

Procédé et appareil de séparation membranaire d'un mélange contenant majoritairement de l'hydrogène et du dioxyde de carbone

La présente invention est relative à un procédé de séparation membranaire d'un mélange contenant majoritairement de l'hydrogène et du dioxyde de carbone et en plus au moins un autre composant choisi parmi le monoxyde de carbone, le méthane et l'azote.

Un mélange contenant majoritairement de l'hydrogène et du dioxyde de carbone à une composition telle qu'au moins 50% mol du mélange est composé d'hydrogène et de dioxyde de carbone.

L'au moins un autre composant, pouvant être l'azote, le monoxyde de carbone ou le méthane, constitue au plus 30% mol du mélange, de préférence au plus 20% mol du mélange.

La capture de dioxyde de carbone (CO_2) par un procédé de distillation et/ou condensation partielle alimenté par un gaz résiduaire d'une unité de production d'hydrogène (H_2) comprenant une unité de séparation d'hydrogène par adsorption avec bascule de pression (en anglais « Pressure Swing Adsorption » ou PSA) est connue. Le gaz résiduaire est appauvri en hydrogène par rapport au gaz alimentant cette unité de séparation. L'unité de séparation peut être combinée à une séparation membranaire du gaz appauvri en dioxyde de carbone produit par le procédé de distillation et/ou de condensation partielle. Cette séparation membranaire a pour but de séparer le CO_2 et l' H_2 du reste des gaz en deux étapes. Le perméat d'un premier système membranaire est recyclé au PSA, alors que le perméat d'un second système membranaire, alimenté par le résidu du premier système, est lui renvoyé dans la compression du gaz d'alimentation en amont de la séparation par distillation et/ou par condensation partielle pour être comprimé. Le résidu des systèmes membranaires est encore sous pression.

Selon l'invention, le gaz résiduaire obtenu sous pression est détendu dans deux turbines en série. Le fluide froid en sortie des deux turbines peut être envoyé vers le procédé cryogénique pour valoriser son froid. Ces deux turbines en série permettent éventuellement d'entraîner deux surpresseurs en série. Ces deux surpresseurs peuvent permettre d'abaisser la pression du perméat de la première membrane tout

en pouvant le recycler vers un PSA qui est à une pression supérieure. Le gaz chaud en sortie du deuxième surpresseur peut passer à travers l'échangeur de chaleur pour échanger sa chaleur.

L'utilisation d'une turbine-surpresseur (en anglais « turbine-booster ») dans les procédés de capture de CO₂ par voie cryogénique combinée à des membranes a déjà été décrite dans WO2012/064938.

L'invention permet de maximiser l'énergie extraite par des turbines en mettant à profit la chaleur disponible, par exemple celle produite par les surpresseurs. Le procédé est ainsi plus efficace énergétiquement car il utilise de la chaleur, par exemple celle produite par la compression et typiquement dissipée dans de l'eau de refroidissement. L'invention permet aussi d'obtenir des rendements de capture de CO₂ et d'hydrogène plus élevés car elle permet de diminuer la pression du perméat de la première membrane. Enfin, l'invention permet de maîtriser le risque de gel du CO₂ à la sortie des turbines.

US2012/121497 décrit un procédé dans lequel les membranes opèrent à entre 50 et 100°C. Il n'est pas d'où vient la chaleur pour l'échangeur de chaleur utilisée, qui est d'ailleurs optionnel.

US2011/138852 décrit un procédé dans lequel un débit d'alimentation et un gaz formé en condensant partiellement le débit d'alimentation sont envoyé à une membrane cryogénique, après avoir réchauffé puis refroidi le gaz jusqu'à une température entre 5 et -60°C..

Description de l'invention

Selon un objet de l'invention, il est prévu un procédé de séparation membranaire d'un mélange contenant majoritairement de l'hydrogène et du dioxyde de carbone ainsi qu'au moins un composé plus minoritaire comme du monoxyde de carbone, du méthane, de l'azote comprenant les étapes suivantes :

- i) Chauffage du mélange dans un échangeur de chaleur jusqu'à une première température
- ii) Perméation du mélange réchauffé dans un premier système membranaire, sans avoir refroidi le mélange réchauffé ou l'avoir mélangé avec un autre fluide, permettant d'obtenir un premier perméat chargé en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au mélange et un premier résidu appauvri en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au mélange

iii) Perméation du premier résidu dans un second système membranaire permettant d'obtenir un second perméat chargé en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au premier résidu et un second résidu appauvri en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au premier résidu

iv) Détente du second résidu à une première pression dans une première turbine afin d'obtenir un second résidu à une deuxième pression caractérisé en ce qu'il comprend

v) Chauffage d'au moins une partie du second résidu à la deuxième pression jusqu'à une seconde température, identique ou différente de la première température et

vi) Détente d'au moins une partie du second résidu chauffé dans l'étape v) à la seconde température dans une deuxième turbine depuis la deuxième pression jusqu'à une troisième pression plus basse que la deuxième pression.

