

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

(19) Organisation Mondiale de la Propriété  
Intellectuelle  
Bureau international



(43) Date de la publication internationale  
14 février 2008 (14.02.2008)

PCT

(10) Numéro de publication internationale  
**WO 2008/017783 A2**

(51) Classification internationale des brevets :  
*C01B 3/50* (2006.01)

(74) Mandataire : **CONAN, Philippe**; L'Air Liquide S.A.,  
DPI, F-75321 Paris Cedex 07 (FR).

(21) Numéro de la demande internationale :  
PCT/FR2007/051778

(81) États désignés (*sauf indication contraire, pour tout titre de protection nationale disponible*) : AE, AG, AL, AM, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, 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, IS, JP, KE, KG, KM, 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, PG, PH, PL, PT, RO, RS, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, SV, SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

(22) Date de dépôt international : 3 août 2007 (03.08.2007)

(25) Langue de dépôt : français

(26) Langue de publication : français

(30) Données relatives à la priorité :  
0653338 10 août 2006 (10.08.2006) FR

(84) États désignés (*sauf indication contraire, pour tout titre de protection régionale disponible*) : ARIPO (BW, GH, GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), eurasiatique (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), européen (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MT, NL, PL, PT, RO, SE, SI, SK, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

(71) Déposant (*pour tous les États désignés sauf US*) : **L'AIR LIQUIDE SOCIÉTÉ ANONYME POUR L'ÉTUDE ET L'EXPLOITATION DES PROCÉDES GEORGES CLAUDE** [FR/FR]; 75 quai d'Orsay, F-75007 Paris (FR).

(72) Inventeurs; et

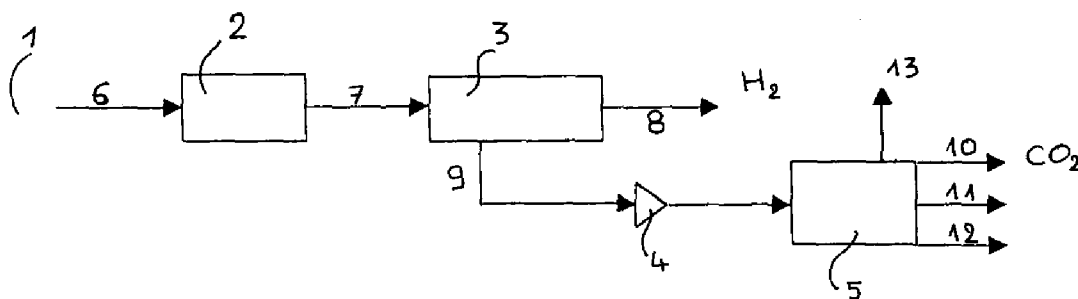
(75) Inventeurs/Déposants (*pour US seulement*) : **MARTY, Pascal** [FR/FR]; 2, passage du Grand Cerf, F-75002 Paris (FR). **POLSTER, Bernd** [FR/FR]; 60, quai Fernand Saguet, F-94700 Maisons-alfort (FR).

Publiée :

— sans rapport de recherche internationale, sera republiée dès réception de ce rapport

(54) Title: METHOD OF SEPARATING A SYNTHETIC GAS CONTAINING HYDROGEN AND CARBON MONOXIDE BUT ALSO AT LEAST CARBON DIOXIDE AND WATER VAPOR

(54) Titre : PROCÉDÉ DE SÉPARATION D'UN GAZ DE SYNTHÈSE CONTENANT DE L'HYDROGÈNE ET DU MONOXYDE DE CARBONE MAIS AU MOINS DU DIOXYDE DE CARBONE ET DE LA VAPEUR D'EAU



(57) Abstract: In a method of separating a gaseous mixture containing hydrogen (H<sub>2</sub>) and carbon monoxide (CO) as major components, but also at least carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) and water vapor, the gaseous mixture to be separated is subjected to a step of drying prior to the separation.

