

(57) **Abrégé(suite)/Abstract(continued):**

contenu dans ladite solution absorbante chargée en CO₂ et au plus 35 % de CO₂ contenu dans ladite solution absorbante chargée en CO₂. Enfin, on régénère thermiquement la solution absorbante appauvrie en composés hydrocarbures de manière à libérer un effluent gazeux riche en CO₂ et à obtenir une solution absorbante régénérée.

(12) DEMANDE INTERNATIONALE PUBLIÉE EN VERTU DU TRAITÉ DE COOPÉRATION EN MATIÈRE DE BREVETS (PCT)

(19) Organisation Mondiale de la
Propriété Intellectuelle
Bureau international

(10) Numéro de publication internationale

WO 2014/199036 A3

(43) Date de la publication internationale

18 décembre 2014 (18.12.2014)

WIPO | PCT

(51) Classification internationale des brevets :

B01D 53/14 (2006.01) **C10L 3/10** (2006.01)

(21) Numéro de la demande internationale :

PCT/FR2014/051153

(22) Date de dépôt international :

19 mai 2014 (19.05.2014)

(25) Langue de dépôt :

français

(26) Langue de publication :

français

(30) Données relatives à la priorité :

13 55593 14 juin 2013 (14.06.2013) FR

(71) Déposant : IFP ENERGIES NOUVELLES [FR/FR]; 1
& 4 avenue du Bois-Préau, F-92852 Rueil-Malmaison
(FR).(72) Inventeurs : GONNARD, Sebastien; 2 D che de la Ri-
vière, F-69290 Grezieu la Varenne (FR). LALOUE, Nico-
las; 36 rue Chevreul, F-69007 Lyon (FR). LEROY,
Agnès; 46 rue du Rhône, F-69007 Lyon (FR). PERDU,
Gauthier; 62 avenue Franklin Roosevelt, F-92150 Sur-
esnes (FR).(81) États désignés (sauf indication contraire, pour tout titre
de protection nationale disponible) : AE, AG, AL, AM,AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BN, BR, BW, BY,
BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM,
DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT,
HN, HR, HU, ID, IL, IN, IR, IS, JP, KE, KG, KN, KP, KR,
KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME,
MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ,
OM, PA, PE, PG, PH, PL, PT, QA, RO, RS, RU, RW, SA,
SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, TJ, TM,
TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM,
ZW.(84) États désignés (sauf indication contraire, pour tout titre
de protection régionale disponible) : ARIPO (BW, GH,
GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SD, SL, SZ, TZ,
UG, ZM, ZW), eurasien (AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ,
TM), européen (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK,
EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV,
MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM,
TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW,
KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Publiée :

- avec rapport de recherche internationale (Art. 21(3))
- avant l'expiration du délai prévu pour la modification des revendications, sera republiée si des modifications sont re-
çues (règle 48.2.h))

[Suite sur la page suivante]

(54) Title : PROCESS FOR DECARBONATION OF A HYDROCARBON-BASED GAS

(54) Titre : PROCÉDÉ DE DÉCARBONATATION D'UN GAZ HYDROCARBONÉ

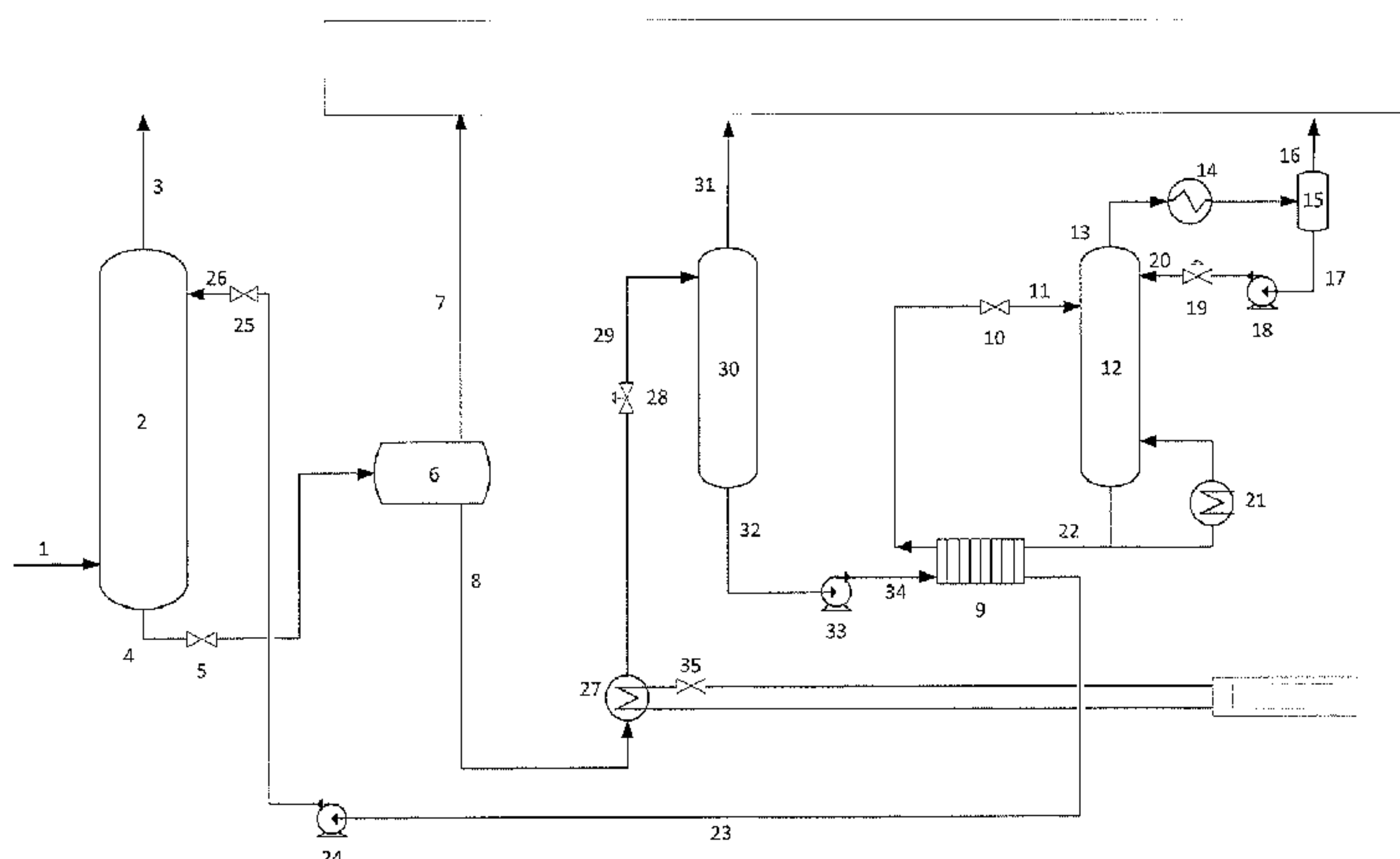


Fig. 2

(57) Abstract : - Process for decarbonation of a hydrocarbon-based gas, for example a natural gas, by washing with a solvent. - Said gas is brought into contact with an absorbent solution so as to obtain a CO₂-depleted gas and a CO₂-loaded absorbent solution. The CO₂-loaded absorbent solution is then heated and expanded at a predetermined pressure and a predetermined temperature so as to re-lease a gaseous fraction comprising hydrocarbons and to obtain a hydrocarbon-depleted absorbent solution, said pressure and said temperature being chosen such that said gaseous fraction comprises at least 50% of the hydrocarbons contained in said CO₂-loaded absorbent solution and at most 35% of CO₂ contained in said CO₂-loaded absorbent solution. Finally, the hydrocarbon-compound-depleted absorbent solution is thermally regenerated so as to release a CO₂-rich gaseous effluent and to obtain a regenerated absorbent solution.