Selon d'autres aspects facultatifs :

- on règle la température du second résidu à la première pression pour maintenir la température du second résidu à la deuxième pression supérieure à -80°C , de préférence supérieure à -60°C voire supérieure à -55°C pour éviter les risques de gel.
- l'au moins une partie du second résidu se réchauffe selon l'étape v) dans l'échangeur de chaleur.
- le premier perméat est comprimé dans au moins un surpresseur et le premier perméat surpressé se refroidit dans l'échangeur de chaleur.
- le premier perméat est comprimé dans deux surpresseurs en série, dont un surpresseur couplé à la première turbine et l'autre surpresseur couplé à la deuxième turbine.
- l'au moins une partie du second résidu se réchauffe selon l'étape v) dans un échangeur de chaleur autre que l'échangeur de chaleur où se réchauffe le mélange.
- au moins une partie du second résidu est détendue sans avoir été réchauffée.
- la sortie de la première turbine est à une température inférieure à 40°C, de préférence inférieure à -20°C, de préférence inférieure à -20°C, voire inférieure à -40°C.
- -le mélange et l'au moins une partie du second résidu se réchauffent dans l'échangeur de chaleur à partir du bout froid de celui-ci.
- l'au moins une partie du second résidu se réchauffe jusqu'à entre 30 et 80°C.

- la première pression est entre 45 et 60 bara et/ou la deuxième pression est entre 15 et 25 bara et/ou la troisième pression est entre 2 et 4,5 bara.
- la perméation du mélange réchauffé dans un premier système membranaire permettant d'obtenir un premier perméat appauvri en l'autre composé plus minoritaire par rapport au mélange et un premier résidu enrichi en l'autre composé plus minoritaire par rapport au mélange
- la perméation du premier résidu dans un premier système membranaire permettant d'obtenir un deuxième perméat appauvri en l'autre composé plus minoritaire par rapport au premier résidu et un deuxième résidu enrichi en l'autre composé plus minoritaire par rapport au premier résidu.

Selon un autre objet de l'invention, il est prévu un procédé de séparation d'un gaz d'alimentation contenant majoritairement de l'hydrogène et du dioxyde de carbone ainsi qu'au moins un composé plus minoritaire comme du monoxyde de carbone, du méthane, de l'azote dans lequel on sépare le gaz d'alimentation par distillation et/ou par condensation partielle dans un appareil comprenant un échangeur de chaleur, au moins un séparateur de phases et/ou au moins une colonne de distillation pour former un mélange gazeux et un fluide riche en CO₂, on sépare le mélange gazeux par un procédé de séparation membranaire tel que décrit ci-dessus et on envoie le second perméat et/ou le résidu détendu dans la deuxième turbine à l'échangeur et/ou à l'au moins un séparateur de phases et/ou à l'au moins une colonne de l'appareil.

Selon un autre objet de l'invention, il est prévu un procédé de séparation d'un gaz contenant majoritairement de l'hydrogène et du dioxyde de carbone ainsi qu'au moins un composé plus minoritaire comme du monoxyde de carbone, du méthane, de l'azote dans lequel le gaz est séparé dans un PSA pour former un gaz enrichi en hydrogène et appauvri en dioxyde de carbone et un gaz d'alimentation enrichi en dioxyde de carbone et appauvri en hydrogène, le gaz d'alimentation étant séparé par le procédé tel que décrit ci-dessus.