(57) Abrégé : Dans un procédé de séparation d'un mélange gazeux contenant de l'hydrogène (H<sub>2</sub>) et du monoxyde de carbone (CO) en tant que constituants principaux, mais aussi au moins du dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) et de la vapeur d'eau, le mélange gazeux à séparer est soumis à une étape de séchage préalable à la séparation.

WO 2008/017783 A2

Procédé de séparation d'un gaz de synthèse contenant de l'hydrogène et du monoxyde de carbone mais aussi au moins du dioxyde de carbone et de la vapeur d'eau

5 La présente invention concerne un procédé pour la séparation d'un mélange gazeux dans une unité de séparation du type dans lequel le mélange gazeux est issu d'une unité réactionnelle et comporte, comme constituants principaux de l'hydrogène (H<sub>2</sub>) et/ou du monoxyde de carbone (CO).

De nombreuses industries utilisent ces mélanges gazeux lesquels, outre  
10 CO et H<sub>2</sub> contiennent en général aussi d'autres constituants, notamment du dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>), du méthane et de l'eau ainsi que de l'azote et d'autres impuretés. De tels mélanges constituent des gaz de synthèse servant à diverses productions. Ils sont en effet utilisés comme matière première pour la production  
15 de fluides, par exemple d'hydrogène, de monoxyde de carbone, de dioxyde de carbone, ou de mélange H<sub>2</sub>/CO suivant un rapport prédéterminé en vue de synthèses chimiques diverses, notamment la synthèse de méthanol, d'acide acétique ou la synthèse d'atmosphères réductrices pour des traitements de surface, pour des opérations métallurgiques, etc.

Ces mélanges gazeux sont généralement obtenus à partir d'un ou  
20 plusieurs milieux réactionnels, eux-mêmes alimentés par des fluides gazeux de charge. A titre d'exemples d'unités réactionnelles traitant de tels milieux réactionnels, on peut citer les unités de reformage à la vapeur d'hydrocarbures liquides ou gazeux, de reformage auto-thermique, de reformage de dioxyde de carbone, de reformage ou de craquage de méthanol, ou d'oxydation partielle  
25 de composés gazeux, liquides ou solides contenant du carbone et de l'hydrogène.

Afin de préparer, à partir d'un mélange gazeux de ce type alimentant une  
étape de séparation, à une pression d'alimentation P<sub>0</sub>, un ou plusieurs fluides produits requis, on a recours à différentes techniques de séparation. On obtient  
30 alors en sortie des étapes de séparation au moins deux flux distincts, à au moins deux pressions distinctes. Un de ces flux est en général obtenu à une pression dite basse correspondant à une pression pouvant être de l'ordre de P<sub>0</sub>/8 à P<sub>0</sub>/40, de telle sorte que ce flux sera fréquemment comprimé pour être utilisé, notamment pour valoriser tout ou partie des molécules qu'il contient ; l'autre flux est obtenu à une pression dite haute, correspondant à la pression d'alimentation

diminuée des pertes de charge liées au procédé de séparation, il y a parfois cependant nécessité de le comprimer pour l'utiliser.

5 Ainsi, lorsqu'on réalise une séparation d'un mélange gazeux du type ci-dessus par adsorption à modulation de pression (PSA ou pressure swing adsorption en langue anglaise), on obtient au moins un gaz relativement pur dit « produit du PSA » à pression élevée et un gaz ou mélange gazeux dit « résiduaire du PSA » à basse pression. Lorsqu'on réalise une séparation par perméation au travers d'une membrane, une partie des molécules traverse la membrane, formant un flux gazeux à basse pression dit « perméat », tandis que d'autres, retenues par la membrane, constituent le « résidu », flux gazeux disponible à pression élevée. Quel que soit le mode de séparation, chacun des deux flux I et II contient l'ensemble des composés contenus dans le mélange à séparer, mais dans des proportions très différentes (il s'agit parfois de traces) .

