluent gazeux sortant de ladite zone de lavage étant ainsi débarrassé des BTEX.

2. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que :

dans l'étape (a), le flux de gaz humide 1 est mis en contact avec le flux de dessiccant liquide 3, à contre-courant dans une colonne d'absorption A_1 , ce qui produit un effluent gazeux sec 2 sortant en tête et un flux de dessiccant liquide 4 chargé en eau et en BTEX, sortant en fond de ladite colonne d'absorption A_1 ;

dans l'étape (b), le flux de dessiccant liquide chargé 4 est envoyé, après passage à l'intérieur de la tête de colonne de distillation D_1 , dans un ballon de séparation flash S_1 , dans lequel on sépare un effluent vapeur 5 sortant en tête, contenant principalement du méthane, de la vapeur d'eau et une partie des BTEX et, sortant en fond, une phase liquide 7 contenant principalement le dessiccant chargé en eau et en BTEX,

dans l'étape (c), le flux de dessiccant chargé en eau et en BTEX 7, est envoyé à travers un échangeur de chaleur E_1 vers la colonne de distillation D_1 du dispositif de régénération R_1 , qui comprend en outre un rebouilleur R_2 ; dudit dispositif de régénération, il sort en tête un effluent vapeur 8 contenant de l'eau et des BTEX et en fond un effluent liquide 3 constituant le dessiccant liquide régénéré, qui est envoyé, à travers l'échangeur de chaleur E_1 , en tête de la colonne d'absorption A_1 de l'étape (a),

dans l'étape (d), ledit effluent gazeux 8 sortant en tête de la colonne de distillation D_1 du dispositif de régénération R_1 est condensé dans un condenseur C_1 et envoyé dans un ballon de séparation triphasique B_1 , d'où sort, à la partie supérieure, un effluent gazeux 9 contenant des BTEX, latéralement, une phase hydrocarbonée 10 contenant des BTEX et, en fond, une phase liquide aqueuse 11;

et, dans l'étape (e), on envoie l'effluent gazeux 9 en courant ascendant dans une colonne de lavage L_1 , dans laquelle il est mis en contact à contre-courant avec un flux liquide 12, prélevé sur le circuit de dessiccant liquide régénéré; de ladite colonne de lavage L_1 , il sort en fond un flux de dessiccant liquide 13 ayant absorbé les BTEX, qui est renvoyé vers le dispositif de régénération R_1 , et en tête un effluent gazeux exempt de BTEX.

3. Procédé selon la revendication 2, caractérisé en ce que le flux de dessiccant liquide régénéré 12 alimentant en tête la colonne de lavage L_1 est prélevé sur le flux 3 d'alimentation en dessiccant liquide régénéré de la colonne

d'absorption A_1 .

