



## (12) FASCICULE DE BREVET

- (11) N° de publication : **MA 33663 B1**
- (51) Cl. internationale : **B01D 53/14; B01D 53/18;  
B01D 53/62**
- (43) Date de publication : **01.10.2012**
- 
- (21) N° Dépôt : **34766**
- (22) Date de Dépôt : **12.04.2012**
- (30) Données de Priorité : **15.09.2009 US 12/560,004 ; 20.11.2009 US 12/622,653 ; 16.12.2009 US 12/639,597**
- (86) Données relatives à l'entrée en phase nationale selon le PCT : **PCT/US2010/047425 01.09.2010**
- (71) Demandeur(s) : **ALSTOM TECHNOLOGY LTD, Brown Boveri Strasse 7 CH-5400 Baden (CH)**
- (72) Inventeur(s) : **PETIG, Arlyn V. ; KOZAK, Frederic Z.**
- (74) Mandataire : **SABA & CO**
- 
- (54) Titre : **PROCÉDÉ D'ÉLIMINATION DU DIOXYDE DE CARBONE PRÉSENT DANS UN GAZ DE PROCÉDÉ**
- (57) Abrégé : La présente invention concerne un procédé d'élimination du dioxyde de carbone présent dans un gaz de procédé, ledit procédé d'élimination comprenant les étapes consistant a) à introduire une solution ammoniacale dans un dispositif d'absorption, ledit dispositif d'absorption comprenant au moins un premier absorbeur ; b) à mettre en contact ladite solution ammoniacale avec le gaz de procédé dans ledit premier absorbeur, ladite solution ammoniacale capturant au moins une partie du dioxyde de carbone présent dans le gaz de procédé ; c) à évacuer la solution ammoniacale du dispositif d'absorption ; d) à faire refroidir la solution ammoniacale, cela entraînant la précipitation d'au moins une partie du dioxyde de carbone capturé sous la forme d'un sel solide ; e) à introduire la solution ammoniacale refroidie dans un séparateur dans lequel au moins une partie des particules solides précipitées sont éliminées de la solution ammoniacale, après quoi la solution ammoniacale est évacuée du séparateur ; f) à faire chauffer la solution ammoniacale ; et g) à réintroduire la solution ammoniacale ainsi chauffée dans le dispositif d'absorption. L'invention concerne également un système d'élimination du dioxyde de carbone.

## ABREGE

La présente invention concerne un procédé d'élimination du dioxyde de carbone présent dans un gaz de procédé, ledit procédé d'élimination comprenant les étapes consistant a) à introduire une solution ammoniacale dans un dispositif d'absorption, ledit dispositif d'absorption comprenant au moins un premier absorbeur ; b) à mettre en contact ladite solution ammoniacale avec le gaz de procédé dans ledit premier absorbeur, ladite solution ammoniacale capturant au moins une partie du dioxyde de carbone présent dans le gaz de procédé ; c) à évacuer la solution ammoniacale du dispositif d'absorption ; d) à faire refroidir la solution ammoniacale, cela entraînant la précipitation d'au moins une partie du dioxyde de carbone capturé sous la forme d'un sel solide ; e) à introduire la solution ammoniacale refroidie dans un séparateur dans lequel au moins une partie des particules solides précipitées sont éliminées de la solution ammoniacale, après quoi la solution ammoniacale est évacuée du séparateur ; f) à faire chauffer la solution ammoniacale ; et g) à réintroduire la solution ammoniacale ainsi chauffée dans le dispositif d'absorption. L'invention concerne également un système d'élimination du dioxyde de carbone.

(VINGET ET UNE PAGES)

ALSTOM TECHNOLOGY LTD.  
P. P. SABA & CO., Casablanca

**PROCEDE D'ELIMINATION DU DIOXYDE DE CARBONE PRESENT  
DANS UN GAZ DE PROCEDE**

**Domaine technique**

La présente invention concerne un procédé d'élimination du dioxyde de carbone présent dans un gaz de procédé en mettant le gaz de procédé en contact avec une solution ammoniacale.

**Technique antérieure**

La majeure partie de l'énergie utilisée dans le monde de nos jours est dérivée de la combustion de carburants contenant du carbone et de l'hydrogène comme le charbon, le pétrole et le gaz naturel, ainsi que d'autres carburants organiques. Une telle combustion produit des gaz de combustion contenant des taux élevés de dioxyde de carbone. En raison d'inquiétudes relatives au réchauffement planétaire, on cherche de plus en plus à réduire les émissions de dioxyde de carbone dans l'atmosphère et, pour cette raison, on a développé des procédés pour l'extraction du dioxyde de carbone des gaz de combustion avant l'émission des gaz dans l'atmosphère.

Le WO 2006/022885 révèle un tel procédé d'élimination du dioxyde de carbone d'un gaz de combustion, qui consiste à capturer le dioxyde de carbone du gaz de combustion dans un absorbeur du CO<sub>2</sub> au moyen d'une solution ou d'une bouillie ammoniacale. Le CO<sub>2</sub> est absorbé par la solution ammoniacale dans l'absorbeur à une température réduite comprise entre 0°C et 20°C, sur quoi la solution ammoniacale est régénérée dans un régénérateur sous une pression et une température élevées pour libérer le CO<sub>2</sub> de la solution ammoniacale sous forme d'un dioxyde de carbone gazeux de pureté élevée.

**Résumé**

Un objectif de la présente invention vise à améliorer le procédé d'absorption du dioxyde de carbone avec une solution ammoniacale.

Cet objectif ainsi que d'autres objectifs, qui deviendront évidents à partir de la discussion suivante, sont implémentés d'après un aspect de l'invention par un procédé d'extraction du dioxyde de carbone d'un gaz de procédé, lequel procédé consistant à : a) introduire une solution ammoniacale dans un dispositif d'absorption, comportant au moins un premier absorbeur ; b) mettre la solution ammoniacale en contact avec le gaz de procédé dans ledit premier absorbeur, la solution ammoniacale capturant au moins une partie du dioxyde de carbone présent dans le gaz de procédé ; c) évacuer la solution ammoniacale du dispositif d'absorption ; d) refroidir la solution ammoniacale, où une partie au moins du dioxyde carbone capturé se précipite en forme d'un sel solide ; e) introduire la solution ammoniacale refroidie dans un séparateur, dans lequel une partie au moins des solides précipités sont éliminés de la solution ammoniacale, après quoi la solution ammoniacale est évacuée du séparateur ; f) chauffer la solution

ammoniacale ; et g) réintroduire la solution ammoniacale chauffée dans le dispositif d'absorption.

Le dispositif d'absorption peut comporter un ou plusieurs absorbeurs. Dans sa forme la plus simple, le dispositif d'absorption peut comporter un absorbeur  
5 uniquement. Ce modèle simple facilitera aussi le procédé d'élimination du dioxyde de carbone et réduira les coûts d'entretien du dispositif. Le modèle de l'absorbeur ou des absorbeurs doit assurer un contact direct entre la solution ammoniacale et le gaz de procédé à l'intérieur de l'absorbeur.

En mettant la solution ammoniacale en contact avec le gaz de procédé, le  
10 dioxyde de carbone est éliminé du gaz de procédé et capturé par la solution ammoniacale en traversant l'interface formée entre le gaz de procédé et la solution ammoniacale.

La quantité de dioxyde de carbone capturée par la solution ammoniacale est limitée, par exemple lorsque la solution ammoniacale atteint son point de saturation.  
15 Cette limite dépend par exemple de la pression et de la température de la solution. En refroidissant la solution ammoniacale, la capacité de la solution à dissoudre le dioxyde de carbone est affaiblie et de là une partie au moins du dioxyde de carbone capturé se précipite en forme d'un sel solide. Même si la solution ammoniacale n'atteint pas son point de saturation dans le dispositif d'absorption et en l'absence  
20 d'une précipitation de solides avant le refroidissement de la solution, le refroidissement de la solution ammoniacale en d) occasionne la précipitation du dioxyde de carbone capturé en forme d'un sel solide. D'où, une partie au moins du dioxyde de carbone capturé peut être séparée de la solution ammoniacale par le séparateur, en éliminant une partie au moins des solides précipités.