10 Lorsque l'on veut utiliser, en tant que produit, des molécules contenues dans un « résiduaire de PSA », un « perméat de membrane », ou un autre fluide gazeux issu à pression basse d'une étape de séparation, que ce soit de l'hydrogène, du monoxyde de carbone, du dioxyde de carbone, par exemple, il est parfois nécessaire:

- 20
- de comprimer le gaz considéré dans un compresseur,
  - de séparer par voie cryogénique ou par lavage les constituants présents afin de purifier au moins un type de molécule contenu dans le fluide considéré,
  - d'associer une compression et une séparation cryogénique ou un lavage.
- 25

Cependant, la présence conjointe éventuelle d'humidité et de dioxyde de carbone peut conduire au phénomène bien connu de formation d'acide carbonique et par conséquent à la corrosion du matériel utilisé.

30 Une solution connue à ce problème consiste à prévoir des équipements en acier inoxydable, notamment pour des étapes de compression dudit fluide basse pression afin qu'ils soient protégés contre les attaques acides, ou à prévoir une étape de séchage préalable du flux gazeux lorsqu'il doit être séparé par voie cryogénique, étape coûteuse car appliquée à un flux basse pression.

35 Le but de la présente invention est d'apporter une solution moins coûteuse à ce problème en proposant un procédé de séparation du type ci-dessus dans

lequel les risques liés à la présence d'eau lors de traitements ultérieurs lors de l'utilisation de ces fluides basse pression issus de la séparation sont supprimés grâce à une élimination des molécules d'eau en amont des étapes de génération du flux basse pression.

5 Dans ce but, l'invention consiste en un procédé de séparation d'un mélange de gaz contenant essentiellement de l'hydrogène et du monoxyde de carbone, mais aussi au moins du dioxyde de carbone et de la vapeur d'eau, comprenant au moins les étapes de :

- 10 a) séparation S du mélange de gaz à une pression  $P_0$  en au moins deux flux I et II dans lequel le flux I est un flux gazeux à une pression  $P_I$  basse contenant l'ensemble des composés contenus dans le mélange de gaz à séparer, en proportions variables et le flux II est un flux gazeux à une pression  $P_{II}$  dite haute, supérieure à  $P_I$ , contenant l'ensemble des composés contenus dans le mélange de gaz à séparer, en proportions variables et
- 15 différentes de celles du flux I,
- b) utilisation du flux II haute pression,
- c) utilisation du flux I basse pression, pour une valorisation au moins partielle dudit flux I,

20 caractérisé en ce que préalablement à l'étape a), le mélange de gaz à séparer est soumis à une étape de :

a<sub>0</sub>) séchage du mélange de gaz contenant la vapeur d'eau pour l'élimination des molécules d'eau et l'obtention d'un mélange sec.

25 Par pression basse, on entend une pression basse obtenue de façon classique en sortie d'étapes de séparation, elle est fonction du mode de séparation choisi pour réaliser cette étape S. La pression  $P_I$  est ainsi de préférence comprise entre 1.1 et 5 bara pour un procédé de type PSA. Elle est comprise entre  $P_0/100$  à  $P_0/2$  pour un procédé de séparation par perméation.

30 De la même manière, la pression haute  $P_{II}$  est une pression haute obtenue de façon classique en sortie d'étapes de séparation, elle correspond à la pression d'alimentation diminuée des pertes de charge liées au procédé de séparation.

35 Ainsi, le flux I est un flux basse pression sec qui pourra donc être utilisé sans préjudice lié à la présence de molécules d'eau, qu'il soit comprimé, directement envoyé dans une séparation cryogénique, valorisé par une combinaison des deux, ou directement envoyé dans un réseau.

Selon une première variante, l'étape de séparation S est une étape de séparation par perméation avec production d'au moins un perméat I à la pression PI et d'un résidu II à la pression haute PII.

Le produit de la séparation se retrouve ici dans le perméat. Dans le cas de l'hydrogène, il est en général obtenu à une pureté de l'ordre de 95%. Compte tenu du pourcentage relativement important d'impuretés dans le perméat, on y retrouve du CO<sub>2</sub>, ainsi que de la vapeur d'eau (lorsque le produit à séparer en contient). Cette présence conjointe de vapeur d'eau et de CO<sub>2</sub> dans le produit est nuisible dès lors que le produit obtenu à une pression basse devra être comprimé pour son utilisation extérieure (purification supplémentaire, exportation via un réseau ou autre). Le procédé de l'invention permet ici, grâce au séchage du mélange alimentant l'étape de perméation de résoudre ce problème, sans utilisation de pièce d'appareillage en inox ni étape de séchage d'un fluide basse pression (qui exigerait des sècheurs de dimensions plus importantes et donc plus coûteux).