(57) Abrégé :

[Suite sur la page suivante]

WO 2014/199036 A3



(88) Date de publication du rapport de recherche internationale :

19 novembre 2015

- Procédé de décarbonatation par lavage avec un solvant d'un gaz hydrocarboné, par exemple un gaz naturel. - On met en contact ledit gaz avec une solution absorbante de manière à obtenir un gaz appauvri en CO₂ et une solution absorbante chargée en CO₂. Puis, on chauffe et on détend la solution absorbante chargée en CO₂ à une pression et une température déterminées de manière à libérer une fraction gazeuse comportant des hydrocarbures et à obtenir une solution absorbante appauvrie en hydrocarbures, ladite pression et ladite température étant choisies de sorte que ladite fraction gazeuse comporte au moins 50% des hydrocarbures contenu dans ladite solution absorbante chargée en CO₂ et au plus 35 % de CO₂ contenu dans ladite solution absorbante chargée en CO₂. Enfin, on régénère thermiquement la solution absorbante appauvrie en composés hydrocarbures de manière à libérer un effluent gazeux riche en CO₂ et à obtenir une solution absorbante régénérée.

PROCÉDÉ DE DÉCARBONATATION D'UN GAZ HYDROCARBONÉ

La présente invention concerne le domaine de la décarbonatation par lavage
5 avec un solvant d'un gaz hydrocarboné, par exemple un gaz naturel. En particulier, l'invention propose un procédé pour séparer, lors de la régénération, la majeure partie des hydrocarbures co-absorbés par le solvant de la majeure partie des gaz acides absorbés par le solvant. Le procédé permet ainsi de contrôler la teneur en hydrocarbures en tête de régénérateur.

10 Il est connu d'utiliser des solvants liquides régénérables thermiquement pour extraire les composés acides contenus dans un gaz, en particulier dans un gaz naturel. Parmi les solvants les plus couramment utilisés, on peut citer les solutions aqueuses d'amines, et certains solvants physiques tels que le sulfolane, le méthanol, la N-formyl morpholine, l'acétyl morpholine, le carbonate de propylène.

15 Ces procédés comportent en général une étape d'extraction du CO₂ contenus dans le gaz à traiter par mise en contact de ce gaz avec le solvant régénéré, dans un absorbeur opérant à la pression du gaz à traiter, suivie d'une étape de régénération thermique, opérant généralement à une pression légèrement supérieure à la pression atmosphérique, généralement entre 1 et 5 bars, préférentiellement comprise entre 1,5 et
20 3 bars. Cette régénération thermique s'effectue généralement dans une colonne équipée au fond d'un rebouilleur et en tête d'un condenseur permettant de refroidir les composés acides libérés par la régénération et de recycler les condensats en tête du régénérateur à titre de reflux.

Lorsque la pression du gaz à traiter est notablement supérieure à la pression
25 atmosphérique, par exemple dans le cas d'un gaz naturel devant être traité sous une pression de l'ordre de 70 bar, le solvant riche en gaz acides obtenu en fond d'absorbeur peut contenir des quantités notables d'hydrocarbures dissous. Il est alors courant d'utiliser une étape de libération de ces hydrocarbures dissous vaporisés par la simple détente du solvant riche en gaz acides. Cette détente s'effectue à une pression
30 intermédiaire entre celle du gaz brut à traiter et celle de l'étape thermique de régénération, typiquement de l'ordre de 5 à 15 bars. On sépare ainsi du solvant riche en CO₂, un gaz contenant les hydrocarbures dissous les plus légers et majoritaires en

volumes, qui peut être utilisé comme gaz de combustion. Ce gaz est parfois lavé par un flux de solvant régénéré issu de l'étape thermique de manière à réabsorber les composés acides libérés lors de la détente. Ce lavage du gaz libéré par la détente s'effectue en général dans une colonne placée directement sur le ballon de séparation entre le gaz et le liquide détendu. Le solvant ainsi chargé en composés acides est directement mélangé avec le solvant détendu et envoyé vers l'étape de régénération thermique.

De manière à réduire les consommations de chaleur de ces procédés, on met généralement en œuvre une étape d'échange thermique entre le solvant riche, après détente, et le solvant régénéré obtenu chaud en fond de la colonne de régénération.

La régénération de ces solvants produit un effluent gazeux riche en composés acides. Lorsque le gaz brut contient des quantités notables d'hydrocarbures lourds (par exemple, quelques centaines de ppmV), ces gaz se retrouvent en quantités notables dans le gaz acide en tête de régénérateur. En effet, l'étape de détente du solvant riche en gaz acide obtenu en fond d'absorbeur, si elle permet de libérer l'essentiel des hydrocarbures légers (méthane, éthane...) dissous dans le solvant en fond d'absorbeur, ne permet pas d'extraire la majeure partie des composés plus lourds. Il est alors courant d'obtenir un gaz acide en tête du régénérateur pouvant contenir plusieurs centaines de ppmv d'hydrocarbures. La teneur notable de ces composés dans le gaz acide induit une augmentation de la teneur en VOC ("Volatile Organic Compounds") et peut entraîner le non respect de la spécification VOC. Dans un événement, les VOC se composent des composés hydrocarbures suivants : Les alcanes linéaires (le méthane est parfois exclu); les cycloalcanes, les aromatiques (Benzene, toluene, Ethyl Benzene et xylenes). Il est alors nécessaire de prévoir une étape de post traitement du gaz acide, comme par exemple une incinération qui peut s'avérer coûteuse en équipements et très énergivore (consommation de gaz de combustion).

Il arrive, notamment en cas de décarbonatation, que le gaz acide soit réinjecté dans le puits afin de faciliter l'étape d'extraction (EOR). Pour ce faire, il est nécessaire de comprimer le gaz acide saturé en vapeur d'eau. Cette compression nécessitant plusieurs étages génère des condensats d'eau. Les hydrocarbures présents dans le gaz acide se retrouvent alors dans ces condensats aqueux, ce qui augmente notablement le coût du traitement associé des condensats pour retirer les hydrocarbures polluants (notamment aromatiques).

Pour remédier à ces inconvénients, il est possible d'adsorber les hydrocarbures présents dans le gaz acide sur un matériau approprié (par exemple Charbon actif). Cette méthode nécessite l'installation d'une unité additionnelle de traitement qui peut s'avérer coûteuse en investissement (cas d'un adsorbant régénérable) ou en dépenses d'opération
5 (cas des adsorbants non régénérables).

La présente invention propose un procédé simple et peu coûteux, car ne nécessitant qu'un petit nombre d'équipements additionnels, pour séparer, lors de la régénération, la majeure partie des hydrocarbures co-absorbés par le solvant de la majeure partie des gaz acides absorbés par le solvant. Le procédé y parvient en utilisant
10 un système de flash BP (basse pression), permettant ainsi de contrôler la teneur en hydrocarbures en tête de régénérateur.

Le procédé permet ainsi de contrôler la teneur en hydrocarbures en tête de régénérateur. Cela offre les avantages suivants :

- En optimisant les conditions de température et de pression du flash BP, il est
15 possible d'obtenir un gaz acide qui peut être remis à l'atmosphère sans recours à une étape de post-traitement qui doit habituellement faire respecter les normes environnementales en terme de teneur en VOC, notamment en présence de composés aromatiques.
- Il est alors possible de supprimer l'incinérateur dédié à la destruction des
20 hydrocarbures présents dans le gaz acide. Bien entendu, un incinérateur est nécessaire pour purifier les événements des ballons de détente BP mais ce dernier sera plus petit car le débit de gaz à incinérer est grandement inférieur (5 à 15 % du débit de gaz acide).
- Le débit de gaz à incinérer étant inférieur, la consommation de Gaz de fuel dédiée à
25 l'incinération sera elle aussi notablement réduite.
- Le débit d'amine à régénérer étant légèrement inférieur avec la présente invention, un gain est aussi réalisé sur la taille du régénérateur et sur la charge du rebouilleur.
- Pour des applications de décarbonatation, le gaz acide obtenu avec la présente
30 invention contient de l'eau et du CO₂ et beaucoup moins d'hydrocarbures. Si le gaz acide doit être réinjecté pour faire de la récupération assistée (EOR), les traitements habituellement nécessaires pour purifier les condensats (ici de l'eau) extraits des différents étages de compression sont fortement réduits, voire supprimés. Du fait de

sa pureté, l'eau pourra dans certains cas être directement recyclée dans l'unité Amine avant une consommation d'eau d'appoint réduite.