- 5
4. Procédé selon la revendication 3, caractérisé en ce que le dessiccant liquide 13 ayant absorbé les BTEX et sortant en fond de la colonne de lavage L_1 est renvoyé vers l'alimentation 7 de la colonne de distillation $D1$ du dispositif de régénération $R1$, en amont de l'échangeur de chaleur $E1$.
- 10
5. Procédé selon la revendication 3, caractérisé en ce que le dessiccant liquide 13 ayant absorbé les BTEX, sortant du fond de la colonne de lavage L_1 , est renvoyé vers l'alimentation 7 de la colonne de distillation D_1 du dispositif de régénération R_1 , en aval de l'échangeur de chaleur $E1$.
- 15
6. Procédé selon la revendication 3, caractérisé en ce que le dessiccant liquide 13 ayant absorbé les BTEX, sortant du fond de la colonne de lavage L_1 , est renvoyé directement en tête de la colonne de distillation D_1 du dispositif de régénération R_1 .
- 20
7. Procédé selon la revendication 2, caractérisé en ce que le flux de dessiccant liquide régénéré 12 alimentant en tête la colonne de lavage L_1 est prélevé dans le rebouilleur R_2 par une pompe P_1 et à travers un échangeur de chaleur E_2 , dans lequel il est refroidi, et le dessiccant liquide 13 ayant absorbé les BTEX et sortant en fond de la colonne de lavage L_1 est renvoyé, à travers l'échangeur de chaleur E_2 , dans lequel il est réchauffé, vers le rebouilleur R_2 .
- 25
8. Procédé selon l'une des revendications 2 à 7, caractérisé en ce qu'il comprend en outre une étape de strippage du dessiccant liquide à régénérer.
- 30
9. Procédé selon la revendication 8, caractérisé en ce que le strippage est réalisé au moyen d'une fraction du gaz sec recueilli comme effluent de la colonne d'absorption A_1 .
- 35
10. Procédé selon la revendication 8, caractérisé en ce que l'on utilise un agent de strippage liquide à pression et température ambiante et formant un hétéroazéotrope avec l'eau, le procédé de régénération du dessiccant liquide comportant alors :
- 40
- 1) une étape de rebouillage du dessiccant liquide chargé en eau,
 - 2) une étape de distillation dudit dessiccant comprenant au moins un étage de distillation,
 - 3) une étape de strippage du dessiccant liquide partiellement régénéré lors des étapes 1 et 2, par l'agent de strippage vaporisé,
 - 4) une étape de condensation de la vapeur sortant de l'étape de distillation 2, condensation générant deux phases liquides, l'une majoritaire en eau, l'autre majoritaire en agent de strippage,
 - 5) le chauffage de la phase liquide riche en agent de strippage issue de l'étape 4, chauffage régénérant une phase vapeur plus riche en eau que ladite phase liquide et une phase liquide appauvrie en eau, et
 - 6) le renvoi de la phase liquide constituée essentiellement d'agent de strippage issu de l'étape 5 vers l'étape 3.
- 45
11. Procédé selon la revendications 10, caractérisé en ce que l'agent de strippage comprend des hydrocarbures aromatiques.
- 50
12. Procédé selon l'une des revendications 10 et 11, caractérisé en ce que la phase hydrocarbonée 10 contenant des BTEX sortant latéralement du ballon de séparation triphasique $B1$ est utilisée comme appoint d'agent de strippage.
- 55
13. Procédé selon l'une des revendications 2 à 13, caractérisé en ce que au moins une partie 6 de l'effluent gazeux du ballon de séparation flash $S1$ sert de combustible pour chauffer le rebouilleur $R2$.
14. Procédé selon l'une des revendications 2 à 13, caractérisé en ce que l'effluent gazeux 5 issu du ballon de séparation flash $S1$ est injecté dans le ballon triphasique $B1$.
15. Procédé selon l'une des revendications 2 à 14, caractérisé en ce que une colonne de lavage $L2$ alimentée en

EP 0 770 667 A1

dessiccant liquide régénéré est installée sur l'effluent gazeux issu du ballon de séparation flash S1.

16. Procédé selon l'une des revendications 2 à 15, caractérisé en ce que l'effluent gazeux 14 issu de la colonne de lavage L1 est recomprimé et injecté dans l'effluent gazeux sec 2.