La solution ammoniacale quittant le séparateur risque de devenir saturée par le dioxyde de carbone puisque le séparateur élimine uniquement le dioxyde de carbone en forme d'un précipité solide. En chauffant la solution ammoniacale en f),  
25 la capacité de la solution à dissoudre le dioxyde de carbone est renforcée, permettant à la solution ammoniacale de retourner au dispositif d'absorption pour capturer une quantité additionnelle de dioxyde de carbone sans précipitation de solides.  
30

En refroidissant la solution ammoniacale, en éliminant les solides et en chauffant la solution de nouveau, la majeure partie de la solution ammoniacale peut être retournée au dispositif d'absorption pour capturer une quantité additionnelle de  
35 dioxyde de carbone sans précipitation de solides. D'où il n'est pas nécessaire de régénérer le courant entier de la solution. En revanche, le volume bien inférieur de solides et facultativement une partie de la solution, enlevés par le séparateur et ayant une concentration bien supérieure en dioxyde de carbone, peuvent être transférés vers un régénérateur. Puisque le régénérateur applique une pression et une température élevées à la solution, à la suspension ou à la bouillie régénérée afin  
40 d'obtenir un dioxyde de carbone sortant de pureté élevée, la consommation énergétique est réduite considérablement si le volume de la solution, suspension ou bouillie est réduit et la concentration du dioxyde de carbone est élevée.

Par ailleurs, en induisant la précipitation des solides par refroidissement de la solution ammoniacale, le dioxyde de carbone en forme de sel solide peut être éliminé de la solution ammoniacale même si la solution ammoniacale quittant le dispositif d'absorption ne contient pas de solides précipités, c'est-à-dire que la solution ammoniacale sortant du dispositif d'absorption pourrait être riche en dioxyde de carbone sans être complètement saturée ni sursaturée et permettre toujours l'élimination du dioxyde de carbone en forme solide par le séparateur. Ceci signifie que la précipitation des solides dans le dispositif d'absorption et l'absorbeur peut être réduite ou même arrêtée complètement par comparaison à l'absence d'un refroidissement. La précipitation des solides est indésirable puisque les solides sont susceptibles d'obstruer les canalisations, soupapes, pompes, absorbeurs etc., et peuvent également augmenter l'usure du dispositif d'absorption en raison de l'abrasion croissante due au débit de la solution ammoniacale. S'il n'y a pas de précipitation dans le dispositif d'absorption ou si la précipitation est uniquement réduite, le dispositif d'absorption n'est pas nécessairement conçu pour recevoir les particules solides dans la solution ammoniacale mais sa conception pourrait être plus simple et permettrait une meilleure capture du dioxyde de carbone, ceci grâce à l'emploi d'un meilleur matériau de garnissage dans l'absorbeur, lequel matériau de garnissage serait sinon bouché et occasionnerait une chute de pression excessive. L'entretien du dispositif d'absorption pourrait aussi être considérablement réduit.

Il serait avantageux d'ajuster la température de la solution ammoniacale au fur et à mesure qu'elle entre en contact avec le gaz de procédé dans le premier absorbeur, permettant ainsi d'ajuster la température du premier absorbeur, c'est-à-dire la température à laquelle le dioxyde de carbone est capturé par la solution ammoniacale. Comme la température est réduite, le taux auquel le dioxyde de carbone est capturé du gaz de procédé par la solution ammoniacale est également réduit. Si la température s'élève, le taux auquel l'ammoniac gazeux quitte et épuise la solution ammoniacale s'élève aussi. La température de l'absorbeur est ainsi un compromis entre le taux de capture et l'épuisement de l'ammoniac. On a trouvé qu'une température de la solution ammoniacale, quand mise en contact avec le gaz de procédé dans le premier absorbeur, comprise entre environ 10°C et 20°C (50°F et 68°F) serait avantageuse, notamment une température d'environ 15°C (59°F). D'autres températures seraient également pertinentes, en fonction du modèle du dispositif d'absorption.

En refroidissant la solution ammoniacale, à l'étape d), après avoir quitté le dispositif d'absorption, la solution ammoniacale peut être refroidie à une température en dessous de la température de la solution ammoniacale dans le premier absorbeur. Plus la température à laquelle est refroidie la solution ammoniacale est basse, plus la quantité de solides précipités est grande. Toutefois, l'énergie nécessaire pour le refroidissement est également accrue. Si la solution ammoniacale est une solution aqueuse à la pression atmosphérique, la solution ammoniacale est préférablement non refroidie en dessous de 0°C (32°F). On a constaté qu'il serait avantageux de refroidir la solution ammoniacale à une température comprise entre environ 0°C et 10°C (32°F et 50°F), notamment à une

température d'environ 5°C (41°F). Bien sûr, d'autres températures seraient aussi pertinentes en fonction du modèle du système.

Après la sortie de la solution ammoniacale du séparateur, la solution devient sensiblement saturée par le dioxyde de carbone, mais avec une teneur réduite en solides ou sans solides. Cette solution est ensuite chauffée à une température en dessus de la température à laquelle ladite solution a été auparavant refroidie, rendant la solution ammoniacale moins saturée ou insaturée par le dioxyde de carbone. Plus la solution est chauffée, moins la solution ammoniacale est saturée ou plus insaturée. Toutefois, un chauffage plus important nécessite aussi une plus grande consommation d'énergie. Par ailleurs, une température supérieure de la solution ammoniacale augmente aussi l'épuisement de l'ammoniac de la solution ammoniacale au fur et à mesure que l'ammoniac gazeux quitte la solution ammoniacale. On a constaté que la solution ammoniacale peut avantageusement, à l'étape f) ci-dessus, être chauffée à 7°C (45°F) au moins, comme à une température comprise entre environ 7°C et 15°C (45°F et 59°F), notamment entre environ 7°C et 10°C (45°F et 50°F). Bien sûr, d'autres températures seraient également pertinentes en fonction du modèle du système.

Le refroidissement et/ou le chauffage, respectivement, de la solution ammoniacale peuvent être effectués par exemple avec des échangeurs de chaleur. On a remarqué qu'il serait avantageux d'exécuter au moins en partie le refroidissement et le chauffage au moyen du même échangeur de chaleur, dans lequel la solution ammoniacale quittant le dispositif d'absorption en c) est le milieu de chauffage et la solution ammoniacale quittant le séparateur en e) est le milieu de refroidissement. L'énergie est ainsi économisée. L'emploi de la solution ammoniacale refroidie et séparée en tant que milieu de refroidissement de la solution ammoniacale ayant quitté le dispositif d'absorption serait insuffisant pour refroidir la solution ammoniacale ayant quitté le dispositif d'absorption et, pour cette raison, il serait avantageux d'utiliser en plus un milieu de refroidissement régulier, tel l'eau froide. Le milieu de refroidissement régulier peut être relié au même échangeur de chaleur comme la solution d'ammonium séparée, ou à un échangeur de chaleur séparé. D'où, la solution ammoniacale quittant le dispositif d'absorption peut d'abord être refroidie par la solution ammoniacale en provenance du séparateur puis refroidie davantage au moyen du milieu de refroidissement régulier. Alternativement, la solution ammoniacale n'est pas utilisée en tant que milieu de refroidissement ou de chauffage, mais des milieux de refroidissement et de chauffage réguliers sont en revanche utilisés.