- La consommation énergétique du procédé, afin qu'il respecte les normes environnementales, est sensiblement réduite, du fait de la faible consommation en gaz de combustion selon le schéma de la présente invention.

Le procédé selon l'invention

De façon générale, l'invention concerne un procédé de décarbonatation par lavage avec un solvant d'un gaz hydrocarboné, par exemple un gaz naturel, dans lequel on effectue les étapes suivantes:

- a) on met en contact ledit gaz avec une solution absorbante de manière à obtenir un gaz appauvri en CO_2 et une solution absorbante chargée en CO_2 ;
- b) on chauffe et on détend la solution absorbante chargée en CO_2 à une pression et une température déterminées de manière à libérer une fraction gazeuse comportant des hydrocarbures et à obtenir une solution absorbante appauvrie en hydrocarbures, ladite pression et ladite température étant choisies de sorte que ladite fraction gazeuse comporte au moins 50% des hydrocarbures contenu dans ladite solution absorbante chargée en CO_2 et au plus 35 % de CO_2 contenu dans ladite solution absorbante chargée en CO_2 ;
- c) on régénère thermiquement la solution absorbante appauvrie en composés hydrocarbures de manière à libérer un effluent gazeux riche en CO_2 et à obtenir une solution absorbante régénérée.

Selon l'invention, la pression et la température peuvent être choisies de sorte que la fraction gazeuse comporte au moins 70% des hydrocarbures contenu dans la solution absorbante chargée en CO_2 et moins de 30 % de CO_2 contenu dans la solution absorbante chargée en CO_2 .

La température peut être comprise entre celle de la solution absorbante chargée en CO₂ obtenue après l'étape a) et celle de la solution absorbante régénérée obtenue après l'étape c), et la pression peut être supérieure à la pression atmosphérique.

5 La température peut par exemple être comprise entre 50°C et 140°C, et la pression comprise entre 1.5 et 6 bars.

Selon l'invention, au moins une partie de la solution absorbante régénérée obtenue à l'étape c) peut être recyclée à l'étape a) en tant que solution absorbante.

10 Selon un mode de réalisation, avant l'étape b) on détend la solution absorbante chargée en CO₂ à une pression P2 comprise entre la pression utilisée à l'étape b) et une pression utilisée à l'étape a), et à une température sensiblement identique à celle de la solution absorbante chargée en CO₂ obtenue après l'étape a). La pression P2 peut être comprise entre 5 et 15 bars.

15 Selon l'invention, la solution absorbante peut comporter une amine ou un mélange d'amines en solution dans de l'eau. L'amine peut être choisie parmi le groupe comportant les amines primaires, les amines secondaires, les amines secondaires stériquement encombrées, les amines tertiaires et des mélanges d'amines tertiaires et d'amines primaires ou secondaires.

20 L'amine primaire peut être choisie, seule ou en mélange, parmi la monoéthanolamine (MEA), l'aminoéthyléthanolamine (AEEA), la diglycolamine, la 2-amino-2-méthyl-1-propanol et ses dérivés non N substitués.

L'amine secondaire peut être choisie, seule ou en mélange, parmi la diéthanolamine (DEA), la diisopropanolamine (DIPA), la pipérazine et ses
25 dérivés dans lesquels au moins un atome d'azote n'est pas substitué, la morpholine et ses dérivés non N substitués, la pipéridine et ses dérivés non N substitués, la N-(2'-hydroxyéthyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol, la N-(2'-hydroxypropyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol, la N-(2'-hydroxybutyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol.

L'amine tertiaire peut être choisie, seule ou en mélange, parmi la méthyldiéthanolamine (MDEA), la triéthanolamine (TEA), l'éthyldiéthanolamine, la diéthyléthanolamine, la diméthyléthanolamine, la 1-méthyl-4-(3-diméthylaminopropyl)-pipérazine, la 1-éthyl-4-(diéthylaminoéthyl),
 5 la 1-méthyl-4-hydroxy-pipéridine, la 1-méthyl-2-hydroxyméthyl-pipéridine, la 1,2-bis-(2-diméthylaminoéthoxy)-éthane, le Bis(diméthylamino-3-propyl)éther, le Bis(diéthylamino-3-propyl)éther, le (diméthylamino-2-éthyl)-(diméthylamino-3-propyl)-éther, le (diéthylamino-2-éthyl)-(diméthylamino-3-propyl)-éther, le (diéthylamino-2-éthyl)-(diéthylamino-3-propyl)-éther, le (diéthylamino-2-éthyl)-
 10 (diéthylamino-3-propyl)-éther, la N-méthyl-N-(3-méthoxypropyl)-2-aminoéthanol, la N-méthyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-propanol, la N-méthyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-butanol, la N-éthyl-N-(3-méthoxypropyl)-2-aminoéthanol, la N-éthyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-propanol, la N-éthyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-butanol, la N-isopropyl-N-(3-méthoxypropyl)-2-aminoéthanol, la N-isopropyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-propanol, la N-isopropyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-butanol, la 1-(4-morpholino)-2-(méthylisopropylamino)-éthane, la 1-(4-morpholino)-2-(méthyltertiobutylamino)-éthane, la 1-(4-morpholino)-2-(diisopropylamino)-éthane, la 1-(4-morpholino)-2-(1-pipéridinyl)-éthane et la tertibutyldiéthanolamine.

20 L'amine secondaire encombrée peut être choisie, seule ou en mélange, parmi la N-(2'-hydroxyéthyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol, la N-(2'-hydroxypropyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol, la N-(2'-hydroxybutyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol.

Les mélanges d'amines tertiaires et d'amines primaires ou secondaires, 25 les amines primaires ou secondaires peuvent être choisies parmi le groupe comportant, la Monoéthanolamine, la Diéthanolamine, la N-butyléthanolamine, la Aminoéthyléthanolamine, la Diglycolamine, la Pipérazine, la 1-Méthylpipérazine, la 2-Méthylpipérazine, la N-(2-hydroxyéthyl)pipérazine, la N-(2-aminoéthyl)pipérazine, la Morpholine, la 3-(méthylamino)propylamine, la 1,6-
 30 hexanediamine et tous ses dérivés diversement N-alkylés tels par exemple la

N,N'-diméthyl-1,6-hexanediamine, la N-méthyl-1,6-hexanediamine ou la N,N',N'-triméthyl-1,6-hexanediamine.

La solution absorbante peut être choisie parmi le groupe constitué du sulfolane, le méthanol, la N-formyl morpholine, l'acétyl morpholine, le carbonate
5 de propylène, le diméthyl éther polyéthylène glycol ou la N-méthyl pyrrolidone ou un mélange d'amine avec un solvant physique et de l'eau.

Selon l'invention, le gaz peut être un gaz naturel.

Le gaz peut comporter au moins 50 ppmv d'hydrocarbures. Il peut comporter moins de 100 ppmv d'H₂S.

10 Enfin, l'invention concerne également un procédé dans lequel on injecte dans un milieu souterrain l'effluent gazeux riche en CO₂ obtenu à l'issue de l'étape c), dans un procédé de récupération assistée d'hydrocarbures.

D'autres caractéristiques et avantages du procédé selon l'invention, apparaîtront
15 à la lecture de la description ci-après d'exemples non limitatifs de réalisations, en se référant aux figures annexées et décrites ci-après.

Présentation succincte des figures

- la figure 1 schématise un mode de réalisation du procédé selon l'art antérieur,
- 20 - la figure 2 schématise un mode de réalisation du procédé selon l'invention.