Selon un autre objet de l'invention, il est prévu un appareil de séparation membranaire d'un mélange contenant majoritairement de l'hydrogène et du dioxyde de carbone ainsi qu'au moins un composé plus minoritaire comme du monoxyde de carbone, du méthane, de l'azote comprenant : un échangeur de chaleur, des moyens pour envoyer un mélange se chauffer dans un échangeur de chaleur jusqu'à une première température, un premier système membranaire, un second système membranaire, une première turbine, des moyens pour envoyer seulement du mélange réchauffé se

séparer par perméation dans le premier système membranaire permettant d'obtenir un premier perméat chargé en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au mélange et un premier résidu appauvri en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au mélange, aucun moyen pour refroidir le mélange réchauffé en amont du premier système membranaire, des moyens pour envoyer du premier résidu se séparer par perméation dans le second système membranaire permettant d'obtenir un second perméat chargé en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au premier résidu et un second résidu appauvri en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au premier résidu, des moyens pour envoyer du second résidu se détendre jusqu'à une première pression dans la première turbine afin d'obtenir un second résidu à une deuxième pression caractérisé en ce qu'il comprend :

- i) Des moyens pour chauffer au moins une partie du second résidu à la deuxième pression jusqu'à une seconde température, identique ou différente de la première température et
- ii) une deuxième turbine, des moyens pour envoyer au moins une partie du second résidu à la seconde température depuis les moyens pour chauffer au moins une partie du second résidu se détendre dans la deuxième turbine depuis la deuxième pression jusqu'à une troisième pression plus basse que la deuxième pression.

L'invention consiste dans un mode de mise en œuvre à :

- Réchauffer dans un échangeur de chaleur, par exemple celui dans lequel le gaz à séparer dans le premier système membranaire se réchauffe, le gaz sortant de la première turbine avant d'effectuer la seconde détente dans la deuxième turbine. La première pression à l'entrée de la première turbine est préférentiellement entre 45 bara et 60 bar tandis que la deuxième pression au refoulement de cette première turbine est comprise entre 15 bara et 25 bara suivant le type de machines. La température du gaz à l'entrée de la première turbine est préférentiellement comprise entre 50°C et 90°C. Le gaz sortant de la première turbine est préférentiellement à une température entre -30°C et 40°C. Une fraction de ce gaz (entre 15% et 100% selon la performance recherchée) est envoyée dans l'échangeur de chaleur et/ou dans l'unité de condensation partielle et/ou distillation pour être réchauffée. Cette fraction traverse de préférence l'intégralité de l'échangeur jusqu'au bout chaud pour atteindre préférentiellement une température comprise entre 50°C et 100°C. Cela permet, après re-mélange, d'obtenir des températures comprises entre 30°C et 100°C à l'entrée de

la deuxième turbine. Au refoulement de la deuxième turbine, la troisième pression est comprise préférentiellement entre 2 bara et 4.5 bara.

Cet arrangement permet de récupérer davantage d'énergie au niveau des détentes en ayant un gaz le plus chaud possible à l'entrée de la deuxième turbine. Aucun apport externe de chaleur n'est nécessaire car le système est excédentaire en chaleur. La chaleur est dans ce cas produite par les surpresseurs.

- Maîtriser la température du gaz à la sortie de la deuxième turbine grâce à une conduite de déviation. L'objectif est de conserver une marge suffisante par rapport à la ligne de condensation du CO₂ et plus préférentiellement par rapport à la température du point triple du CO₂. On conserve une marge préférentiellement supérieure à 1°C. Pour maîtriser la température en sortie de la deuxième détente, on régule la température en entrée de cette deuxième turbine. Celle-ci doit être comprise entre 30°C et 80°C. Pour réguler cette température, on réchauffe une partie du gaz en sortie de la première turbine à travers l'échangeur de chaleur comme décrit précédemment. Les proportions, entre gaz chaud réchauffé jusqu'au bout chaud de l'échangeur de chaleur et gaz froid directement pris à la sortie de la première turbine, déterminent la température à l'entrée de la deuxième turbine. Pour avoir une régulation la plus directe possible, la régulation de la fraction réchauffée dans l'échangeur est faite directement sur la température en sortie de la deuxième turbine.

Deux configurations sont donc possibles :