Le séparateur peut être tout type de séparateur capable de séparer et ainsi d'éliminer les particules solides ou la matière solide de la solution ammoniacale. En fonction des exigences imposées au séparateur, il serait avantageux d'utiliser un séparateur en forme d'un hydrocyclone. Un hydrocyclone est une façon efficace d'éliminer les solides de la solution ammoniacale. La suspension ou la bouillie de la solution ammoniacale contenant des solides entre dans l'hydrocyclone où la suspension ou la bouillie est partagée en une surverse exempte de solides ou à teneur réduite en solides et une sousverse riche en solides. On a constaté qu'il serait



avantageux que la solution ammoniacale contenant des solides qui est introduite dans l'hydrocyclone ait une teneur en solides comprise entre 5% et 10% en poids de la solution ammoniacale contenant des solides introduite dans l'hydrocyclone. D'une façon idéale, tous les solides sont quasiment éliminés de la solution ammoniacale, produisant une surverse quasiment exempte de solides. On a constaté qu'il est avantageux d'avoir une teneur en solides dans la surverse comprise entre 0% et 1% en poids de la surverse. La sousverse pourrait également contenir une quantité de solution liquide afin de faciliter le transport des solides dans un courant liquide, d'où une certaine quantité de solution ammoniacale peut également être séparée dans la sousverse. La quantité de liquide dans la sousverse doit suffire pour transporter les solides dans un courant liquide sans toutefois réduire la concentration en dioxyde de carbone plus que nécessaire pour faciliter ce transport. La sousverse peut être une suspension ou une bouillie sortante, quittant la solution ammoniacale.

Quel que soit le type de séparateur utilisé, il serait avantageux que la majeure partie des solides ou quasiment tous les solides soient éliminés de la solution ammoniacale en forme d'une suspension ou d'une bouillie sortante, dans laquelle la quantité de liquide a été équilibrée pour faciliter le transport des solides dans un courant liquide sans toutefois réduire la concentration du dioxyde de carbone plus que nécessaire pour faciliter ce transport. Il serait souhaitable d'avoir une teneur en solides d'au moins 10% en poids de la suspension ou bouillie sortante, comme entre environ 10% et 20% en poids de la suspension ou bouillie sortante.

D'après un autre aspect, l'objectif de la présente invention est implémenté par un système d'élimination du dioxyde de carbone qui sert à éliminer le dioxyde de carbone d'un gaz de procédé, le système comprenant : un dispositif d'absorption, ledit dispositif d'absorption comprenant au moins un premier absorbeur, ledit premier absorbeur met le gaz de procédé en contact avec une solution ammoniacale de sorte qu'une partie au moins du dioxyde de carbone du gaz de procédé soit capturée par la solution ammoniacale ; un premier échangeur de chaleur placé pour refroidir la solution ammoniacale contenant le dioxyde de carbone capturé après sa sortie du dispositif d'absorption ; un séparateur placé pour éliminer une partie au moins des solides dans la solution ammoniacale refroidie ; un second échangeur de chaleur placé pour chauffer la solution ammoniacale après sa sortie du séparateur ; et une canalisation reliant et placée pour permettre un débit de la solution ammoniacale entre le dispositif d'absorption et le premier échangeur de chaleur, le premier échangeur de chaleur et le séparateur, le séparateur et le second échangeur de chaleur, ainsi que le second échangeur de chaleur et le dispositif d'absorption.

Il serait avantageux d'exploiter le système d'élimination du dioxyde de carbone en appliquant le procédé discuté ci-dessus.

Il serait avantageux que les premier et second échangeurs de chaleur coopèrent l'un avec l'autre de façon à ce que la solution ammoniacale qui est refroidie dans le premier échangeur de chaleur soit au moins en partie refroidie par la solution ammoniacale qui est chauffée dans le second échangeur de chaleur à titre de milieu de refroidissement, et que la solution ammoniacale qui est chauffée dans le second échangeur de chaleur soit au moins en partie chauffée par la solution

ammoniacale qui est refroidie dans le premier échangeur de chaleur à titre de milieu de chauffage.

La discussion ci-dessus du procédé touche aussi, dans des parties applicables, au système. Une référence est faite à cette discussion.

#### 5 **Brève description des figures**

Les modes de réalisation préférés de la présente invention seront maintenant discutés en référence aux dessins où :

La Fig. 1 est un organigramme illustrant les étapes d'un procédé conformément à la présente invention.

10 La Fig. 2 est une vue de face schématique d'un système d'élimination du dioxyde de carbone conformément à la présente invention.

#### **Description détaillée des modes de réalisation préférés**

15 Le gaz de procédé peut être tout type de gaz de procédé contenant du dioxyde de carbone, comme un gaz de combustion en provenance de tout dispositif de combustion comme les étuves, les appareils de chauffage industriels, les incinérateurs, les chaudières autonomes et les chaudières des centrales électriques.

20 La solution ammoniacale peut être tout type de solution contenant de l'ammoniac, comme une solution liquide, notamment une solution aqueuse. L'ammoniac dans la solution ammoniacale peut être en forme d'ions ammonium et/ou d'ammoniac moléculaire dissous.

La capture du CO<sub>2</sub> du gaz de procédé par la solution ammoniacale peut être réalisée par la solution ammoniacale absorbant ou dissolvant le CO<sub>2</sub> en toute forme, comme en forme de CO<sub>2</sub> moléculaire dissous, de carbonate ou de bicarbonate.

25 Les solides formés dans la solution ammoniacale sont essentiellement le carbonate d'ammonium et le bicarbonate d'ammonium, notamment le bicarbonate d'ammonium.

30 Le système d'élimination du dioxyde de carbone comprend une canalisation qui relie les différentes parties du système et est configuré de façon à faciliter l'écoulement de la solution ammoniacale et du gaz de procédé, respectivement, à travers le système selon les besoins. La canalisation peut comporter des soupapes, des pompes, des buses etc. convenant pour ajuster l'écoulement de la solution ammoniacale et du gaz de procédé, respectivement.

35 L'absorbeur ou les absorbeurs du dispositif d'absorption présentent tout modèle permettant à la solution ammoniacale d'entrer en contact avec le gaz de procédé. Il serait avantageux d'avoir un modèle d'absorbeur en forme d'une colonne, où la solution ammoniacale s'écoule du haut de la colonne vers le bas de la colonne et le gaz de procédé s'écoule du bas de la colonne vers le haut de la colonne, la solution et le gaz se rencontrant et se mélangeant dans la colonne, créant entre la solution et le gaz une interface qui est traversée par le dioxyde de carbone  
40 en passant du gaz vers la solution. Le contact gaz/solution peut être renforcé, c'est-à-dire que la surface de l'interface peut être agrandie, en utilisant un garnissage



dans la colonne, améliorant de ce fait la capture du dioxyde de carbone. Les flux respectifs du gaz de procédé et de la solution ammoniacale à l'intérieur, ainsi qu'en provenance et à destination, du dispositif d'absorption peuvent être contrôlés par au moins un système de pompage et/ou sous l'effet de la gravité.

5 Si un absorbeur en forme d'une colonne est utilisé, le gaz de procédé est introduit dans la colonne à travers une canalisation reliée à la partie inférieure de la colonne, s'achemine vers le haut à travers la colonne et sort de la colonne à travers une canalisation reliée à la partie supérieure de la colonne, et la solution ammoniacale est introduite à travers une canalisation reliée à la partie supérieure de  
10 la colonne, s'achemine vers le bas à travers la colonne sous l'action de la gravité et sort de la colonne à travers une canalisation reliée à la partie inférieure de la colonne. La solution ammoniacale et/ou le gaz de procédé peuvent être recirculés aussi dans la colonne. Si la solution ammoniacale est recirculée, la solution ammoniacale peut alternativement être introduite dans la partie inférieure de la  
15 colonne au lieu de sa partie supérieure, permettant à une boucle de recirculation de transporter la solution vers la partie supérieure de la colonne. La colonne peut être associée à un système de pompage pour réaliser la recirculation.

Afin d'ajuster la température de la colonne, au moins un échangeur de chaleur peut être associé à la colonne. L'échangeur de chaleur peut par exemple  
20 faire partie d'une boucle de recirculation de la solution ammoniacale. Puisque la capture du dioxyde de carbone par la solution ammoniacale est une réaction exothermique, l'échangeur de chaleur peut être utilisé pour refroidir la solution ammoniacale afin de maintenir l'intérieur de l'absorbeur à une température souhaitée, sensiblement constante.

25 En fonction du modèle du dispositif d'absorption et des demandes imposées à ce dernier, il serait avantageux d'utiliser plusieurs absorbeurs afin d'éliminer une quantité souhaitée de dioxyde de carbone du gaz de procédé.