Description détaillée du procédé

La présente invention propose une méthode simple et peu coûteuse car ne
25 nécessitant qu'un petit nombre d'équipements additionnels, pour séparer la majeure partie des hydrocarbures co-absorbés par le solvant de la majeure partie des gaz acides absorbés par le solvant et ainsi de contrôler la teneur en hydrocarbures en tête de régénérateur.

Elle concerne, de manière générale, un procédé de décarbonatation par lavage
30 avec un solvant d'un gaz hydrocarboné, par exemple un gaz naturel, dans lequel on effectue les étapes suivantes :

- a) on met en contact ledit gaz avec une solution absorbante de manière à obtenir un gaz appauvri en CO₂ et une solution absorbante chargée en CO₂,
- b) on chauffe et on détend la solution absorbante chargée en CO₂ à une pression et une température déterminées de manière à libérer une fraction gazeuse comportant des hydrocarbures et à obtenir une solution absorbante appauvrie en hydrocarbures, ladite pression et ladite température étant choisies de sorte que ladite fraction gazeuse comporte au moins 50% des hydrocarbures contenu dans ladite solution absorbante chargée en CO₂ et au plus 35 % de CO₂ contenu dans ladite solution absorbante chargée en CO₂. On élimine les hydrocarbures de la phase concentrée par une étape d'incinération dédiée.
- c) on régénère thermiquement la solution absorbante appauvrie en composés hydrocarbures de manière à libérer un effluent gazeux riche en CO₂ et à obtenir une solution absorbante régénérée. La régénération thermique peut être une distillation ou bien un entraînement des composés acides par de la vapeur, opération couramment nommé "strippage".

Selon un mode de réalisation, au moins une partie de la solution absorbante régénérée obtenue à l'étape c) est recyclée à l'étape a) en tant que solution absorbante.

A l'étape b) la solution absorbante est chauffée préférentiellement par échange avec un fluide du procédé à travers un échangeur de chaleur, mais tout autre moyen de chauffage permettant d'obtenir une température adéquat peut être utilisé. La solution absorbante ainsi chauffée subit une détente à une pression et une température déterminée de manière à libérer une fraction gazeuse comportant majoritairement des hydrocarbures et à obtenir une solution absorbante appauvrie en hydrocarbures. Les conditions de pression et température sont optimisées de sorte que la fraction gazeuse comporte au moins 50 % des hydrocarbures contenus dans la solution absorbante chargée en gaz acides et au plus 35 % des gaz acides contenus dans la solution absorbante chargée.

En référence à la figure 2, le gaz à traiter est admis par la ligne 1 en fond d'un absorbeur 2. En tête de l'absorbeur 2, on récupère le gaz dont sont extraits les gaz acides absorbés par le solvant, injecté en tête d'absorbeur par la ligne 26, ainsi que les fractions

des composés co-absorbés, notamment les hydrocarbures. Cet absorbeur opère en général à des températures proches ou légèrement supérieures à la température ambiante, typiquement comprises entre 20 et 100 °C, préférentiellement comprises entre 30 et 90 °C, et à des pressions typiquement comprises entre 10 et 200 bars, préférentiellement entre 20 et 100 bars.

Le gaz arrivant par le conduit 1 peut être un gaz naturel disponible à une pression comprise entre 10 et 200 bars, et à une température comprise entre 20 et 100 °C. Ce gaz comporte du CO₂, éventuellement d'autres composés acides tels que de l'H₂S, du COS, des mercaptans et des hydrocarbures.

Le solvant riche en gaz acides obtenu en fond d'absorbeur par la ligne 4 est détendu par un moyen de détente 5, et admis dans un premier ballon de détente 6. Cette première étape de détente est facultative pour la mise en œuvre du procédé selon l'invention, mais elle permet d'obtenir par la ligne 7 un gaz contenant la majeure partie des hydrocarbures légers co-absorbés par le solvant. Ce gaz peut éventuellement être lavé par une fraction du solvant régénéré et le gaz ainsi obtenu peut être utilisé comme gaz de fuel. Un tel lavage, facultatif, n'est cependant pas représenté ici. Le ballon de détente 6 opère à une pression P2 inférieure à celle de l'absorbeur 2 et supérieure à celle du ballon de détente 30. Cette pression est généralement fixée par les conditions d'utilisation du gaz de fuel, typiquement de l'ordre de 5 à 15 bars. Ce ballon opère à une température sensiblement identique à celle du solvant obtenu en fond de l'absorbeur 2.

Le solvant riche en gaz acides obtenu après détente est envoyé par la ligne 8 vers un moyen de préchauffage. On a représenté sur la Figure 1 un échangeur de chaleur 27 avec une utilité chaude mais tout autre moyen adéquat de préchauffage par échange avec des fluides à disposition peut être utilisé du moment qu'il permet de porter la température du solvant riche en gaz acide au niveau requis pour réaliser une vaporisation partielle des composés absorbés par le solvant.

Le solvant riche en gaz acides préchauffé est admis par la ligne 29, après détente éventuelle par un moyen de détente 28, dans le ballon 30 où s'effectue la séparation des gaz vaporisés et du solvant riche en gaz acides. Ce ballon 30 est opéré dans des conditions de température et de pression telles qu'on obtienne une vaporisation d'une fraction minoritaire de gaz acides absorbés par le solvant, généralement inférieure à 35 %, préférentiellement inférieure à 30 %, et d'une fraction majoritaire des

hydrocarbures absorbés par le solvant, supérieure à 50 %, préférentiellement supérieure à 70 %. La pression du ballon 30 est inférieure à celle du ballon 6 et elle est supérieure à la pression atmosphérique, préférentiellement comprise entre 1.5 et 6 bars. La température du ballon 30 est comprise entre celle du solvant chargé en gaz acides obtenu en fond de l'absorbeur 2 et celle du solvant régénéré obtenu en fond du régénérateur 12. Cette température peut être comprise entre 50°C et 140°C.

Le solvant obtenu en fond du ballon 30 est envoyé par la ligne 32, la pompe 33 et la ligne 34 vers un moyen de préchauffage. On a représenté sur la Figure 2 un échangeur de chaleur 9 avec le solvant régénéré obtenu en fond de la colonne de régénération 12, mais tout autre moyen adéquat de préchauffage peut être utilisé. Le solvant riche en gaz acide ainsi préchauffé est admis par la ligne 11, après détente éventuelle par un moyen de détente 10, en tête du régénérateur 12. Dans ce régénérateur, les composés acides absorbés par le solvant, notamment le CO₂, sont vaporisés par effet couramment nommé "stripping" avec de la vapeur générée par le rebouilleur 21 en fond du régénérateur. Ces gaz sont récupérés par la ligne 13 en tête du régénérateur, refroidis dans l'échangeur 14 et l'eau ainsi que le solvant contenu dans le gaz de tête du régénérateur qui sont majoritairement condensés, séparés dans le ballon de reflux 15 et recyclés comme reflux en tête de régénérateur par la ligne 20. Les conditions de température et de pression opératoires du régénérateur sont fonction du type de solvant mis en œuvre. Le régénérateur 12 opère sous une pression généralement comprise entre la pression atmosphérique et 10 bars, préférentiellement comprise entre 1,05 et 3 bars. La température en fond du régénérateur est généralement comprise entre 100 et 200 °C, préférentiellement comprise entre 110 et 150 °C.

En fond du régénérateur 12, on obtient par la ligne 22 un flux de solvant régénéré chaud qui, après échange de chaleur avec le solvant riche en gaz acides dans l'échangeur 9, est recyclé via la ligne 23, la pompe 24 et la ligne 26 en tête de l'absorbeur 2.

Les gaz libérés par vaporisation partielle dans le ballon 30 sont envoyés par la ligne 31 vers un incinérateur dédié. Les gaz acides séparés dans le ballon 15 sont admis dans la ligne 16 et peuvent être soit rejetés, soit envoyés vers un train de compression pour faire de l'EOR.