- Ou bien on cherche à maximiser l'énergie extraite par les turbines sans chercher à valoriser le froid créé par les turbines. Dans ce cas, la fraction envoyée à travers l'échangeur de chaleur est égale à 100% et la température du gaz à l'entrée de la deuxième turbine est la température la plus chaude obtenue par échange à travers l'échangeur de chaleur c'est-à-dire la température du gaz chaud sortant du deuxième surpresseur moins l'approche dans l'échangeur. Cette température est préférentiellement comprise entre 50°C et 100°C.
- Ou bien on cherche à maximiser l'énergie extraite par les turbines tout en souhaitant valoriser le froid en sortie de la deuxième turbine dans la partie cryogénique du procédé. Dans ce cas, en utilisant la conduite de dérivation froide et la régulation en température, on obtient par mélange un gaz en entrée de la deuxième turbine à une température intermédiaire (préférentiellement comprise entre 30°C et 80°C) qui permet d'obtenir une température froide en sortie de la deuxième turbine (préférentiellement inférieure à -45°C mais supérieure à -55°C pour garder une marge

suffisante par rapport au point triple du CO₂ et ainsi éviter le gel de CO₂) permettant son utilisation dans la partie cryogénique du procédé. Dans les faits la température pourrait être plus basse car le CO₂ est dilué. Mais si on utilise ce froid contre du CO₂ pur dans la partie froide, là il y aurait un risque de le geler.

En variante, il est possible de réchauffer le résidu allant à la deuxième turbine sans passer par l'échangeur de chaleur où se réchauffe le mélange à séparer. En alternatif, on peut chauffer le résidu d'abord dans l'échangeur de chaleur où se réchauffe le mélange à séparer et ensuite dans un autre échangeur. Pour cela, on peut utiliser un échangeur de chaleur dédié utilisant ou bien de la chaleur venant du SMR ou bien de la vapeur d'eau. Cette solution permet d'atteindre des températures encore plus élevées en entrée de la deuxième turbine. Il est par ailleurs possible, si la source chaude le permet, de réchauffer également le résidu à l'entrée de la première turbine pour encore augmenter la quantité d'énergie récupérée lors de la détente.

D'autre part, la première pression entre les deux turbines peut être choisie de telle manière que la température à la sortie de la première turbine soit cryogénique c'est-à-dire préférentiellement inférieure à -20°C et plus préférentiellement inférieure à -40°C. Ce résidu détendu une première fois est donc envoyé vers dans l'échangeur de chaleur et/ou dans l'unité de condensation partielle et/ou distillation pour que les frigories soient valorisées. Le résidu ressort au bout chaud de la ligne d'échange principale à température ambiante. La détente dans la deuxième turbine peut alors se faire des différentes manières décrites précédemment. Afin d'obtenir des températures cryogéniques à la sortie des deux turbines, il est également possible de refroidir un peu le résidu avant d'entrer dans la première turbine.

L'invention sera décrite de manière plus détaillée en se référant à la figure où :

[FIG.1] représente un procédé selon une variante de l'invention.

[FIG.1] montre un procédé de séparation membranaire. Le gaz à séparer est produit en séparant par distillation et/ou condensation partielle un gaz d'alimentation contenant majoritairement de l'hydrogène et du dioxyde de carbone ainsi qu'au moins un composé plus minoritaire comme du monoxyde de carbone, du méthane, de l'azote. Ce gaz d'alimentation est un gaz résiduaire d'un PSA produisant de l'hydrogène à partir d'un gaz de synthèse produit par un reformeur, par exemple par vaporeformage (SMR).

Le mélange gazeux 1 peut être un gaz d'un séparateur de phase d'un procédé de condensation partielle et/ou un gaz de tête d'une colonne de distillation, le séparateur

de phases et/ou la colonne faisant partie d'un appareil opérant à en dessous de 0°C pour séparer le gaz d'alimentation.

Le mélange gazeux 1 contenant majoritairement de l'hydrogène et du dioxyde de carbone ainsi qu'au moins un composé plus minoritaire comme du monoxyde de carbone, du méthane, de l'azote. Un mélange contenant majoritairement de l'hydrogène et du dioxyde de carbone à une composition telle qu'au moins 50% mol du mélange est composé d'hydrogène et de dioxyde de carbone.

Ce mélange 1 est réchauffé dans un échangeur de chaleur E, en passant du bout chaud au bout froid, et est séparé dans un premier système membranaire M1 pour former un premier perméat P1 et un premier résidu R1. Le premier perméat P1 est envoyé au moins une partie se refroidir dans l'échangeur de chaleur E et ensuite est comprimé dans deux surpresseurs en série C2, C1 et le premier perméat surpressé est envoyé se refroidir dans l'échangeur de chaleur E avant d'être envoyé comme gaz d'alimentation au PSA pour récupérer l'hydrogène qu'il contient.

Une partie B3 du premier perméat P1 peut contourner l'échangeur E et être envoyé directement du système membranaire M1 sans avoir été refroidi, la vanne V3 étant ouverte.

