

12

DEMANDE DE BREVET D'INVENTION

A1

22 Date de dépôt : 17.05.23.

30 Priorité :

43 Date de mise à la disposition du public de la
demande : 22.11.24 Bulletin 24/47.

56 Liste des documents cités dans le rapport de
recherche préliminaire : *Se reporter à la fin du
présent fascicule*

60 Références à d'autres documents nationaux
apparentés :

○ Demande(s) d'extension :

71 Demandeur(s) : L'AIR LIQUIDE, SOCIETE ANONYME
POUR L'ETUDE ET L'EXPLOITATION DES PRO-
CEDES GEORGES CLAUDE SOCIETE ANONYME —
FR.

72 Inventeur(s) : BIGNAUD Charles, LECLERC
Mathieu, RAVENTOS Martin, MURINO Michele et
TRAM Tiao.

73 Titulaire(s) : L'AIR LIQUIDE, SOCIETE ANONYME
POUR L'ETUDE ET L'EXPLOITATION DES PRO-
CEDES GEORGES CLAUDE SOCIETE ANONYME.

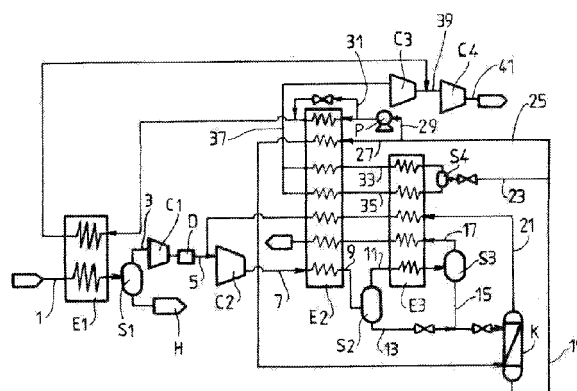
74 Mandataire(s) : L'AIR LIQUIDE, SOCIETE ANONYME
POUR L'ETUDE ET L'EXPLOITATION DES PRO-
CEDES GEORGES CLAUDE.

54 Procédé et appareil de séparation d'un mélange contenant du CO₂.

57 Titre : Procédé et appareil de séparation d'un mélange
contenant du CO₂

Un procédé de séparation d'un mélange gazeux (1)
ayant une température de rosée entre 0 et 15°C à une pre-
mière pression, contenant du dioxyde de carbone et au
moins un premier composant plus lourd que le dioxyde de
carbone, comprend les étapes de refroidissement du mé-
lange à la première pression jusqu'à une température entre
0 et 15°C et condensation au moins partielle du premier
composant du mélange dans un premier échangeur de cha-
leur (E1) afin d'obtenir un mélange diphasique par échange
de chaleur indirect avec un flux liquide (29) sous pression
qui se vaporise dans l'échangeur de chaleur, séparation de
la phase liquide (H) du mélange diphasique refroidi afin
d'obtenir une phase liquide contenant au moins un premier
composant et une phase gazeuse (3) appauvri en au moins
un premier composant, le flux liquide étant produit en sépa-
rant la phase gazeuse.

Figure de l'abrégé : Fig. 1



Description

Titre de l'invention : Procédé et appareil de séparation d'un mélange contenant du CO₂

- [0001] La présente invention est relative à un procédé et appareil de séparation d'un mélange contenant du CO₂ et au moins un premier composant plus lourd que le dioxyde de carbone. Le mélange a une température de rosée entre 0 et 15°C à une première pression
- [0002] La capture de dioxyde de carbone (CO₂) par un procédé de condensation partielle et/ou distillation opérant à moins de 0°C nécessite le plus souvent le séchage du gaz humide à traiter, riche en CO₂, en amont de la séparation à basse température pour éliminer les molécules condensables, principalement l'eau (H₂O), pour éviter tout risque de gel. Ce séchage est souvent divisé en deux étapes : tout d'abord, le gaz est refroidi dans un ou plusieurs échangeurs de chaleur pour condenser une grande partie de ces molécules, puis ce gaz riche en CO₂ passe à travers un adsorbant pour éliminer les dernières traces de molécules condensables.
- [0003] Il est connu de l'homme de l'art que le froid requis pour condenser l'eau du gaz humide, riche en CO₂, est souvent produit grâce à une unité de réfrigération. Un fluide caloporteur (Fréon ®, ammoniac, propane ...) est utilisé pour transférer ce froid à une boucle d'eau froide puis au gaz humide et riche en CO₂.
- [0004] GB-A-2416389 décrit un procédé de refroidissement de CO₂ humide dans lequel le CO₂ humide comprimé est refroidi d'abord avec l'eau de mer dans un premier échangeur de chaleur et ensuite par deux débits de CO₂ gazeux dans un deuxième échangeur de chaleur pour condenser de l'eau contenue dans le CO₂ en amont d'une unité d'adsorption. L'eau est enlevée au moyen d'un séparateur de phases en aval des deux échangeurs.
- [0005] Les unités de réfrigération liées à la boucle d'eau froide, comme celle du premier échangeur de GB-A-2416389, sont des équipements onéreux et peu efficaces. L'invention propose une amélioration du procédé de capture de CO₂ en réalisant une intégration thermique pour refroidir le gaz humide qui alimente le procédé de capture de CO₂. Ainsi, l'unité de réfrigération et son réseau d'eau froide ne sont plus nécessaires ou peuvent réduits en taille.
- [0006] De plus l'échangeur pour refroidir le CO₂ réalise un échange entre seulement deux fluides.
- [0007] Le froid nécessaire pour condenser l'eau ou un autre composant ayant une température de condensation relativement élevée est directement soutiré de la partie du procédé opérant à basse température par le biais d'au moins une part du CO₂ liquide