5

17. Procédé selon l'une des revendications 1 à 16, caractérisé en ce que ledit dessiccant liquide est un glycol.

18. Procédé selon la revendication 17, caractérisé en ce que ledit glycol est le triéthylèneglycol.

10

15

20

25

30

35

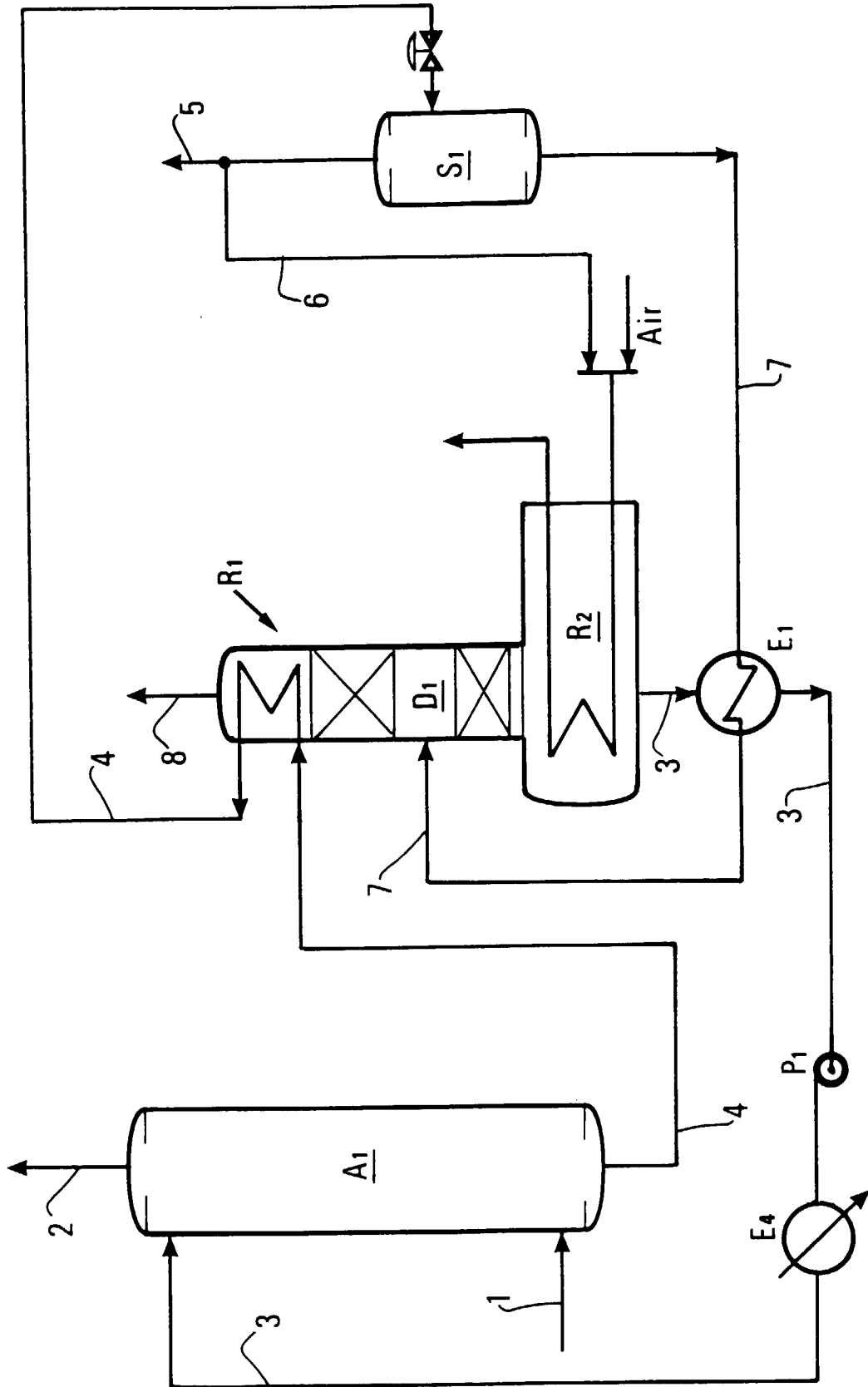
40

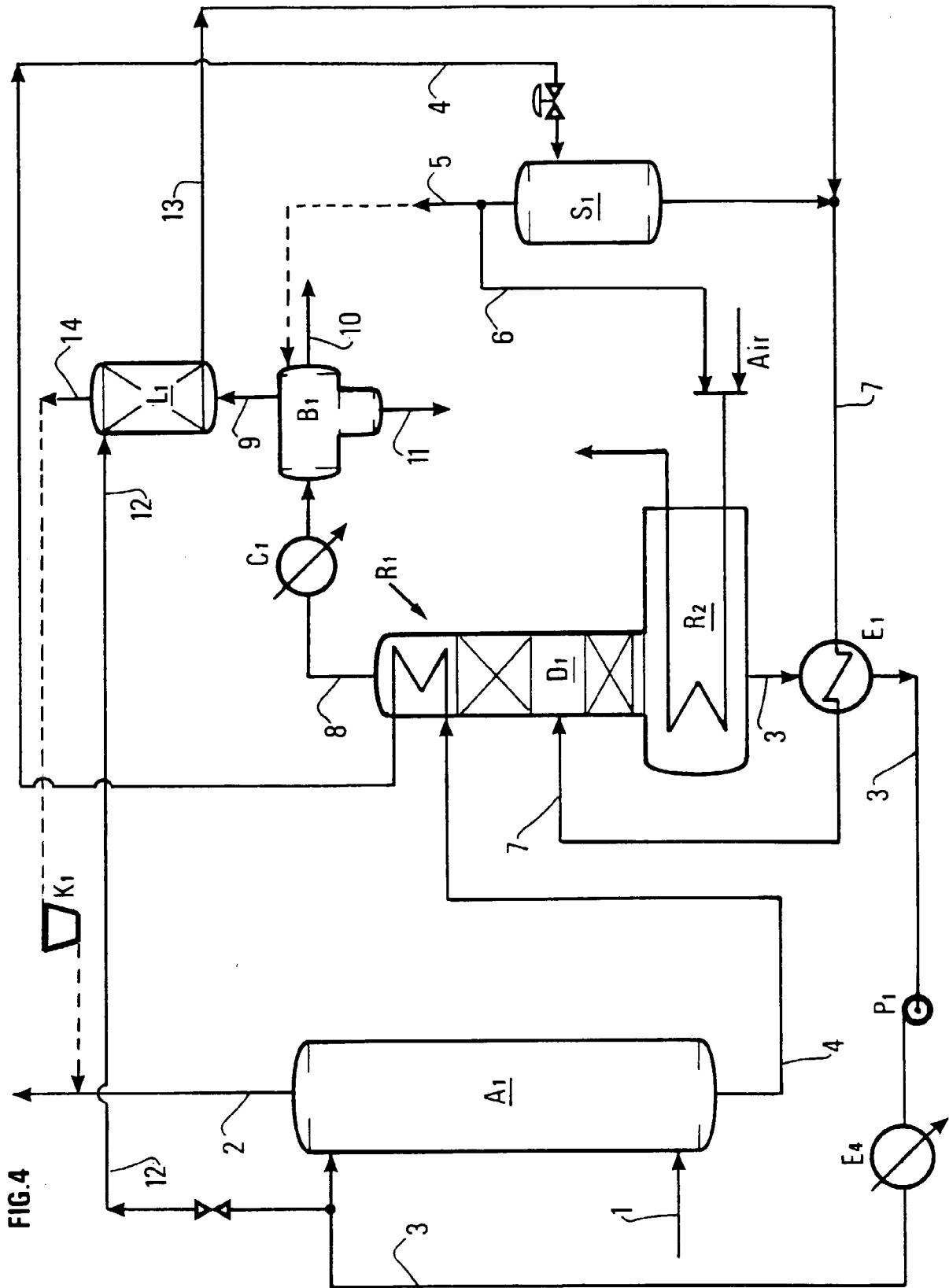
45

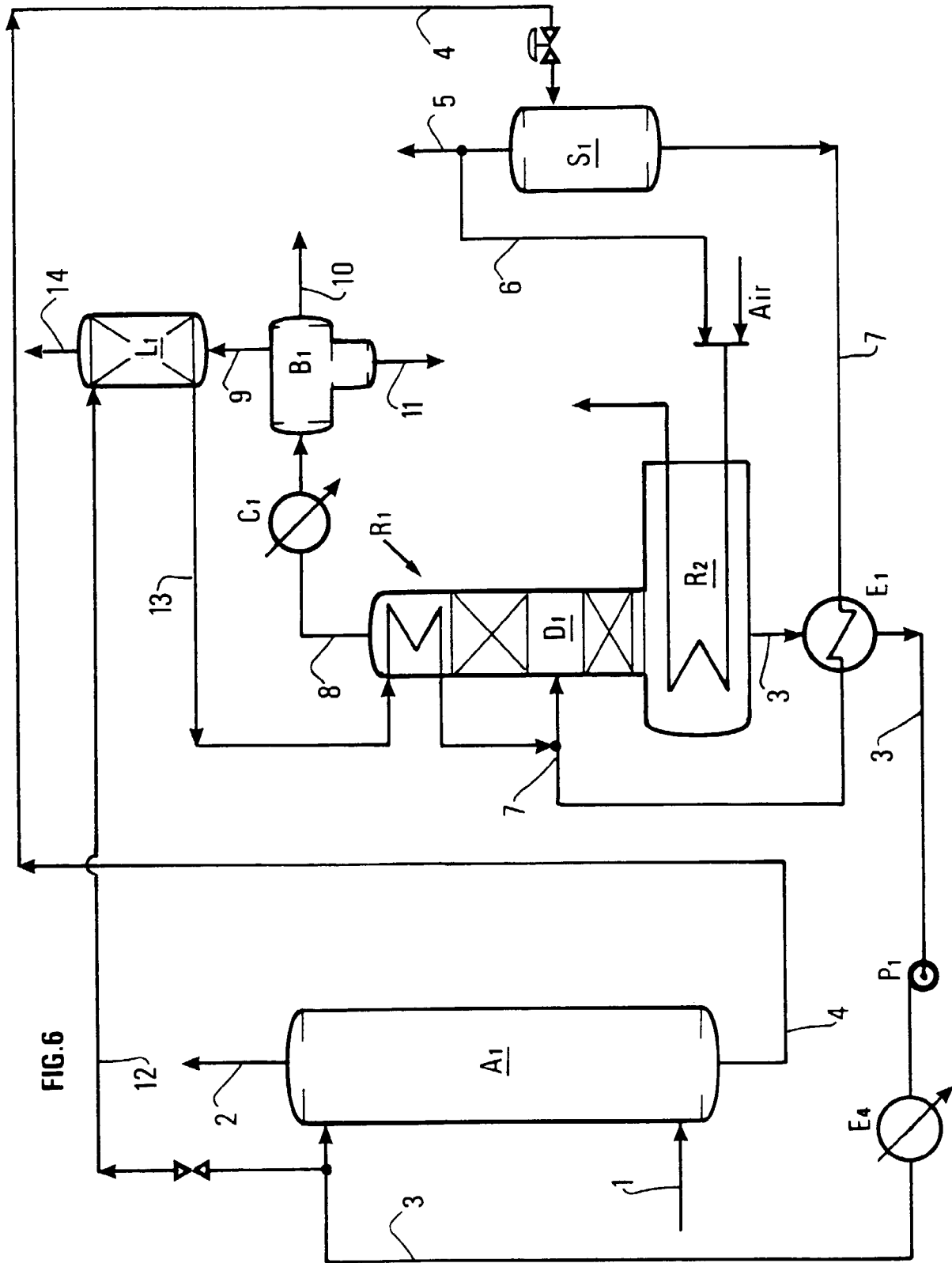