Si plusieurs absorbeurs sont utilisés, ils peuvent avoir le même modèle ou des modèles différents. Les absorbeurs peuvent être reliés en série les uns aux autres  
30 pour permettre au gaz du procédé et/ou à la solution ammoniacale de s'écouler en série d'un absorbeur à un autre. Toutefois, il faudrait noter que le gaz et la solution peuvent s'écouler dans différentes directions entre les absorbeurs reliés en série. Par exemple, si un dispositif d'absorption comprend trois absorbeurs reliés en série, dénotés x, y et z, l'écoulement du gaz se passe de l'absorbeur x à l'absorbeur y à  
35 l'absorbeur z, tandis que l'écoulement de la solution ammoniacale se passe par exemple de l'absorbeur y à l'absorbeur x à l'absorbeur z ou selon tout autre ordre.

La figure 1 décrit maintenant un procédé préféré d'après la présente invention.

40 A l'étape 1, la solution ammoniacale en forme d'une solution aqueuse, ainsi que le gaz de procédé, sont introduits dans le dispositif d'absorption par des canalisations. Le dispositif d'absorption peut comporter un ou plusieurs absorbeurs, préférablement en forme de colonnes garnies.

A l'étape 2, la solution ammoniacale, ainsi que le gaz de procédé, sont introduits dans la colonne du premier absorbeur par des canalisations séparées reliées à la colonne du premier absorbeur. La solution ammoniacale est introduite dans la colonne de l'absorbeur par une canalisation en haut de la colonne, après  
5 quoi la solution ammoniacale s'écoule vers le bas à travers la colonne garnie du premier absorbeur. En concomitance, le gaz de procédé est introduit dans la colonne du premier absorbeur par une canalisation au fond de la colonne, après quoi le gaz de procédé s'écoule vers le haut à travers la colonne garnie du premier absorbeur. La solution ammoniacale et le gaz de procédé s'entrecroisent et entrent en contact  
10 l'un avec l'autre comme ils s'écoulent à contrecourant dans la colonne du premier absorbeur. Le garnissage de la colonne sert à agrandir la surface de mélange et de contact, l'interface, entre la phase liquide et la phase gazeuse dans la colonne. Le dioxyde de carbone du gaz de procédé passe de la phase gazeuse vers la phase liquide et est ainsi capturé par la solution ammoniacale. La solution ammoniacale  
15 et/ou le gaz de procédé peuvent être recirculés dans l'absorbeur. D'où, la solution ammoniacale peut quitter l'absorbeur par une canalisation au fond de la colonne de l'absorbeur et est ramenée par pompage vers le haut de l'absorbeur pour être réintroduite dans l'absorbeur. Durant cette recirculation hors de l'absorbeur, la température de la solution ammoniacale peut aussi être ajustée au moyen d'un  
20 échangeur de chaleur.

Il faudrait noter que la solution ammoniacale et/ou le gaz de procédé peuvent être déjà passés à travers un ou plusieurs absorbeurs après leur introduction dans le dispositif d'absorption mais avant leur entrée dans ledit premier absorbeur, en fonction du modèle du système.

25 A l'étape 3, la solution ammoniacale quitte le premier absorbeur ainsi que le dispositif d'absorption par une canalisation.

A l'étape 4, la solution ammoniacale est introduite dans au moins un échangeur de chaleur et refroidie. Après le refroidissement, une partie du dioxyde de carbone capturé se précipite en forme d'un sel. Il serait préférable d'employer  
30 deux échangeurs de chaleur séparés, le premier utilisant la solution ammoniacale refroidie en tant que milieu de refroidissement et le second utilisant l'eau froide en tant que milieu de refroidissement.

A l'étape 5, la solution ammoniacale refroidie contenant des sels solides est introduite dans un hydrocyclone. Dans l'hydrocyclone, la solution ammoniacale est  
35 séparée en une sousverse riche en solides et une surverse ayant une teneur en solides inférieure à 1 wt%. D'où, la plupart des solides sont éliminés de la solution ammoniacale par l'hydrocyclone. La sousverse riche en solides peut être transférée vers un régénérateur où elle est soumise à une température élevée et une pression élevée afin d'éliminer le dioxyde de carbone capturé en forme d'un courant de  
40 dioxyde de carbone gazeux sortant à pureté élevée. La solution ammoniacale ainsi régénérée en provenance de la sousverse peut ensuite être réintroduite dans le système d'élimination du dioxyde de carbone pour capturer une plus grande quantité de dioxyde de carbone.

A l'étape 6, la solution ammoniacale, c'est-à-dire la surverse en provenance de l'hydrocyclone, est chauffée de nouveau. Afin d'économiser de l'énergie, le réchauffage est préférablement exécuté au moyen du premier échangeur de chaleur comme discuté à l'étape 4, avec la solution ammoniacale refroidie à l'étape 4 en tant que milieu de chauffage. Au besoin, on peut avoir recours aussi à un échangeur de chaleur additionnel avec un milieu de chauffage traditionnel, comme l'eau chaude. En chauffant la solution ammoniacale, la solution devient insaturée en dioxyde de carbone, lui permettant de capturer une plus grande quantité de dioxyde de carbone sans induire de précipitation.

A l'étape 7, la solution ammoniacale réchauffée est réintroduite dans le dispositif d'absorption pour capturer une plus grande quantité de dioxyde de carbone du gaz de procédé, soit dans la colonne du premier absorbeur ou dans un absorbeur différent si plusieurs absorbeurs sont inclus dans le dispositif d'absorption.

Il faudrait noter que le procédé peut être continu. D'où, toutes les étapes ci-dessus peuvent être exécutées de concert impliquant différentes parties de la solution ammoniacale.

La figure 2 décrit un système d'élimination du dioxyde de carbone 10 préféré conformément à la présente invention, qui sert à exécuter un procédé préféré conformément à la présente invention. Dans la figure 2, la canalisation est représentée par des flèches pour une meilleure assimilation.

Le système d'élimination du dioxyde de carbone 10 comprend un dispositif d'absorption 12, lequel dispositif d'absorption 12 comporte trois colonnes d'absorption, une première colonne d'absorption 14, une seconde colonne d'absorption 16 et une troisième colonne d'absorption 18. La première colonne d'absorption comporte un lit garni supérieur 14a et un lit garni inférieur 14b.

Une canalisation d'admission 30 du gaz de procédé dans la première colonne d'absorption est reliée à la partie inférieure de la première colonne d'absorption 14 afin d'introduire le gaz de procédé contenant du dioxyde de carbone en provenance d'une centrale électrique dans la première colonne d'absorption 14. Une canalisation d'évacuation 32 du gaz de procédé de la première colonne d'absorption est reliée à la partie supérieure de la première colonne d'absorption 14 afin d'évacuer le gaz de procédé de la colonne 14 vers la troisième colonne 18 après son écoulement à travers la colonne 14 du bas vers le haut.

Une boucle de recirculation 20 de la première colonne d'absorption est reliée à la première colonne d'absorption 14, permettant à la solution ammoniacale de s'écouler à travers la canalisation du fond de la colonne d'absorption 14 vers le haut de la colonne 14. Une pompe 22 est incluse dans la boucle 20 afin d'entreprendre la circulation de la solution ammoniacale. Par ailleurs, un échangeur de chaleur 24 est inclus dans la boucle 20 pour ajuster la température de la solution ammoniacale.

Une canalisation d'évacuation 26 de la solution ammoniacale de la première colonne d'absorption est aménagée pour diriger la solution ammoniacale de la partie

inférieure de la première colonne d'absorption 14 vers l'hydrocyclone 34. La canalisation d'évacuation 26 comporte une pompe d'évacuation 28 qui sert à ajuster le débit de sortie de la solution ammoniacale à partir de la première colonne d'absorption 14.

5 Une canalisation d'admission 36 de la solution ammoniacale dans la première colonne d'absorption facilite l'écoulement de la solution ammoniacale de la troisième colonne 18 vers la partie inférieure de la première colonne 14, où elle est mélangée et recirculée avec la solution ammoniacale recirculée dans la première colonne 14 au moyen d'une boucle de recirculation 20.