Selon une deuxième variante de l'invention, l'étape de séparation S est une étape de séparation par adsorption à modulation de pression (PSA) avec production d'au moins un produit gazeux II pur à la pression haute PII et un gaz résiduaire I de PSA à valoriser, obtenu à la pression basse PI.

L'adsorption à modulation de pression fournit un produit très pur, d'une pureté généralement supérieure à 99,9%. Le résiduaire obtenu contient l'ensemble des produits contenus dans le mélange de départ, y compris le produit. Ainsi par exemple un PSA H<sub>2</sub> produit de l'hydrogène très pur, mais le résiduaire contient quant à lui une proportion variable d'hydrogène de l'ordre de 30% ou plus. Aussi, ce résiduaire est-il lui aussi fréquemment utilisé pour fournir un ou des produits, et pour ce faire, compte tenu de sa pression basse, il devra en général être comprimé, et/ou traité par cryogénie, et/ou lavage. Dans ce cas aussi, le procédé de l'invention permet, grâce au séchage du mélange alimentant l'étape de perméation, de résoudre le problème de la présence de vapeur susceptible de se condenser, sans utilisation de pièce d'appareillage en inox et sans étape de séchage d'un fluide basse pression.

De préférence, l'étape d'utilisation du flux I comprend une étape de compression dudit flux I pour l'obtention d'un flux à la pression PIII supérieure à PI. Cette étape de compression peut alors être réalisée dans une machine dont

les éléments en contact avec ledit flux gazeux I sont en acier dit « acier carbone » moins coûteux que les éléments en acier inoxydable.

De préférence encore, l'étape d'utilisation du flux I comprend une étape de séparation cryogénique, postérieure à l'étape de compression lorsque celle-ci existe, pour l'obtention d'au moins un produit purifié. Cette étape a pour but de séparer et purifier un type de molécule contenu dans ledit flux I. Cette molécule pourra par exemple être du dioxyde de carbone.

L'étape de séchage de l'invention doit être distinguée d'une étape de séparation d'eau classiquement présente lors du traitement des gaz de synthèse qui a pour but d'éliminer l'eau présente sous forme liquide dans le gaz de synthèse refroidi. Cette étape de séparation d'eau délivre un flux gazeux à son point de rosée, dans les conditions de pression et de température existant localement, qui sera soumis au procédé de séparation selon l'invention. En éliminant l'eau, susceptible de condenser lors des étapes ultérieures, contenue dans le mélange gazeux préalablement à l'étape de séparation S, on obtient en sortie de ladite étape de séparation S des gaz secs, ce qui est particulièrement avantageux en présence de dioxyde de carbone. Par gaz sec selon l'invention, on entend un gaz dont la teneur en eau est suffisamment basse pour éviter de condenser de l'eau lors des étapes ultérieures ; il pourra contenir moins de 1000 ppm d'eau, et plus particulièrement moins de 100 ppm d'eau. L'étape de séchage selon l'invention est mise en œuvre en amont de la séparation S, soit sur un flux gazeux disponible sous pression (généralement de 15 à 100 bars ) ce qui permet de limiter la taille des sècheurs.

En fonction de la pureté ou de la composition requise pour les produits recherchés, la séparation du mélange gazeux en au moins deux flux pourra être réalisée par perméation ou par adsorption à modulation de pression ou par association de ces modes de séparation, en parallèle ou en série.