De même une partie B2 du premier perméat surpressé peut contourner l'échangeur E et être envoyé directement au PSA sans avoir été refroidi, la vanne V2 étant ouverte. Dans les deux cas, ceci permet de réguler la température du fluide 3 et par extension celle du perméat P1 et du résidu R1.

Le premier résidu R1 venant du premier système membranaire M1 est séparé dans le deuxième système membranaire M2 formant un deuxième perméat P2 et un deuxième résidu R2. Le deuxième perméat P2 se refroidit dans l'échangeur de chaleur E et est séparé dans un appareil de séparation par condensation partielle et/ou distillation qui produit le mélange 1. Le deuxième résidu R2 sort du deuxième système membranaire M2 à entre 45 et 60 bara et entre 50 et 90°C. Ensuite il est détendu dans une première turbine T1 pour former un débit à entre 15 et 25 bara. La température du premier résidu détendu ne dépasse pas 40°C, de préférence est en dessous de 0°C, ou sinon en dessous de -20°C, voire en dessous de -40°C. Le deuxième résidu détendu est envoyé au moins en partie se réchauffer dans l'échangeur E en étant envoyé au bout froid pour en sortir au bout chaud à une température entre 50 et 100°C. Entre 15 et 100% du deuxième résidu détendu dans la première température se réchauffe dans l'échangeur E. Une partie peut contourner l'échangeur E et rejoindre le reste du

deuxième résidu détendu via une conduite de dérivation B1 sans avoir été chauffé, la vanne V1 étant ouverte. De cette façon, il est possible de régler la température du gaz envoyé à la deuxième turbine T2, de sorte qu'elle varie entre 30 et 100°C. Le gaz détendu dans la turbine T2 est à entre 2 et 4,5 bara et à une température de préférence inférieure à -45°C mais supérieure à -55°C et est envoyé apporter du froid à la séparation par condensation partielle et/ou distillation. Ce gaz R2 détendu dans les deux turbines T1, T2 peut être utilisé pour régénérer les sécheurs en amont de la séparation froide.

La perméation du mélange réchauffé 1 dans le premier système membranaire M1 permet d'obtenir un premier perméat P1 appauvri en l'autre composé plus minoritaire par rapport au mélange et un premier résidu R1 enrichi en l'autre composé plus minoritaire par rapport au mélange.

La perméation du premier résidu R1 dans le deuxième système membranaire M2 permet d'obtenir un deuxième perméat P2 appauvri en l'autre composé plus minoritaire par rapport au premier résidu et un deuxième résidu R2 enrichi en l'autre composé plus minoritaire par rapport au premier résidu.

Revendications

1. Procédé de séparation membranaire d'un mélange (1) contenant majoritairement de l'hydrogène et du dioxyde de carbone ainsi qu'au moins un composé plus minoritaire comme du monoxyde de carbone, du méthane, de l'azote comprenant les étapes suivantes :
 - i) Chauffage du mélange dans un échangeur de chaleur (E) jusqu'à une première température
 - ii) Perméation du mélange réchauffé dans un premier système membranaire (M1), sans avoir refroidi le mélange réchauffé ou l'avoir mélangé avec un autre fluide, permettant d'obtenir un premier perméat (P1) chargé en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au mélange et un premier résidu (R1) appauvri en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au mélange
 - iii) Perméation du premier résidu dans un second système membranaire (M2) permettant d'obtenir un second perméat (P2) chargé en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au premier résidu et un second résidu (R2) appauvri en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au premier résidu
 - iv) Détente du second résidu à une première pression dans une première turbine (T1) afin d'obtenir un second résidu à une deuxième pression caractérisé en ce qu'il comprend
 - v) Chauffage (E) d'au moins une partie du second résidu à la deuxième pression jusqu'à une seconde température, identique ou différente de la première température et
 - vi) Détente d'au moins une partie du second résidu chauffé dans l'étape v) à la seconde température dans une deuxième turbine (T2) depuis la deuxième pression jusqu'à une troisième pression plus basse que la deuxième pression.
2. Procédé selon la revendication 1 dans lequel on régule la température du second résidu (R2) à la première pression pour maintenir la température du second résidu à la deuxième pression supérieure à -80°C, de préférence supérieure à -60°C voire supérieure à -55°C pour éviter les risques de gel.
3. Procédé selon la revendication 1 ou 2 dans lequel l'au moins une partie du second résidu (R2) se réchauffe selon l'étape v) dans l'échangeur de chaleur.