10 Une canalisation d'admission 38 de la solution ammoniacale dans la seconde colonne d'absorption facilite l'écoulement de la solution ammoniacale de l'hydrocyclone 34 vers la partie inférieure de la seconde colonne 16, où elle est mélangée et recirculée avec la solution ammoniacale recirculée dans la seconde colonne 16 au moyen d'une boucle de recirculation 40 associée à la colonne 16.

15 La boucle de recirculation de la seconde colonne d'absorption 40 est reliée à la seconde colonne d'absorption 16, permettant à la solution ammoniacale de s'écouler à travers la canalisation du fond de la colonne d'absorption 16 vers le haut de la colonne 16. Une pompe 42 est incluse dans la boucle 40 pour entreprendre la circulation de la solution ammoniacale. Par ailleurs, un échangeur de chaleur 44 est  
20 inclus dans la boucle 40 pour ajuster la température de la solution ammoniacale.

Une canalisation d'admission 46 de la solution ammoniacale dans la troisième colonne d'absorption est reliée à la boucle de recirculation 40 de la seconde colonne d'absorption ; ladite canalisation permet l'écoulement de la solution ammoniacale à partir de la boucle de recirculation 40 vers le fond de la  
25 troisième colonne 18 où elle est mélangée et recirculée avec la solution ammoniacale recirculée dans la troisième colonne 18 au moyen d'une boucle de recirculation 48 associée à la colonne 18. Les écoulements à travers la canalisation 46 et la boucle de recirculation 40, respectivement, sont ajustés par des soupapes (non illustrées) incluses dans la canalisation 46 et la boucle 40.

30 La boucle de recirculation 48 de la troisième colonne d'absorption est reliée à la troisième colonne d'absorption 18, permettant à la solution ammoniacale de s'écouler à travers la canalisation du fond de la colonne d'absorption 18 vers le haut de la colonne 18. Une pompe 50 est incluse dans la boucle 48 pour entreprendre la circulation de la solution ammoniacale. Par ailleurs, un échangeur de chaleur 62 est  
35 inclus dans la boucle 48 pour ajuster la température de la solution ammoniacale.

Le fond de la troisième colonne est également relié à une provision de solution ammoniacale appauvrie par l'intermédiaire d'une canalisation d'alimentation appauvrie 52. La solution ammoniacale appauvrie, par exemple en  
40 provenance du procédé de régénération, peut ainsi être alimentée au fond de la troisième colonne 18 à travers la canalisation 52 où la solution appauvrie est mélangée et recirculée avec la solution ammoniacale recirculée dans la troisième colonne 18 au moyen de la boucle de recirculation 48 ainsi qu'avec la solution

ammoniacale alimentée au fond de la colonne 18 à travers la canalisation 46 à partir de la seconde colonne 16.

Une canalisation d'admission 36 de la solution ammoniacale dans la première colonne est reliée à la troisième boucle de recirculation 48 de la colonne d'absorption, ladite canalisation facilite l'écoulement de la solution ammoniacale de la boucle de recirculation 48 jusqu'au fond de la première colonne 14 où elle est mélangée et recirculée avec la solution ammoniacale recirculée dans la première colonne 14 au moyen de la boucle de recirculation 20 associée à la colonne 14. Les écoulements à travers la canalisation 36 et la boucle de recirculation 48, respectivement, sont ajustés par des soupapes (non illustrées) incluses dans la canalisation 36 et la boucle 48.

Une canalisation d'évacuation 32 du gaz de procédé de la première colonne d'absorption est reliée à la partie inférieure de la troisième colonne 18, ladite canalisation permet au gaz d'entrer dans la colonne 18 et de s'écouler vers le haut à travers la colonne 18. Comme le gaz de procédé atteint le haut de la colonne 18, il peut entrer dans la seconde colonne 16 par le fond de ladite seconde colonne 16, la seconde colonne 16 étant placée au-dessus de la troisième colonne 18, via la canalisation (non illustrée) reliant le haut de la colonne 18 au fond de la colonne 16. Le gaz de procédé appauvri en dioxyde de carbone peut quitter la seconde colonne 16 par la sortie du gaz 60 reliée au haut de la colonne 16.

La canalisation d'évacuation de la solution ammoniacale de la première colonne d'absorption 26, reliée à la partie inférieure de la première colonne 14, permet à la solution ammoniacale riche en dioxyde de carbone d'entrer en contact à contrecourant avec le gaz de procédé riche en dioxyde de carbone dans la première colonne 14 pour quitter la première colonne 14 et sortir aussi du dispositif d'absorption 12. La canalisation d'évacuation 26 est reliée à un premier échangeur de chaleur 54, externe au dispositif d'absorption 12 ; dans ledit échangeur de chaleur 54, la solution ammoniacale en provenance de la première colonne 14 peut être refroidie par un échange de chaleur avec la solution ammoniacale refroidie en provenance de l'hydrocyclone 34.

Le premier échangeur de chaleur 54 est relié à un second échangeur de chaleur 56 relié à une source d'eau froide 58 ; dans ledit second échangeur de chaleur 56, la solution ammoniacale peut être refroidie davantage par un échange de chaleur avec de l'eau froide en provenance de la source d'eau froide 58.

Le second échangeur de chaleur 56 est relié à l'hydrocyclone 34, permettant d'introduire la solution ammoniacale, contenant des solides précipités, dans l'hydrocyclone 34 où la solution ammoniacale est séparée en une alimentation riche en solides, la sousverse, et une surverse quasiment exempte de solides. La sousverse peut être retirée du système 10 par une canalisation d'évacuation 64 et dirigée vers un régénérateur (non illustré).

L'hydrocyclone 34 est relié au premier échangeur de chaleur 54 permettant de chauffer la surverse par un échange de chaleur avec la solution ammoniacale réchauffée quittant la première colonne 14.

Le premier échangeur de chaleur 54 est relié à la seconde colonne 16 par la canalisation d'admission 38, permettant la réintroduction de la solution ammoniacale dans le dispositif d'absorption 12.

### Exemple

5 La figure 2 décrit maintenant un mode de réalisation spécifique préféré à titre d'exemple.

Le gaz de combustion en provenance d'un système de désulfuration de gaz de combustion par voie humide d'une centrale électrique est refroidi dans l'équipement de traitement précédent existant avant son introduction dans le système d'élimination du dioxyde de carbone 10 et le dispositif d'absorption 12. Au fur et à mesure que le gaz de combustion saturé en eau est refroidi, l'eau se condense. Ce gaz de combustion est comprimé et refroidi davantage à 15°C (59°F), c'est-à-dire à la température de la première colonne d'absorption 14.

Le gaz de combustion est introduit dans la première colonne d'absorption 14, passe à travers la colonne garnie et entre en contact à contrecourant avec la solution ammoniacale d'absorption. Le CO<sub>2</sub> est capturé par la solution ammoniacale. Environ 70 pourcent du dioxyde de carbone capturé par le système 10 est capturé dans la première colonne 14. Le premier absorbeur fonctionne à 15°C (59°F) approximativement pour profiter de la vitesse de réaction élevée à cette température relativement élevée. Cette température de fonctionnement élevée empêche aussi la production de solides dans la colonne garnie. Le débit de la solution ammoniacale en provenance du troisième absorbeur 18 et à destination du premier absorbeur 14 correspond au débit de la solution d'alimentation appauvrie en direction du troisième absorbeur. La chaleur de la réaction est éliminée de la colonne 14 en passant la solution ammoniacale à travers un échangeur de chaleur refroidi avec de l'eau froide 24 situé dans la boucle de recirculation 20.

La solution ammoniacale est pompée de la troisième colonne d'absorption 18 vers la première colonne d'absorption 14. Durant la circulation dans la première colonne d'absorption 14, la teneur en CO<sub>2</sub> de la solution s'élève par capture du gaz de combustion. La teneur en CO<sub>2</sub> de la solution ammoniacale s'élève jusqu'à atteindre la concentration de saturation mais n'occasionne pas de précipitation de solides en raison de la température de fonctionnement relativement élevée.