Selon un autre objet de l'invention, celle-ci concerne une installation pour la séparation d'un mélange de gaz contenant essentiellement de l'hydrogène et du monoxyde de carbone, mais aussi au moins du dioxyde de carbone et de l'eau, ainsi qu'éventuellement du méthane, de l'azote et d'autres impuretés, ladite installation comprenant une source du mélange du gaz à séparer, une unité de séparation pour séparer le mélange de gaz en au moins deux flux I et II dans lequel le flux I est un flux gazeux à une pression  $P_I$  basse, contenant l'ensemble des composés contenus dans le mélange de gaz à séparer, en proportions

variables et le flux II est un flux gazeux à une pression PII haute, contenant l'ensemble des composés contenus dans le mélange de gaz à séparer, en proportions variables et différentes de celles du flux I, un module d'utilisation du flux II haute pression, un module d'utilisation du flux I basse pression pour une valorisation au moins partielle dudit flux I, ainsi que des conduits reliant l'unité de séparation au module d'utilisation du flux de gaz I et l'unité de séparation au module d'utilisation du flux de gaz II, caractérisé en ce qu'elle comprend en outre une unité de séchage du mélange du gaz à séparer, ainsi que des conduits reliant la source à l'unité de séchage et l'unité de séchage à l'unité de séparation.

10 Selon des variantes d'installation préférées, l'unité de séparation de l'installation ci-dessus comprend une unité de séparation par perméation et/ou une unité de séparation par adsorption à modulation de pression apte à la mise en œuvre de procédés définis ci-dessus.

15 Quand l'installation comprend un moyen de compression pour la compression d'un flux de gaz basse pression sortant de l'étape de séparation et destiné à être valorisé après re-compression, cette compression est avantageusement effectuée à l'aide de compresseur(s) en acier carbone moins onéreux que les compresseurs dont les éléments de certains étages en contact avec le flux à risque de formation d'acide carbonique devraient être prévus en 20 acier inox .

Selon une autre variante préférée, l'installation comprend une unité de séparation cryogénique, destinée au traitement du flux de gaz basse pression issu de l'unité de séparation, le cas échéant après compression.

25 Un exemple de mise en œuvre de l'invention est maintenant décrit au regard de la figure 1 annexée qui est un schéma d'une installation de production d'hydrogène à partir d'une unité de reformage à la vapeur d'hydrocarbures avec purification de l'hydrogène dans un PSA et production de CO<sub>2</sub> à partir du résiduaire de PSA.

30 L'installation représentée à titre illustratif sur la Figure 1 comprend essentiellement un module d'alimentation 1 en mélange gazeux humide, une unité 2 de séchage, une unité 3 de séparation du type PSA qui produit deux flux gazeux I et II, un moyen de compression 4 destinée à comprimer le flux de gaz I, une unité cryogénique ou boîte froide 5 pour la production de dioxyde de carbone.

35 L'installation fonctionne de la manière suivante :

- 5 - le module d'alimentation 1 (non détaillé sur la figure) comprend typiquement un reformeur qui, alimenté par une charge hydrocarbonée légère produit un gaz de reformage ou gaz de synthèse, qui contient majoritairement de l'hydrogène et du CO, des quantités substantielles de méthane, d'eau et de CO<sub>2</sub>, ainsi que de l'azote ; ce gaz est refroidi, puis l'eau condensée est éliminée dans un ballon de séparation des condensas, le gaz issu du séparateur constituant le mélange gazeux 6 contenant de la vapeur d'eau à séparer,
- 10 - le mélange 6 issu de l'unité 1 traverse alors l'unité de séchage 2 qui absorbe l'eau contenue dans le flux I pour produire un mélange gazeux sec 7,
- 15 - le mélange sec 7 issu de l'unité 2 passe alors dans l'unité de séparation 3 qui fonctionne de la manière suivante : l'unité 3 est une unité PSA qui produit les deux flux gazeux I et II. Le flux gazeux II, référencé 8, fournit de l'hydrogène produit par l'installation. Le flux gazeux I, référencé 9 est le gaz résiduaire du PSA. Il contient le CO, le CO<sub>2</sub>, le méthane et l'azote présents dans le gaz alimentant l'unité de purification 3 ainsi que des molécules d'hydrogène. Il est en général obtenu à très basse pression de l'ordre de quelques centaines de millibars.
- 20 - le flux 9 est alors traité dans l'unité cryogénique 5 pour fournir du dioxyde de carbone 10. Pour cela, le flux 9 est tout d'abord comprimé dans le compresseur 4, puis traité dans l'unité cryogénique 5 pour séparation et purification des molécules de dioxyde de carbone. L'unité cryogénique 5 fournit outre du dioxyde de carbone liquide pur 10, de l'hydrogène 11, un flux gazeux 12 contenant du méthane, de l'hydrogène, du monoxyde de carbone qui sera recyclé en tant que combustible, ainsi qu'une purge d'azote 13.