4. Procédé selon la revendication 3 dans lequel le premier perméat (P1) est comprimé dans au moins un surpresseur (C1, C2) et le premier perméat surpressé se refroidit dans l'échangeur de chaleur (E).
5. Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le premier perméat (P1) est comprimé dans deux surpresseurs en série (C1, C2), dont un surpresseur (C1) couplé à la première turbine (T1) et l'autre surpresseur (C2) couplé à la deuxième turbine (T2).
6. Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel l'au moins une partie du second résidu (R2) se réchauffe selon l'étape v) dans un échangeur de chaleur autre que l'échangeur de chaleur (E) où se réchauffe le mélange.
7. Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel au moins une partie (B1) du second résidu (R2) est détendue sans avoir été réchauffée.
8. Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel la sortie de la première turbine (T1) est à une température inférieure à 40°C, de préférence inférieure à -20°C, de préférence inférieure à -20°C, voire inférieure à -40°C.
9. Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le mélange (1) et l'au moins une partie du second résidu se réchauffent dans l'échangeur de chaleur (E) à partir du bout froid de celui-ci.
10. Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel l'au moins une partie du second résidu (R2) se réchauffe jusqu'à entre 30 et 80°C.
11. Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel la première pression est entre 45 et 60 bara et/ou la deuxième pression est entre 15 et 25 bara et/ou la troisième pression est entre 2 et 4,5 bara.
12. Procédé de séparation d'un gaz d'alimentation contenant majoritairement de l'hydrogène et du dioxyde de carbone ainsi qu'au moins un composé plus minoritaire comme du monoxyde de carbone, du méthane, de l'azote dans lequel on sépare le gaz d'alimentation par distillation et/ou par condensation partielle dans un appareil comprenant un échangeur de chaleur, au moins un séparateur de phases et/ou au moins une colonne de distillation pour former un mélange gazeux et un fluide riche en CO₂, on sépare le mélange gazeux par un procédé de séparation membranaire selon l'une des revendications précédentes et on envoie le second perméat (P2) et/ou le résidu détendu dans la deuxième turbine (T2) à l'échangeur et/ou à l'au moins un séparateur de phases et/ou à l'au moins une colonne de l'appareil.

13. Procédé de séparation d'un gaz contenant majoritairement de l'hydrogène et du dioxyde de carbone ainsi qu'au moins un composé plus minoritaire comme du monoxyde de carbone, du méthane, de l'azote dans lequel le gaz est séparé dans un PSA pour former un gaz enrichi en hydrogène et appauvri en dioxyde de carbone et un gaz d'alimentation enrichi en dioxyde de carbone et appauvri en hydrogène, le gaz d'alimentation étant séparé par le procédé selon la revendication 12.

14. Appareil de séparation membranaire d'un mélange (1) contenant majoritairement de l'hydrogène et du dioxyde de carbone ainsi qu'au moins un composé plus minoritaire comme du monoxyde de carbone, du méthane, de l'azote comprenant : un échangeur de chaleur (E), des moyens pour envoyer un mélange se chauffer dans l'échangeur de chaleur jusqu'à une première température, un premier système membranaire (M1), un second système membranaire (M2), une première turbine (T1), des moyens pour envoyer seulement du mélange réchauffé se séparer par perméation dans le premier système membranaire permettant d'obtenir un premier perméat (P1) chargé en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au mélange et un premier résidu (R1) appauvri en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au mélange, aucun moyen pour refroidir le mélange réchauffé en amont du premier système membranaire, des moyens pour envoyer du premier résidu se séparer par perméation dans le second système membranaire permettant d'obtenir un second perméat (P2) chargé en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au premier résidu et un second résidu (R2) appauvri en hydrogène et dioxyde de carbone par rapport au premier résidu, des moyens pour envoyer du second résidu se détendre jusqu'à une première pression dans la première turbine afin d'obtenir un second résidu à une deuxième pression caractérisé en ce qu'il comprend

- i) Des moyens (E) pour chauffer au moins une partie du second résidu (R2) à la deuxième pression jusqu'à une seconde température, identique ou différente de la première température et
- ii) Une deuxième turbine (T2), des moyens pour envoyer au moins une partie du second résidu (R2) à la seconde température depuis les moyens pour chauffer au moins une partie du second résidu se détendre dans la deuxième turbine depuis la deuxième pression jusqu'à une troisième pression plus basse que la deuxième pression.