Le gaz de combustion est introduit maintenant dans la troisième colonne d'absorption 18. Le gaz de combustion passe à travers la colonne garnie 18 et entre en contact avec la solution ammoniacale appauvrie introduite dans la troisième colonne 18 à contrecourant. La chaleur de la réaction est éliminée en faisant circuler la solution à travers un échangeur de chaleur refroidi avec de l'eau froide dans la boucle de recirculation 48. La solution appauvrie en provenance du processus de régénération est introduite au fond de la colonne 18 pour se mélanger avec la réserve de solution déjà présente. Ceci ne nécessite pas de pompe haute pression vu que le changement de hauteur est faible (le réservoir d'alimentation de solution appauvrie est situé sur le sol, à l'instar du fond du troisième absorbeur 18). Le flux est limité en fonction du débit de gaz de combustion traité. La solution

ammoniacale additionnelle évacuée de la seconde colonne d'absorption 16 est introduite aussi dans la troisième colonne d'absorption 18. 20 pourcent approximativement du CO<sub>2</sub> capturé est capturé dans la troisième colonne d'absorption 18.

5 La solution est circulée dans le troisième absorbeur 18 pour capturer le CO<sub>2</sub> du gaz de combustion y passant. Il n'y a pas de production de solides dans cette étape du procédé d'absorption. Le troisième absorbeur 18 fonctionne à une température de 10°C (50°F) afin de favoriser la capture du CO<sub>2</sub> du flux de gaz de combustion dont la majeure partie du CO<sub>2</sub> a été éliminée. Il n'y a pas de production  
10 de solides car la solution en circulation est relativement appauvrie (non saturée par les produits de CO<sub>2</sub>).

Le gaz de combustion est par la suite introduit dans la seconde colonne d'absorption 16. Le gaz de combustion passe à travers le lit garni pour entrer à contrecourant en contact avec la solution ammoniacale circulée par l'intermédiaire de la boucle 40. Cette colonne d'absorption 16 est actionnée à une température inférieure, à environ 7°C (45°F), pour contribuer à capturer les vapeurs d'ammoniac émises par les colonnes d'absorption 14 et 18 précédentes du gaz de combustion. Une certaine quantité de CO<sub>2</sub> (approximativement 10 pourcent du total capturé) est également capturée dans la seconde colonne d'absorption 16. La chaleur de la réaction est éliminée en circulant la solution d'absorption à travers un échangeur de chaleur refroidi avec de l'eau froide 44.  
15  
20

La solution ammoniacale transférée à la seconde colonne d'absorption 16 est saturée par du CO<sub>2</sub> dissous (bicarbonate d'ammonium) en quittant l'hydrocyclone. La température de la solution d'absorption est élevée en partie au moyen de l'échangeur de chaleur 54 afin que la solution ammoniacale d'absorption devienne insaturée et que la formation de solides dans la seconde colonne d'absorption 16 soit évitée. L'élévation de la température est due en partie à un échange de chaleur et en partie à la chaleur de la réaction dans la seconde colonne d'absorption.  
25

La solution ammoniacale d'absorption en provenance de la seconde colonne d'absorption 16 est pompée vers la troisième colonne d'absorption 18. Dans la troisième colonne d'absorption 18, la solution en provenance de la seconde colonne 16 se mélange avec la solution appauvrie arrivant du régénérateur et la réserve de solution existante. A ce moment, le procédé débute de nouveau, formant une boucle de circulation.  
30

35 Les composés de CO<sub>2</sub> (bicarbonate d'ammonium) sont éliminés de la solution contenue dans la première colonne d'absorption 14 de la façon suivante : la solution est pompée par la pompe 28 de la première colonne d'absorption 14 et introduite dans un échangeur de chaleur 54. Le refroidissement de l'échangeur de chaleur est assuré par la solution froide exempte de solides en provenance de l'hydrocyclone 34. Par la suite, la solution passe à travers un second échangeur de chaleur 56 pour refroidir la solution suffisamment afin que des quantités significatives de solides se précipitent de la solution. Le refroidissement du second échangeur de chaleur 56 est assuré par l'eau froide. L'échangeur de chaleur 54  
40

réduit la température de la solution à 13°C (55°F). Dans le processus de refroidissement de la solution, la limite de solubilité du bicarbonate d'ammonium est atteinte et les solides commencent à se précipiter.

5 La solution contenant des solides s'écoule alors vers le second échangeur de chaleur 56 qui est refroidi par l'eau froide. Cet échangeur de chaleur 56 refroidit la solution et les solides à 5°C (41°F) pour compléter la précipitation des solides de la solution. Une partie de la charge de chaleur du second échangeur de chaleur est la chaleur de cristallisation des solides de bicarbonate d'ammonium. La solution saturée riche produira des solides de bicarbonate d'ammonium à une vitesse  
10 correspondant à la vitesse de capture du CO<sub>2</sub> des absorbeurs. A ce stade-là, les solides dans la bouillie pourraient atteindre approximativement 10 pourcent en poids.

La charge de chaleur de ce second échangeur de chaleur 56 est élevée durant l'initiation du processus. En cours de fonctionnement, l'unique charge de chaleur de  
15 cet échangeur 56 est la quantité relativement petite de refroidissement requise pour ramener la température de la solution de traitement d'environ 13°C (56°F) à 5°C (41°F). Cette charge de chaleur refroidit effectivement le courant d'alimentation en bouillie riche et englobe la charge de chaleur de cristallisation des solides de bicarbonate d'ammonium hors de la solution.

20 La bouillie produite dans les échangeurs de chaleur 54 et 56 est ensuite acheminée vers l'hydrocyclone 34 pour l'élimination des solides. L'hydrocyclone 34 élimine pratiquement tous les solides ainsi qu'une certaine quantité de la solution ammoniacale liquide. Un liquide suffisant est éliminé avec les solides pour prévenir l'obstruction des canalisations et contrôler l'équipement en aval.

25 La sousverse de bouillie est envoyée vers un réservoir de stockage d'alimentation riche pour son transfert au régénérateur. Le niveau de liquide dans le réservoir d'alimentation riche sera ajusté en équilibrant le débit d'entrée de la bouillie avec le débit de sortie de l'alimentation riche (bouillie) au régénérateur.

30 La surverse pratiquement exempte de solides (moins que 1% de solides) est ramenée au premier échangeur de chaleur 54 où elle est utilisée pour refroidir la solution saturée en provenance de la première colonne d'absorption 14. La solution exempte de solides est en même temps chauffée à environ 7°C (45°F). Toute différence de température nécessaire pour le contrôle du procédé est corrigée en ajustant le flux frigorifique à destination des autres échangeurs de chaleur du  
35 procédé d'absorption 24, 44 et 62.

La solution exempte de solides est ensuite acheminée vers la seconde colonne d'absorption 16 pour poursuivre le procédé d'absorption. Dans le second absorbeur 16, la solution se mélange avec la réserve de la colonne et est utilisée  
40 pour capturer l'ammoniac du gaz de combustion s'écoulant du troisième absorbeur 18. La concentration élevée en ammoniac dans le troisième absorbeur 18 induit les pertes élevées d'ammoniac du gaz de combustion s'écoulant vers le second absorbeur 16. Une quantité de CO<sub>2</sub> est capturée aussi dans le second absorbeur (approximativement 10 pourcent du CO<sub>2</sub> total capturé).



Il faudrait noter que le refroidissement de la solution ammoniacale avant son introduction dans l'hydrocyclone 34 n'augmente pas la charge de refroidissement du procédé puisque le refroidissement doit sinon être renforcé dans les boucles de recirculation en raison des réactions exothermiques ayant lieu dans les absorbeurs.

5 Le bicarbonate d'ammonium solide n'existe pas dans les absorbeurs. Ceci permet l'emploi de matériaux de garnissage qui sont sensibles à la présence de solides mais assure un excellent transfert de masse. Les pompes assurant la circulation ne sont jamais compromises par la présence de solides. Les joints d'étanchéité des pompes ne sont pas compromis non plus par la présence de solides.