Dans l'exemple ci-dessus, le procédé a pour objet une production d'hydrogène, ainsi que de dioxyde de carbone.

- 30 - Dans le cas où on ne souhaite pas produire du CO<sub>2</sub>, le procédé prévoit de façon classique à l'issue de l'étape de refroidissement du gaz de synthèse une étape de décarbonatation qui vise à éliminer la plus grande partie des molécules de CO<sub>2</sub> présentes dans le gaz de synthèse. L'étape de séchage selon l'invention est alors postérieure à cette étape de décarbonatation. Avantagusement, on associe alors dans les sécheurs deux adsorbants : l'un (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> par exemple) a

pour fonction d'éliminer l'eau, tandis que le second (charbon actif par exemple) a pour fonction d'éliminer le CO<sub>2</sub> résiduel.

## REVENDEICATIONS

1. Procédé de séparation d'un mélange de gaz contenant essentiellement de l'hydrogène et du monoxyde de carbone, mais aussi au moins du dioxyde de carbone et de la vapeur d'eau, ledit procédé comprenant au moins les étapes de :
- 5
- a) séparation S du mélange de gaz à une pression  $P_0$  en au moins deux flux I et II dans lequel le flux I est un flux gazeux à une pression  $P_I$  dite basse contenant l'ensemble des composés contenus dans le mélange de gaz à
- 10
- séparer, en proportions variables et le flux II est un flux gazeux à une pression  $P_{II}$  haute, supérieure à  $P_I$  contenant l'ensemble des composés contenus dans le mélange de gaz à séparer, en proportions variables et différentes de celles du flux I,
- b) utilisation du flux II haute pression,
- 15
- c) utilisation du flux I basse pression, pour une valorisation au moins partielle dudit flux I,
- caractérisé en ce que préalablement à l'étape a), le mélange de gaz à séparer est soumis à une étape de :
- a<sub>0</sub>) séchage du mélange de gaz contenant la vapeur d'eau pour
- 20
- l'élimination des molécules d'eau et l'obtention d'un mélange sec.
2. Procédé selon la revendication 1 dans lequel l'étape de séparation S est une étape de séparation par perméation avec production d'au moins un perméat I à la pression basse  $P_I$  et un résidu II à la pression haute  $P_{II}$ .
- 25
3. Procédé selon la revendication 1 dans lequel l'étape a) de séparation est une étape de séparation par adsorption à modulation de pression (PSA) avec production d'au moins un produit gazeux II pur à la pression haute  $P_{II}$  et un gaz résiduaire I de PSA à valoriser à la pression basse  $P_I$ .
- 30
4. Procédé selon l'une des revendications 1 à 3 dans lequel l'étape c) d'utilisation du flux I comprend une étape de compression  $c_0$  dudit flux I pour l'obtention d'un flux à la pression  $P_{III}$  supérieure à  $P_I$ .

5. Procédé selon l'une des revendications 1 à 4 dans lequel l'étape c) d'utilisation du flux I comprend une étape de séparation cryogénique  $c_1$ , postérieure à l'étape  $c_0$  lorsqu'elle existe, pour l'obtention d'au moins un produit purifié.

6. Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le mélange de gaz à traiter est un gaz de synthèse.