La solution absorbante

La solution absorbante comporte une amine ou un mélange d'amines en solution dans de l'eau. Les amines peuvent être choisies parmi le groupe comportant les amines
 5 primaires, les amines secondaires, les amines secondaires stériquement encombrées, les amines tertiaires et des mélanges d'amines tertiaires et d'amines primaires ou secondaires.

Concernant les amines primaires, elles peuvent être choisies, seule ou en mélange, parmi la monoéthanolamine (MEA), l'aminoéthyléthanolamine (AEEA), la
 10 diglycolamine, la 2-amino-2-méthyl-1-propanol et ses dérivés non N substitués.

Concernant les amines secondaires, elles peuvent être choisies, seule ou en mélange, parmi la diéthanolamine (DEA), la diisopropanolamine (DIPA), la pipérazine et ses dérivés dans lesquels au moins un atome d'azote n'est pas substitué, la morpholine et ses dérivés non N substitués, la pipéridine et ses dérivés non N substitués, la N-(2'-
 15 hydroxyéthyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol, la N-(2'-hydroxypropyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol, la N-(2'-hydroxybutyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol.

Concernant les amines tertiaires, elles peuvent être choisies, seule ou en mélange, parmi la méthyl-diéthanolamine (MDEA), la triéthanolamine (TEA), l'éthyl-diéthanolamine, la diéthyléthanolamine, la diméthyléthanolamine, la 1-méthyl-4-
 20 (3-diméthylaminopropyl)-pipérazine, la 1-éthyl-4-(diéthylaminoéthyl), la 1-méthyl-4-hydroxy-pipéridine, la 1-méthyl-2-hydroxyméthyl-pipéridine, la 1,2-bis-(2-diméthylaminoéthoxy)-éthane, le Bis(diméthylamino-3-propyl)éther, le Bis(diéthylamino-3-propyl)éther, le (diméthylamino-2-éthyl)-(diméthylamino-3-propyl)-éther, le (diéthylamino-2-éthyl)-(diméthylamino-3-propyl)-éther, le (diméthylamino-2-
 25 éthyl)-(diéthylamino-3-propyl)-éther, le (diéthylamino-2-éthyl)-(diéthylamino-3-propyl)-éther, la N-méthyl-N-(3-méthoxypropyl)-2-aminoéthanol, la N-méthyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-propanol, la N-méthyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-butanol, la N-éthyl-N-(3-méthoxypropyl)-2-aminoéthanol, la N-éthyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-propanol, la N-éthyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-butanol,
 30 la N-isopropyl-N-(3-méthoxypropyl)-2-aminoéthanol, la N-isopropyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-propanol, la N-isopropyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-butanol, la 1-(4-morpholino)-2-(méthylisopropylamino)-éthane, la 1-(4-morpholino)-2-

(méthyltertiobutylamino)-éthane, la 1-(4-morpholino)-2-(diisopropylamino)-éthane, la 1-(4-morpholino)-2-(1-pipéridinyl)-éthane et la tertibutyldiéthanolamine.

Concernant les amines secondaires encombrées, elles peuvent être choisies, seule ou en mélange, parmi la N-(2'-hydroxyéthyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol, la N-
5 (2'-hydroxypropyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol, la N-(2'-hydroxybutyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol.

Dans les mélanges d'amines tertiaires et d'amines primaires ou secondaires, les amines primaires ou secondaires (activateurs) peuvent être choisies parmi le groupe comportant, la Monoéthanolamine, la Diéthanolamine, la N-butyléthanolamine, la
10 Aminoéthyléthanolamine, la Diglycolamine, la Pipérazine, la 1-Méthylpipérazine, la 2-Méthylpipérazine, la N-(2-hydroxyéthyl)pipérazine, la N-(2-aminoéthyl)pipérazine, la Morpholine, la 3-(méthylamino)propylamine, la 1,6-hexanediamine et tous ses dérivés diversement N-alkylés tels par exemple la N,N'-diméthyl-1,6-hexanediamine, la N-méthyl-1,6-hexanediamine ou la N,N',N'-triméthyl-1,6-hexanediamine.

15 Enfin, la solution absorbante peut être choisie parmi le groupe constitué du sulfolane, le méthanol, la N-formyl morpholine, l'acétyl morpholine, le carbonate de propylène, le diméthyl éther polyéthylène glycol ou la N-méthyl pyrrolidone ou un mélange d'amine avec un solvant physique et de l'eau.

20 Exemples

Les exemples exposés ci-après illustrent le fonctionnement et les avantages du procédé selon l'invention. Le premier exemple est donné à titre comparatif et illustre un procédé selon l'art antérieur. Le second exemple illustre le fonctionnement du procédé selon le mode de réalisation de l'invention. Enfin, le
25 troisième exemple permet d'illustrer la performance de la présente invention pour le traitement des gaz comportant des teneurs plus importantes en composés aromatiques (BTX).

Dans les exemples 1 et 2, on cherche à traiter 8.3 MMSm³/j d'un gaz naturel dont la composition est donnée Tableau 1. Les conditions standards sont
30 15 °C et 1 atm. Dans la suite du document, le terme HC désigne l'ensemble des

coupes hydrocarbures depuis le méthane (C₁) et comprenant également les aromatiques. Pour ces exemples, deux cas d'études sont présentés :

- le cas max CO₂, correspondant à la teneur maximale en CO₂ du gaz à traiter
- le cas max HC, correspondant à un cas appauvri en CO₂ mais riche en HC lourds

Gaz Brut	Cas Max CO₂ %mol sec	Cas Max HC %mol sec
CO₂	5.0484	2.3932
H₂S	0.0005	0.0005
N₂	0.3405	0.4935
C₁	93.1154	92.6
C₂	1.2419	3.3586
C₃	0.2107	0.6955
C₄	0.0335	0.2164
C₅	0.0058	0.0879
C₆+ hors aromatiques	0.0027	0.1496
Benzène	0.0003	0.0019
Toluène	0.0001	0.0011
Xylènes	0.0002	0.0018

Tableau 1 - Composition du gaz brut à traiter

C₆+ désigne l'ensemble des coupes aliphatiques de C₆ à C₁₂.

Ce gaz entre dans l'absorbeur à une température de 52 °C sous une pression de 68.5 bars où il est mis en contact avec une solution aqueuse de MDEA (397 g/l)

activée à la HEP (80 g/l). Le solvant arrive dans la colonne d'absorption à une température de 60 °C et à un débit de 290 Sm³/h pour le cas Max CO₂ et 145 Sm³/h pour le cas Max HC. La colonne d'absorption est équipée de garnissage structuré. La hauteur de la zone d'absorption a été optimisée de façon à respecter

5 les spécifications sur le gaz traité.

Les spécifications requises sont les suivantes :

- 2 %mol de CO₂ (1.8 % calculé) dans le gaz traité
- 1.45 ppm d'H₂S dans le gaz traité
- 150 mg/Nm³ de VOC sur le gaz acide

10 Le gaz naturel après traitement sort à un débit de 8 MMSm³/j avec la composition donnée au Tableau 2.

Gaz Traité	Cas Max CO₂ %mol sec	Cas Max HC %mol sec
CO₂	1.8092	0.6367
H₂S	0	0
N₂	0.3525	0.5026
C₁	96.2925	94.2672
C₂	1.284	3.4188
C₃	0.2179	0.708
C₄	0.0347	0.2202
C₅	0.0059	0.0896
C₆₊ hors aromatiques	0.0027	0.1521
Benzène	0.0003	0.0019
Toluène	0.0001	0.0011
Xylènes	0.0002	0.0018

Tableau 2 - Composition du gaz traité

1.1 Exemple 1 : Procédé selon l'art antérieur

Dans cet exemple, le schéma mis en œuvre est illustré figure 2. Il ne contient pas le dispositif de contrôle de la teneur en HC dans le gaz acide.

5

Avec ce procédé, la composition du gaz acide obtenu en tête de régénérateur est donnée par le Tableau 3.