10 Le bicarbonate d'ammonium se précipite hors de la solution dans les échangeurs de chaleur 54 et 56 hors du dispositif d'absorption 12. Ces échangeurs de chaleur sont hors du procédé d'absorption et sont fabriqués de façon à ne pas être affectés négativement par la présence de solides.

15 La solution ammoniacale qui est exempte de solides après sa sortie de l'hydrocyclone est chauffée de nouveau par l'échange dans l'échangeur de chaleur 54 afin de récupérer le froid qui a été appliqué pour induire la précipitation. Cette étape économise les coûts de tout refroidissement pouvant être récupéré, réduisant ainsi la pénalité énergétique du procédé entier.

20 La solution envoyée au second absorbeur 16 pour la capture de l'ammoniac ne contient pas de solides, ce qui veut dire qu'il n'y a pas de déposition de solides dans l'absorbeur. La température de la solution retournante est en dessus de la température de saturation du dioxyde de carbone, produisant du bicarbonate d'ammonium additionnel sans donner lieu à un dépôt de solides.

25 La solution en provenance du second absorbeur 16 est acheminée vers le troisième absorbeur 18 pour se mélanger avec la solution appauvrie arrivante pour reprendre le procédé de capture du CO<sub>2</sub>. Cette destination empêche l'accumulation de solides dans la solution, qui s'est avérée avoir des effets nocifs.

30 Comme le pourcentage pondéral de solides de l'alimentation de bouillie riche au régénérateur s'élève, la chaleur par unité de masse de produit CO<sub>2</sub> est réduite. La raison en est la réduction significative de chauffage requis pour le liquide accompagnant la bouillie aux pourcentages pondéraux élevés versus la quantité relativement élevée de liquide accompagnant les solides dans la bouillie à faible pourcentage pondéral en solides.

35 Le coût de l'équipement du procédé entier est réduit en dimensionnant correctement les échangeurs de chaleur afin que les colonnes d'absorption éliminent la chaleur requise pour maintenir les conditions du procédé. Une certaine chaleur de réaction et la plupart du refroidissement du gaz de combustion requis par le procédé sont éliminées en ajoutant une solution froide de la surverse de l'hydrocyclone aux absorbeurs.

40 Bien que l'invention soit décrite en référence à plusieurs modes de réalisation préférés, les personnes du métier sauront que divers changements peuvent être introduits et que des équivalents peuvent remplacer des éléments sans

se départir de la portée de l'invention. En outre, plusieurs modifications peuvent être faites pour adapter une situation ou une matière particulière aux enseignements de l'invention sans se départir de sa portée essentielle. Par conséquent, l'invention n'est pas limitée aux modes de réalisation préférés révélés en tant que meilleurs modes de réalisation envisagés pour l'implémentation de l'invention, mais l'invention englobera tous les modes de réalisation couverts par la portée des revendications annexées. En outre, l'emploi des termes premier, second, etc. ne dénotent pas un ordre, une importance ou une chronologie, mais sont en revanche utilisés pour distinguer un élément d'un autre.

10

15

20

25

30

35

**REVENDEICATIONS**

1. Un procédé d'élimination du dioxyde de carbone d'un gaz de procédé, le procédé se caractérisant par les étapes suivantes :
  - a) introduire une solution ammoniacale dans un dispositif d'absorption (12),  
5 ledit dispositif d'absorption (12) comprenant au moins un premier absorbeur (14) fonctionnant à une température comprise entre environ 10°C et 20°C (50°F et 68°F) ;
  - b) mettre la solution ammoniacale en contact avec le gaz de procédé dans ledit premier absorbeur (14), la solution ammoniacale capturant au moins une partie du dioxyde de carbone présent dans le gaz de procédé ;
  - 10 c) évacuer la solution ammoniacale du dispositif d'absorption (12) après la capture du dioxyde de carbone ;
  - d) refroidir la solution ammoniacale à une température comprise entre environ 0°C et 10°C (32°F et 50°F) hors du dispositif d'absorption, où une partie au moins du dioxyde de carbone capturé se précipite en forme d'un sel solide ;
  - 15 e) introduire la solution ammoniacale refroidie dans un séparateur (34), dans lequel au moins une partie des solides précipités sont éliminés de la solution ammoniacale, après quoi la solution ammoniacale est évacuée du séparateur ;
  - f) chauffer la solution ammoniacale ; et
  - g) réintroduire la solution ammoniacale chauffée dans le dispositif  
20 d'absorption (12).
2. Le procédé de la revendication 1, où la température de la solution ammoniacale en b) est comprise entre environ 10°C et 20°C (50°F et 68°F).
3. Le procédé de la revendication 2, où la température de la solution ammoniacale en b) est environ 15°C (59°F).
- 25 4. Le procédé de la revendication 1, où la solution ammoniacale est en d) refroidie à environ 5°C (41°F).
5. Le procédé de la revendication 1, où la solution ammoniacale est en f) chauffée jusqu'à 7°C au moins (45°F).
6. Le procédé de la revendication 1, où la solution ammoniacale est en f)  
30 chauffée jusqu'à une température comprise entre environ 7°C et 15°C (45°F et 59°C).
7. Le procédé de la revendication 1, où la solution ammoniacale est en f) chauffée jusqu'à une température comprise entre environ 7°C et 10°C (45°F et 50°C).
- 35 8. Le procédé de la revendication 1, où le refroidissement en d) et le chauffage en f) sont au moins en partie exécutés au moyen d'un échangeur de chaleur (24), dans lequel la solution ammoniacale quittant le dispositif d'absorption (12) en c) est le milieu de chauffage et la solution ammoniacale quittant le séparateur (34) en e) est le milieu de refroidissement.

9. Le procédé de la revendication 1, où le refroidissement en d) est au moins en partie exécuté au moyen d'un échangeur de chaleur (24), dans lequel l'eau froide est utilisée en tant que milieu de refroidissement.
10. Le procédé de la revendication 1, où le séparateur (34) est un hydrocyclone.
- 5 11. Le procédé de la revendication 1, où une certaine quantité de solution liquide est également éliminée avec les solides dans le séparateur (34), formant une suspension ou une bouillie sortante, laquelle suspension ou bouillie a une teneur en solides comprise entre environ 10% et 20% en poids de la suspension ou de la bouillie.
- 10 12. Le procédé de la revendication 1, consistant aussi à :
- h) mettre la solution ammoniacale chauffée en contact avec le gaz de procédé dans un second absorbeur (16) du dispositif d'absorption (12), le second absorbeur (16) étant séparé du premier absorbeur (14), la solution ammoniacale absorbant et dissolvant au moins une partie du dioxyde de carbone du gaz de procédé dans le second absorbeur (16).
- 15 13. Un système d'élimination du dioxyde de carbone (10) qui sert à éliminer le dioxyde de carbone d'un gaz de procédé, le système (10) se caractérisant par
- un dispositif d'absorption (12), comprenant au moins un premier absorbeur (14), ledit premier absorbeur (14) met le gaz de procédé en contact avec une solution ammoniacale de façon à ce que cette dernière capture une partie au moins du dioxyde de carbone présent dans le gaz de procédé ;
- 20 un premier échangeur de chaleur (24) placé pour refroidir la solution ammoniacale contenant le dioxyde de carbone capturé après sa sortie du dispositif d'absorption (12) ;
- 25 un séparateur (34) placé pour éliminer au moins une partie des solides dans la solution ammoniacale refroidie après sa sortie du premier échangeur de chaleur ;
- un second échangeur de chaleur (44) placé pour chauffer la solution ammoniacale après sa sortie du séparateur (34) ; et
- une canalisation reliant et placée de façon à faciliter un débit de la solution ammoniacale entre le dispositif d'absorption (12) et le premier échangeur de chaleur (24), le premier échangeur de chaleur (24) et le séparateur (34), le séparateur (34) et le second échangeur de chaleur (44), ainsi que le second échangeur de chaleur (44) et le dispositif d'absorption (12).
- 30 14. Le système de la revendication 14, où les premier et second échangeurs de chaleur (24, 44) coopèrent l'un avec l'autre de sorte que la solution ammoniacale refroidie dans le premier échangeur de chaleur (24) soit au moins en partie refroidie par la solution ammoniacale chauffée dans le second échangeur de chaleur (44) en tant que milieu de refroidissement, et la solution ammoniacale chauffée dans le second échangeur de chaleur (44) soit au moins en partie chauffée par la solution ammoniacale refroidie dans le premier échangeur de chaleur (24) en tant que milieu de refroidissement.
- 40