7. Installation pour la séparation d'un mélange de gaz contenant essentiellement de l'hydrogène et du monoxyde de carbone, mais aussi au moins du dioxyde de carbone et de l'eau, comprenant :

- 10 - une source du mélange de gaz à séparer,
- une unité de séparation pour séparer le mélange de gaz en au moins deux flux I et II dans lequel le flux I est un flux gazeux à une pression  $P_I$  basse, contenant l'ensemble des composés contenus dans le mélange de gaz à séparer, en proportions variables et le flux II est un flux gazeux à une
- 15 pression  $P_{II}$  haute, contenant l'ensemble des composés contenus dans le mélange de gaz à séparer, en proportions variables et différentes de celles du flux I,
- un module d'utilisation du flux II haute pression,
- un module d'utilisation du flux I basse pression pour une valorisation au
- 20 moins partielle dudit flux I, ainsi que,
- des conduits reliant l'unité de séparation au module d'utilisation du flux de gaz I et l'unité de séparation au module d'utilisation du flux de gaz II,
- caractérisé en ce qu'elle comprend en outre :
- une unité de séchage du mélange de gaz à séparer, ainsi que,
- 25 - des conduits reliant la source à l'unité de séchage et l'unité de séchage à l'unité de séparation.

8. Installation selon la revendication 7 caractérisée en ce que l'unité de séparation comprend une unité de séparation par perméation et/ou une unité de

30 séparation par adsorption à modulation de pression pour la mise en œuvre du procédé tel que défini aux revendications 2 ou 3.

9. Installation selon l'une des revendications 7 ou 8 caractérisée en ce qu'elle comprend un moyen de compression en acier carbone pour la mise en œuvre

35 du procédé de la revendication 4 .

10. Installation selon l'une des revendications 8 ou 9 caractérisée en ce qu'elle comprend une unité de séparation cryogénique pour la mise en œuvre du procédé de la revendication 5.

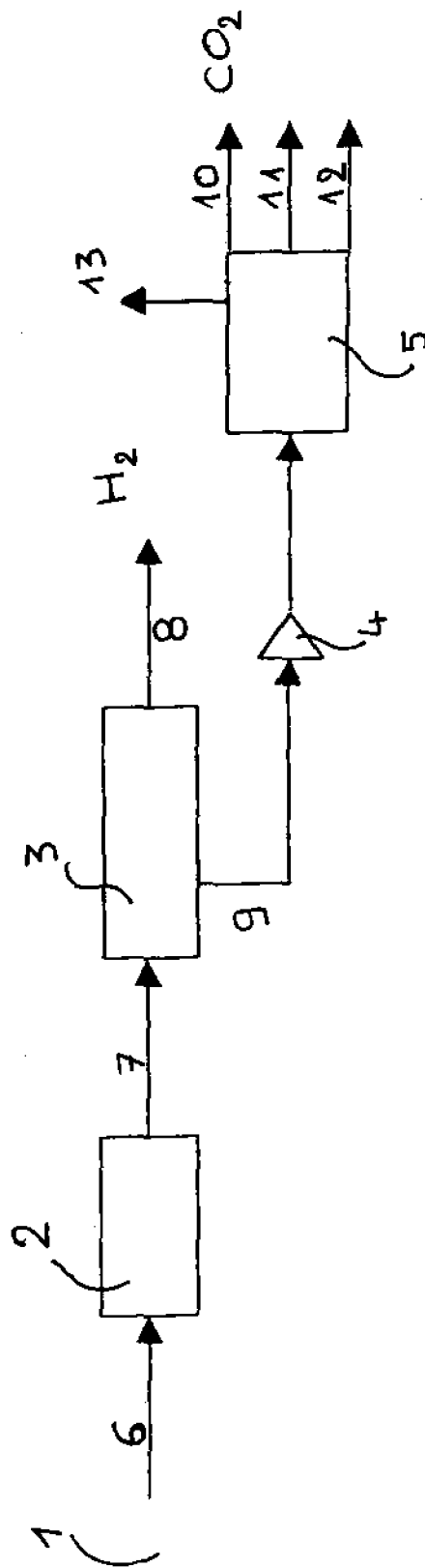


FIG. 1