Gaz Traité	Cas Max CO ₂ %mol sec	Cas Max HC %mol sec
CO ₂	99.69	99.66
	ppmv sec	
H ₂ S	151	282
N ₂	3.5	4.6
C ₁	2793	2784
C ₂	51	138
C ₃	6	21
C ₄	3.5	6
C ₅	1	1
C ₆ ⁺		
hors aromatiques	4	63
Cycloalcanes	0	3
Benzène	3.5	4
Toluène	1	17
Ethyl Benzene	1	25
Xylènes	2	19

10 Tableau 3 - Composition du gaz acide obtenu avec un procédé selon l'art antérieur

Les teneurs VOC dans le gaz acide sont les suivantes :

- Cas Max CO₂ : 1600 mg/Nm³
- Cas Max HC : 3100 mg/Nm³

5

Dans les deux cas, la spécification VOC dans le gaz acide n'étant pas respectée, il est nécessaire de mettre en œuvre un incinérateur dédié au gaz acide. Dans ce cas, les dimensions de l'incinérateur, de modèle vertical à tirage naturel sont : Diamètre de la chambre de combustion : 3 500 mm, Hauteur de la

10 chambre de combustion : 12 000 mm, Hauteur de la cheminée : 45 mètres.

La consommation de Gaz de fuel dédiée à l'incinération du gaz acide est estimée à 726 kg/h.

1.2 Exemple 2 : Procédé selon l'invention

15

L'invention consiste à mettre en œuvre une colonne à basse pression qui, après une légère préchauffe, permet de détendre l'amine riche pour évaporer les HC (par exemple les VOC) dissous dans le solvant tout en contrôlant la perte en CO₂ et la taille du régénérateur en aval. Le gaz de flash ainsi obtenu est incinéré dans un incinérateur dédié. Dans cet exemple, la colonne de flash LP fonctionne

20 aux conditions suivantes :

- Température de 75 °C sous 1.5 bars pour le cas Max CO₂
- Température de 77 °C sous 1.5 bars pour le cas Max HC

Les équipements additionnels illustrés figure 1 sont les suivants :

25

- Échangeur 9 pour préchauffe de l'amine riche (charge 4.5 MW).
- Colonne LP-Flash 12 (diamètre 3 m, hauteur : 10.8 m dont 1 lit de 2 m de garnissage).
- Pompe de circulation 15 (Puissance hydraulique = 52kW).

- Incinérateur LP Gaz de Flash (vertical à tirage naturel, diamètre de la chambre : 1 500 mm, hauteur de la chambre de combustion : 3 000 mm, cheminée 35 m).

5 On aurait pu s'affranchir du ballon de flash MP 6.

Avec ce procédé, la composition du gaz acide obtenu en tête de régénérateur est donnée par le Tableau 4.

Gaz Traité	Cas Max	Cas Max
	CO ₂ %mol sec	HC %mol sec
CO ₂	99.9809	99.9677
	Ppmv sec	Ppmv sec
H ₂ S	155	298
N ₂	0	0
C ₁	32	12
C ₂	1	1
C ₃	0	0
C ₄	0	0
C ₅	0	0
C ₆₊ hors aromatiques	1	1
Cycloalcanes	0	0
Benzène	1	6
Toluène	1	3
Ethyl Benzene	1	4
Xylènes	0	2

Tableau 4 - Composition du gaz acide obtenu avec un procédé selon la présente invention

Les teneurs VOC dans le gaz acide sont les suivantes :

- Cas Max CO₂ : 30 mg/Nm³
- Cas Max HC : 60 mg/Nm³

Dans les deux cas, la spécification VOC dans le gaz acide étant respectée,
5 il n'est plus nécessaire de mettre en œuvre un incinérateur dédié au gaz acide.

En cas de compression et de refroidissement du gaz acide mis en pression, l'eau condensée par cette étape est nettement moins polluée par des hydrocarbures liquides que dans le procédé selon l'art antérieur. Il est alors possible de recycler cette eau sans traitement de purification des HC liquides.

10 Pour ce cas, la consommation de Gaz de fuel dédiée à l'incinération LP est estimée à 15 kg/h.

1.3 Exemple 3 : Cas d'un gaz fortement chargé en aromatiques

Cet exemple compare les teneurs en VOC d'un gaz acide issu du
15 traitement d'un gaz brut riche en BTX par :

- Le procédé selon l'art antérieur illustré figure 2.
- Le procédé selon la présente invention décrit figure 1.

Dans cet exemple, seules les teneurs en VOC du gaz acide ainsi que les consommations de Gaz de fuel dédiées à l'incinération sont comparées.

20 Pour le procédé selon l'invention, la colonne de flash LP fonctionne à 87°C sous
1.5 bar.

On veut traiter 76 t/h d'un gaz brut contenant 3 % de CO₂, 14 ppm d'H₂S
et

25 318 ppmv de BTX. La composition de ce gaz est donnée dans le Tableau 5 suivant :

NOM DU FLUX	Gaz de charge
PRESSION (bar)	64.1
TEMPERATURE (deg.C)	36.82
Composition (%mol sec)	
DIOXYDE DE CARBONE	3.0409
SULFURE D'HYDROGÈNE	0.0014
H ₂ O	
N ₂	0.8052
H ₂	0.018
METHANE	90.8092
ETHANE	4.1082
PROPANE	0.7592
ISOBUTANE	0.127
N-BUTANE	0.129
ISOPENTANE	0.058
N-PENTANE	0.026
N-HEXANE	0.0578
N-HEPTANE	0.024
N-OCTANE	0.0029
N-NONANE	0.0011
BENZENE	0.03
TOLUENE	0.0013
ETHYL-BENZENE	0.0005
Total HC hors BTX	96.1024
Total BTX	0.0318
Total HC	96.1342

Tableau 5 - Composition du gaz de charge

Ce gaz entre dans l'absorbeur à une température de 35.7 °C sous une pression de 64.1 bars où il est mis en contact avec une solution aqueuse de MDEA (397 g/l) activée à la HEP (80 g/l). Le solvant arrive dans la colonne d'absorption

à une température de 44.5 °C et à un débit de 78 S m³/h. La colonne d'absorption est équipée d'une section plateaux et d'une section en garnissage structuré. La hauteur et l'agencement de la zone d'absorption ont été optimisés de façon à respecter les spécifications sur le gaz traité (50 ppmv de CO₂ et 3 ppmv d'H₂S).

- 5 La composition du gaz traité est donnée par le Tableau 6 ci-après.

NOM DU FLUX	GAZ TRAITÉ
PRESSION (bar)	63.2
TEMPERATURE (deg.C)	37.93
Composition (%mol)	
DIOXYDE DE CARBONE	0.0014
SULFURE D'HYDROGÈNE	
H ₂ O	0.1396
N ₂	0.8297
H ₂	0.0186
METHANE	93.5285
ETHANE	4.2307
PROPANE	0.782
ISOBUTANE	0.1309
N-BUTANE	0.1329
ISOPENTANE	0.0598
N-PENTANE	0.0268
N-HEXANE	0.0595
N-HEPTANE	0.0247
N-OCTANE	0.003
N-NONANE	0.0011
BENZENE	0.0292
TOLUENE	0.0013
ETHYL-BENZENE	0.0005
Total HC hors BTX	98.9799
Total BTX	0.031
Total HC	99.0109

Tableau 6 - Composition du gaz traité

L'amine chargée en gaz acides obtenue en fond d'absorbeur à une température de 60 °C est ensuite détendue dans un ballon de flash dit MP (Medium Pressure) sous 7.3 bar de façon à évaporer une partie des HC légers

pour constituer du Gaz de fuel. Selon l'art antérieur, l'amine riche, une fois détendue, est préchauffée par l'amine régénérée avant d'être envoyée au régénérateur afin d'obtenir un solvant pauvre en gaz acide et un gaz dit gaz acide en tête contenant essentiellement du CO₂, de l'H₂S et une fraction d'hydrocarbures. Selon l'invention, l'amine riche détendue est préchauffée puis
5 détendue une nouvelle fois (flash LP) à basse pression (ici 1.5 bar) avant de traverser l'échangeur amine/amine et d'être régénérée. Cette étape supplémentaire permet d'évaporer une fraction supplémentaire d'hydrocarbure plus lourd dont notamment des composés aromatiques. Les compositions des gaz
10 acides et du gaz de flash LP sont données dans le Tableau 7 ci-après. Ce tableau montre aussi l'évolution des débits et des teneurs en VOC de ces gaz en fonction du type de procédé mis en œuvre. Ces valeurs permettent de déterminer s'il est nécessaire d'incinérer le gaz acide et, si oui, quelle sera la consommation de Gaz de fuel Associée.