**Nombre de lignes : 750**

1/2

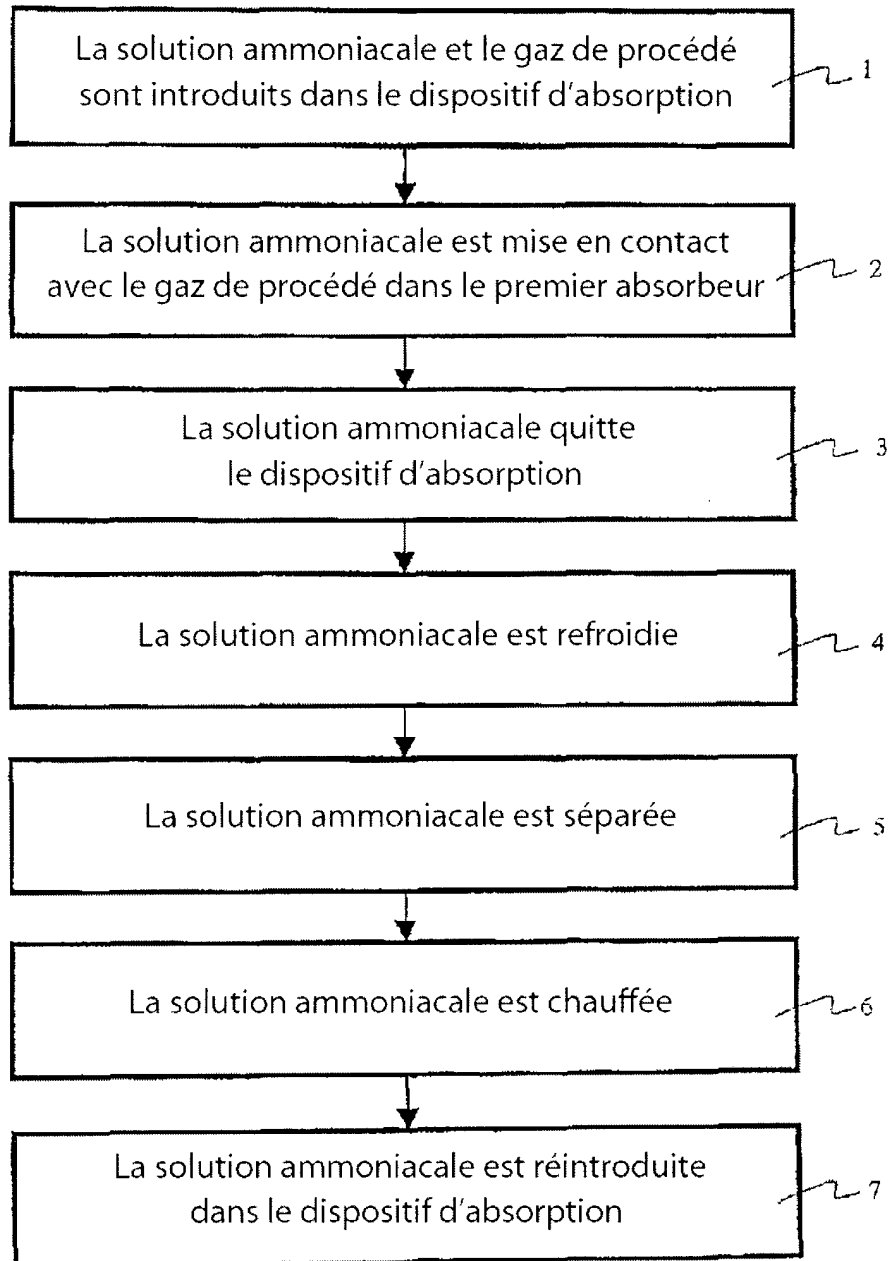


Fig 1

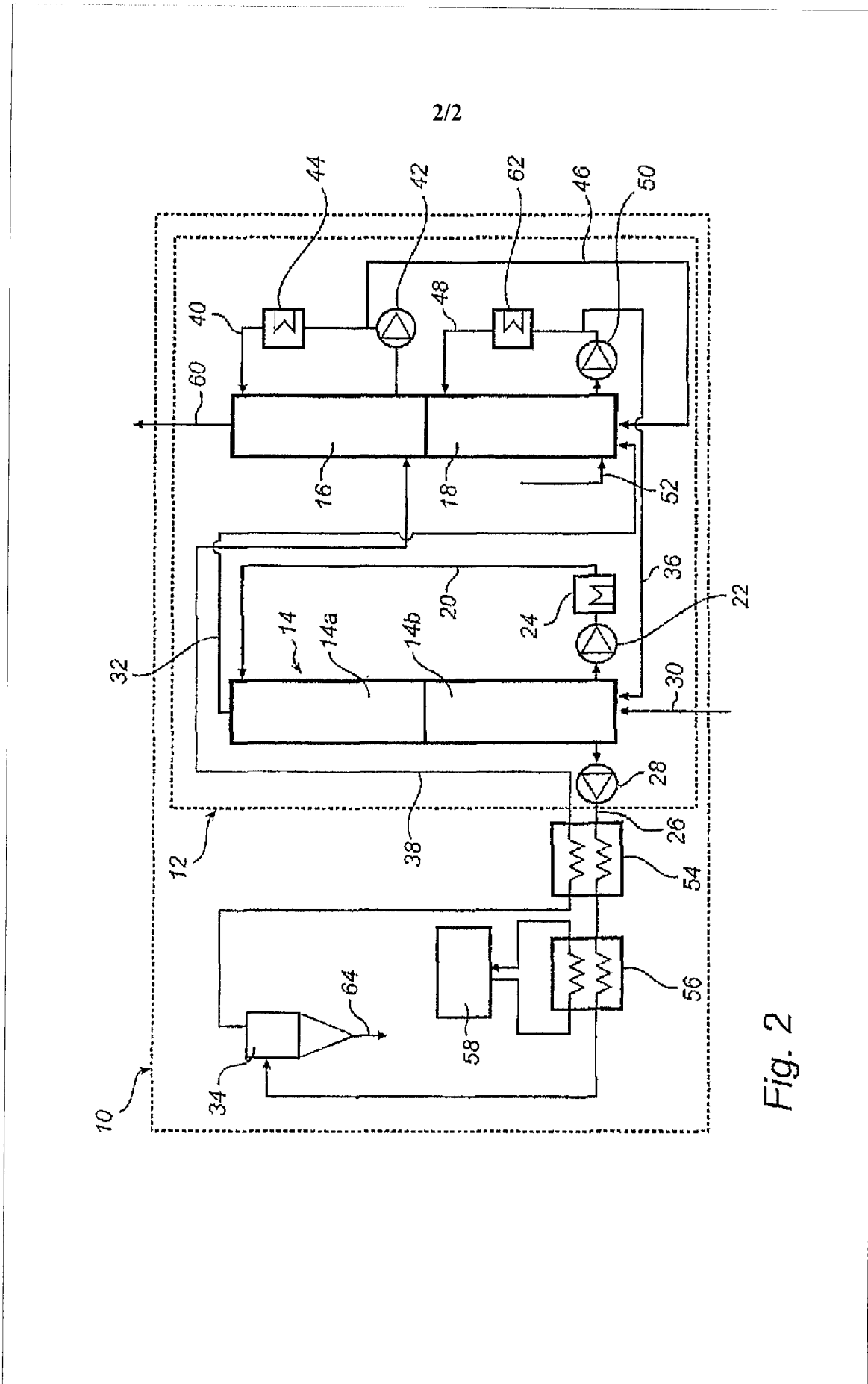


Fig. 2