50

55

FIG.1







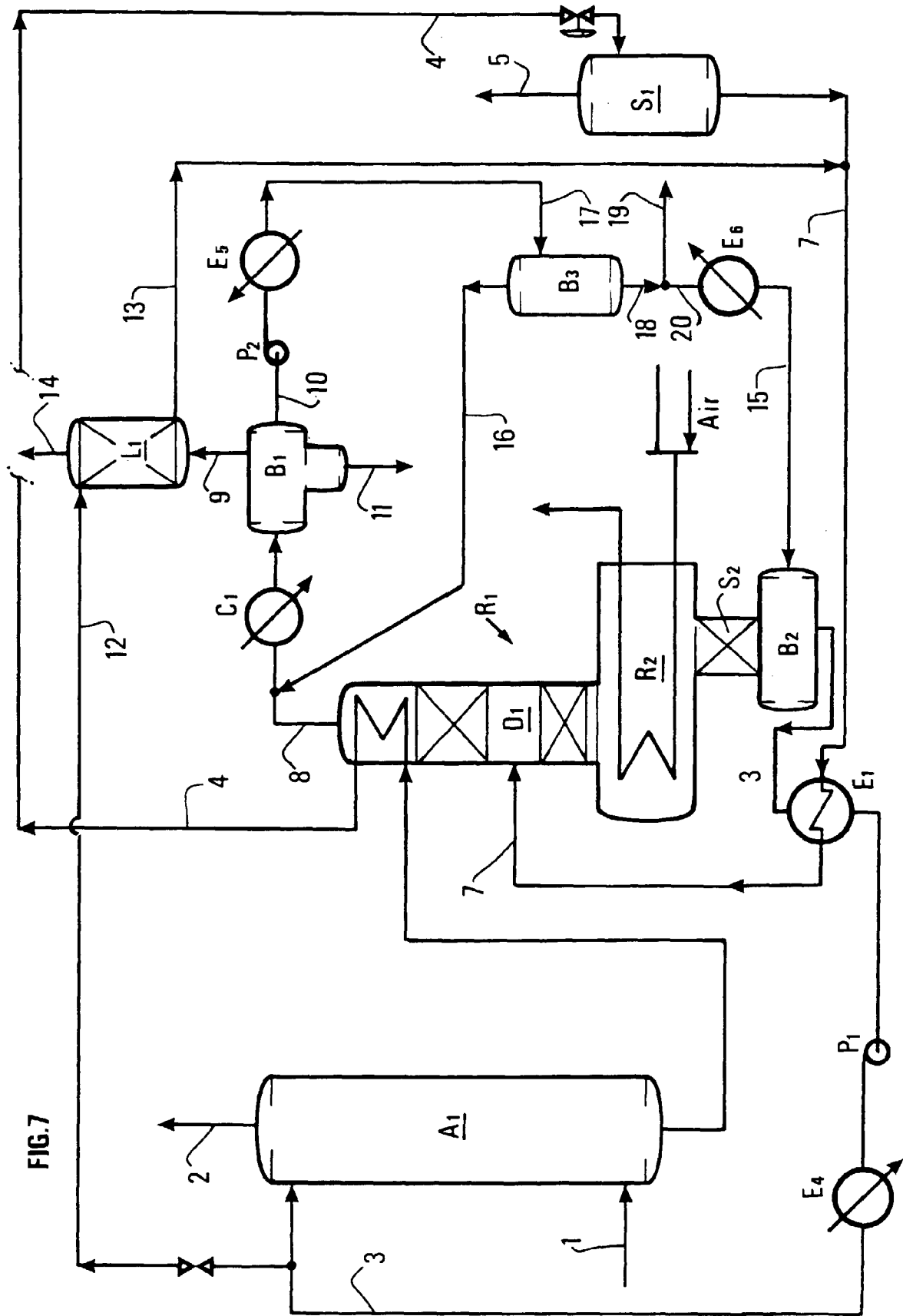


FIG. 7



Office européen
des brevets

RAPPORT DE RECHERCHE EUROPEENNE

Numero de la demande
EP 96 40 2157

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.6)
A	GB 2 142 041 A (EL PASO HYDROCARBONS CO.) * revendications 1-27 * * page 7, ligne 44 - page 10, ligne 47 * * figures 1,2 * ---	1-6,17,18	C10L3/10 C10G5/04
A	EP 0 218 359 A (EL PASO HYDROCARBONS CO.) * revendications 1-8 * * figure 1 * ---	1	
A	US 3 855 337 A (BLACK SIVALLS AND BRYSON INC.) -----		
Le présent rapport a été établi pour toutes les revendications			DOMAINES TECHNIQUES RECHERCHES (Int.Cl.6)
			C10L C10G C07C
Lieu de la recherche		Date d'achèvement de la recherche	Examineur
LA HAYE		23 Janvier 1997	De Herdt, O
CATEGORIE DES DOCUMENTS CITES		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	
X : particulièrement pertinent à lui seul Y : particulièrement pertinent en combinaison avec un autre document de la même catégorie A : arriére-plan technologique Q : divulgation non-écrite P : document intercalaire			

EPO FORM 1503 03.82 (P04C02)