PROCEDE	Selon art antérieur	Selon invention	
NOM DU FLUX	Gaz Acide vers Incinérateur	Gaz LP vers Incinérateur	ACID GAS vers événement
PRESSION (bar)	1.2	1.2	1.2
TEMPERATURE (deg.C)	36.66	87.11	36.66
Composition (%mol)			
DIOXYDE DE CARBONE	95.5907	62.642	95.8987
SULFURE D'HYDROGÈNE	0.044	0.0281	0.0445
H ₂ O	4.051	36.5875	4.051
N ₂	0.0007	0.0016	
H ₂			
METHANE	0.245	0.5855	0.0005
ETHANE	0.0152	0.0363	
PROPANE	0.002	0.0048	
ISOBUTANE	0.0003	0.0007	
N-BUTANE	0.0003	0.0008	
ISOPENTANE	0.0001	0.0002	
N-PENTANE		0.0001	
N-HEXANE	0.0003	0.0008	
N-HEPTANE	0.0003	0.0007	
N-OCTANE	0.0001	0.0002	
N-NONANE	0.0001	0.0002	
BENZENE	0.0474	0.105	0.0049
TOLUENE	0.0019	0.0042	0.0002
ETHYL-BENZENE	0.0007	0.0015	0.0001
Total HC hors BTX	0.2637	0.6303	0.0005
Total BTX	0.05	0.1107	0.0052
Total HC	0.3137	0.741	0.0057
DEBIT VOL. (Nm3/h)	3165	1252	2167
Teneur VOC (mg/Nm3)	3627.3	8846.7	187
Teneur BTX (mg/Nm3)	1675.3	3923.8	183.1

Tableau 7 - Composition du gaz acide et du gaz de flash selon le procédé considéré

Pour le procédé selon la présente invention, il n'est pas nécessaire d'incinérer le gaz acide du fait du gain de 95 % sur la teneur en VOC et notamment du gain de

5 89 % sur la teneur en composés aromatiques.

Dans les deux cas, il est toutefois nécessaire de prévoir un incinérateur :

- pour incinérer le gaz acide dans le cas du procédé selon l'art antérieur
- pour incinérer le gaz de flash LP dans le cas de la présente invention

5 Cet incinérateur sera cependant plus important et donc plus coûteux dans le cas du procédé selon l'art antérieur car le débit de gaz à incinérer est supérieur (plus 59 %). Le coût des incinérateurs n'a pas été estimé mais la consommation de Gaz de fuel a été évaluée pour illustrer le gain réalisé en mettant en œuvre la présente invention. Selon l'art antérieur, l'incinération du gaz acide consomme
10 environ 186 kg/h de Gaz de fuel contre 28 kg/h pour l'incinération du gaz de flash LP dans le cas de la présente invention, soit un gain de 85 %.

On constate que l'eau récupérable dans le gaz acide, si elle est condensée après une étape de compression du gaz acide, contiendra nettement moins
15 d'hydrocarbures.

Utilisation

Selon l'invention le gaz peut être un gaz naturel, un gaz comportant au moins 50 ppmv d'hydrocarbures, et/ou un gaz comportant moins de 100 ppmv
20 d'H₂S.

La fraction gazeuse comportant des hydrocarbures obtenue à l'étape b) peut être envoyée dans une unité de traitement autre qu'un incinérateur, par exemple le réseau de gaz de combustion.

L'invention concerne également, un procédé de récupération assistée
25 d'hydrocarbures (EOR) dans lequel on injecte dans un milieu souterrain l'effluent gazeux riche en CO₂ obtenu à l'issue de l'étape c). Cette injection peut se faire via un puits afin de faciliter l'étape d'extraction d'hydrocarbures.

REVENDICATIONS

1) Procédé de décarbonatation par lavage avec un solvant d'un gaz hydrocarboné, par exemple un gaz naturel, dans lequel on effectue les étapes
5 suivantes :

a) on met en contact ledit gaz avec une solution absorbante de manière à obtenir un gaz appauvri en CO₂ et une solution absorbante chargée en CO₂ ;

b) on chauffe et on détend la solution absorbante chargée en CO₂ à une
10 pression et une température déterminées de manière à libérer une fraction gazeuse comportant des hydrocarbures et à obtenir une solution absorbante appauvrie en hydrocarbures, ladite pression et ladite température étant choisies de sorte que ladite fraction gazeuse comporte au moins 50% des hydrocarbures contenu dans ladite solution absorbante chargée en CO₂ et au plus 35 % de CO₂ contenu dans ladite solution absorbante chargée en CO₂ ;

c) on régénère thermiquement la solution absorbante appauvrie en composés hydrocarbures de manière à libérer un effluent gazeux riche en CO₂ et à obtenir une solution absorbante régénérée.

2) Procédé selon la revendication 1, dans lequel ladite pression et ladite température sont choisies de sorte que ladite fraction gazeuse comporte au moins 70% des hydrocarbures contenu dans ladite solution absorbante chargée en CO₂ et moins de 30 % de CO₂ contenu dans ladite solution absorbante chargée en CO₂.

3) Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel ladite température est comprise entre celle de ladite solution absorbante chargée en CO₂ obtenue après l'étape a) et celle de ladite solution absorbante régénérée obtenu après l'étape c), et ladite pression est supérieure à la pression atmosphérique.

- 4) Procédé selon la revendication 3, dans lequel ladite température est comprise entre 50°C et 140°C, et ladite pression est comprise entre 1.5 et 6 bars.
- 5) Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel au moins une partie de la solution absorbante régénérée obtenue à l'étape c) est recyclée à l'étape a) en tant que solution absorbante.
- 6) Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel avant l'étape b) on détend la solution absorbante chargée en CO₂ à une pression P2 comprise entre ladite pression utilisée à l'étape b) et une pression utilisée à l'étape a), et à une température sensiblement identique à celle de ladite solution absorbante chargée en CO₂ obtenue après l'étape a).
- 7) Procédé selon la revendication 6, dans lequel ladite pression P2 est comprise entre 5 et 15 bars.
- 8) Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel la solution absorbante comporte une amine ou un mélange d'amines en solution dans de l'eau.
- 9) Procédé selon la revendication 8, dans lequel l'amine est choisie parmi le groupe comportant les amines primaires, les amines secondaires, les amines secondaires stériquement encombrées, les amines tertiaires et des mélanges d'amines tertiaires et d'amines primaires ou secondaires.
- 10) Procédé selon la revendication 9, dans lequel l'amine primaire est choisie, seule ou en mélange, parmi la monoéthanolamine (MEA), l'aminoéthyléthanolamine (AEEA), la diglycolamine, la 2-amino-2-méthyl-1-propanol et ses dérivés non N substitués.

11) Procédé selon l'une des revendication 9 et 10, dans lequel l'amine secondaire est choisie, seule ou en mélange, parmi la diéthanolamine (DEA), la diisopropanolamine (DIPA), la pipérazine et ses dérivés dans lesquels au moins un atome d'azote n'est pas substitué, la morpholine et ses dérivés non N substitués, la pipéridine et ses dérivés non N substitués, la N-(2'-hydroxyéthyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol, la N-(2'-hydroxypropyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol, la N-(2'-hydroxybutyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol.

12) Procédé selon l'une des revendication 9 à 11, dans lequel l'amine tertiaire est choisie, seule ou en mélange, parmi la méthyl-diéthanolamine (MDEA), la triéthanolamine (TEA), l'éthyl-diéthanolamine, la diéthyléthanolamine, la diméthyléthanolamine, la 1-méthyl-4-(3-diméthylaminopropyl)-pipérazine, la 1-éthyl-4-(diéthylaminoéthyl), la 1-méthyl-4-hydroxy-pipéridine, la 1-méthyl-2-hydroxyméthyl-pipéridine, la 1,2-bis-(2-diméthylaminoéthoxy)-éthane, le Bis(diméthylamino-3-propyl)éther, le Bis(diéthylamino-3-propyl)éther, le (diméthylamino-2-éthyl)-(diméthylamino-3-propyl)-éther, le (diéthylamino-2-éthyl)-(diméthylamino-3-propyl)-éther, le (diméthylamino-2-éthyl)-(diéthylamino-3-propyl)-éther, le (diéthylamino-2-éthyl)-(diéthylamino-3-propyl)-éther, la N-méthyl-N-(3-méthoxypropyl)-2-aminoéthanol, la N-méthyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-propanol, la N-méthyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-butanol, la N-éthyl-N-(3-méthoxypropyl)-2-aminoéthanol, la N-éthyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-propanol, la N-éthyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-butanol, la N-isopropyl-N-(3-méthoxypropyl)-2-aminoéthanol, la N-isopropyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-propanol, la N-isopropyl-N-(3-méthoxypropyl)-1-amino-2-butanol, la 1-(4-morpholino)-2-(méthylisopropylamino)-éthane, la 1-(4-morpholino)-2-(méthyltertibutylamino)-éthane, la 1-(4-morpholino)-2-(diisopropylamino)-

éthane, la 1-(4-morpholino)-2-(1-pipéridinyl)-éthane et la tertiobutyldiéthanolamine.

13) Procédé selon l'une des revendication 9 à 12, dans lequel l'amine secondaire
5 encombrée est choisie, seule ou en mélange, parmi la N-(2'-hydroxyéthyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol, la N-(2'-hydroxypropyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol, la N-(2'-hydroxybutyl)-2-amino-2-méthyl-1-propanol.

14) Procédé selon l'une des revendication 9 à 13, dans lequel dans les mélanges
10 d'amines tertiaires et d'amines primaires ou secondaires, les amines primaires ou secondaires sont choisies parmi le groupe comportant, la Monoéthanolamine, la Diéthanolamine, la N-butyléthanolamine, la Aminoéthyléthanolamine, la Diglycolamine, la Pipérazine, la 1-Méthylpipérazine, la 2-Méthylpipérazine, la N-(2-hydroxyéthyl)pipérazine, la
15 N-(2-aminoéthyl)pipérazine, la Morpholine, la 3-(méthylamino)propylamine, la 1,6-hexanediamine et tous ses dérivés diversement N-alkylés tels par exemple la N,N'-diméthyl-1,6-hexanediamine, la N-méthyl-1,6-hexanediamine ou la N,N',N'-triméthyl-1,6-hexanediamine.

20 15) Procédé selon l'une des revendications 1 à 14, dans lequel la solution absorbante est choisie parmi le groupe constitué du sulfolane, le méthanol, la N-formyl morpholine, l'acétyl morpholine, le carbonate de propylène, le diméthyl éther polyéthylène glycol ou la N-méthyl pyrrolidone ou un mélange d'amine avec un solvant physique et de l'eau.

25 16) Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel le gaz est un gaz naturel.

17) Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel le gaz
30 comporte au moins 50 ppmv d'hydrocarbures.

- 18) Procédé selon l'une des revendications précédentes, dans lequel le gaz comporte moins de 100 ppmv d'H₂S.
- 5 19) Procédé selon une des revendications précédentes dans lequel on injecte dans un milieu souterrain ledit effluent gazeux riche en CO₂ obtenu à l'issue de l'étape c), dans un procédé de récupération assistée d'hydrocarbures.

1/2

Fig. 1



Fig. 2

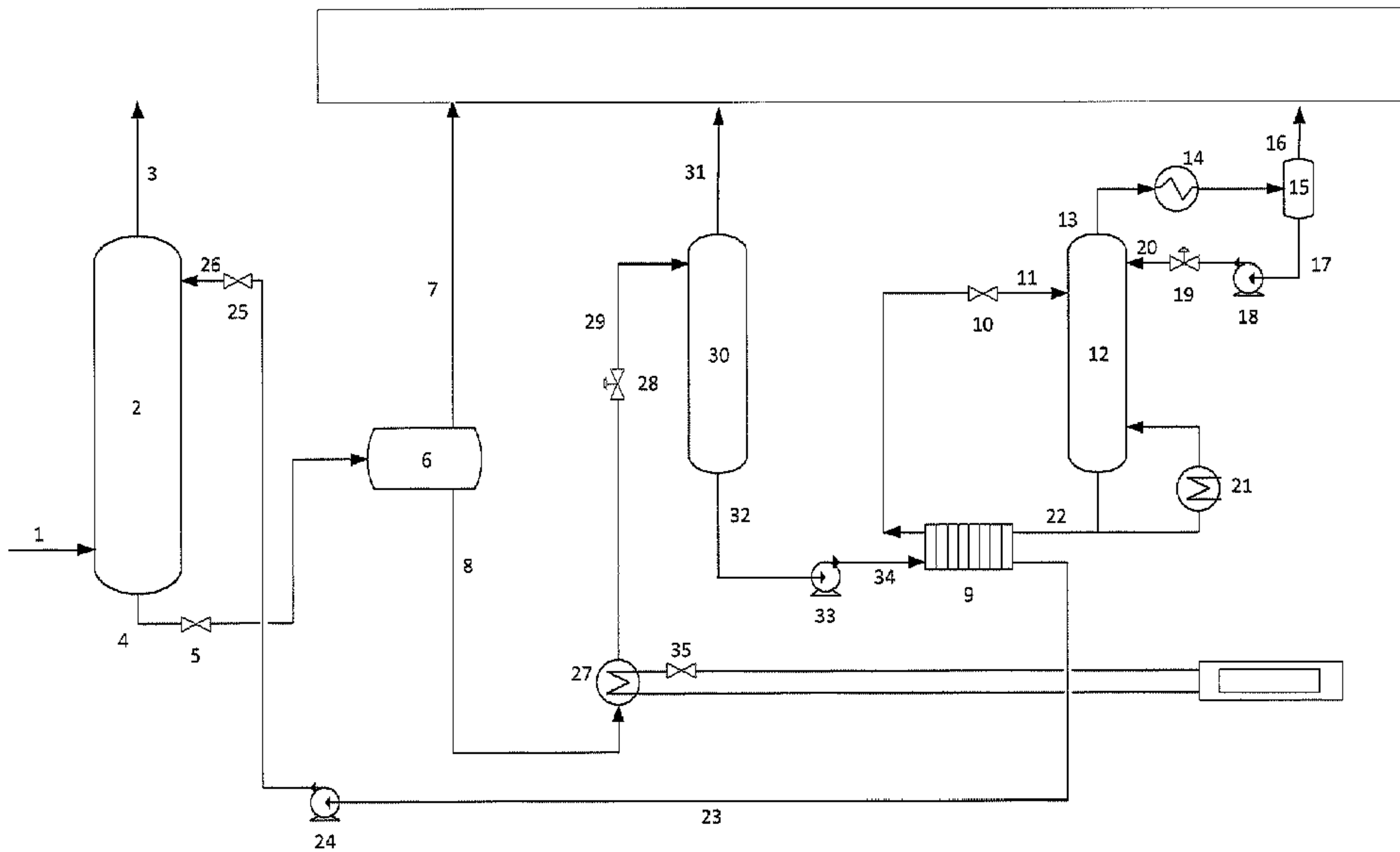


Fig. 2