produit. L'invention s'applique dans le cas où l'unité de capture de CO₂ produit du CO₂ à l'état gazeux ou liquide ou phase dense. En effet, quel que soit l'état du CO₂ produit, le procédé de séparation cryogénique passe nécessairement par la phase liquide (liquide issu de la condensation partielle et/ou de la colonne à distiller et/ou du cycle dans le cas d'une production liquide).

[0008] L'invention consiste selon une des variantes en :

[0009] 1) La condensation de l'eau par évaporation du CO₂

- Refroidir un gaz humide sous pression, riche en CO₂ et H₂O, dans un échangeur de chaleur par échange de chaleur indirect jusqu'à une température entre 0 et 15°C et partiellement condenser l'eau qu'il contient par le biais de la vaporisation d'un liquide riche en CO₂ par exemple le CO₂ liquide sous pression.
- Séparer l'eau liquide du gaz humide sous pression refroidi.

[0010] 2) Le conditionnement du CO₂ liquide

- Le froid nécessaire pour condenser partiellement ce gaz humide et riche en CO₂ est apporté par un flux de CO₂ liquide en provenance de la partie du procédé opérant à basse température et se vaporisant dans l'échangeur. Ce débit de CO₂ liquide est soutiré d'une partie du liquide d'une liquéfaction ou d'une partie de la production liquide de la colonne de distillation et/ou de la condensation partielle et/ou du cycle dans le cas d'une séparation produisant un liquide, pompé (si nécessaire) pour obtenir une pression comprise entre 30 et 50 bara puis dé-sous-refroidi (si nécessaire) dans l'échangeur principal de l'unité cryogénique afin d'obtenir une température entre -5 et 15°C afin d'être envoyé dans l'échangeur de chaleur. Ces températures et pressions sont choisies pour éviter tout risque de gel de l'eau dans l'échangeur.

[0011] 3) La valorisation du CO₂ gazeux obtenu

- Le CO₂ sort de l'échangeur de chaleur avec une température entre 5 et 80°C, préférentiellement entre 20 et 40°C est renvoyé vers un étage du compresseur de CO₂ ou directement dans le CO₂ produit gazeux si la pression du CO₂ gazeux est inférieure à la pression du CO₂ qui s'évapore dans l'échangeur de chaleur. De cette manière, on réalise des économies d'énergie de compression du CO₂.
- Le dé-sous-refroidissement de l'étape 2) peut être réalisé grâce au mélange du CO₂ liquide pompé avec du CO₂ plus chaud afin d'obtenir la température comprise entre -5 et 15°C. Cela permet d'éviter une passe dans l'échangeur principal de l'unité cryogénique.

[0012] Cette invention, en utilisant le froid potentiellement excédentaire de la partie opérant à basse température, permet de retirer l'unité de réfrigération ainsi que la boucle d'eau

froide. Ceci réduit le nombre d'équipements nécessaires et donc le coût, ainsi que la consommation énergétique de ce procédé de capture de CO₂ (gain de la consommation d'énergie de l'unité de réfrigération et le gain de compression du CO₂ pompé).

- [0013] Selon un objet de l'invention il est prévu un procédé de séparation d'un mélange gazeux ayant une température de rosée entre 0 et 15°C à une première pression, contenant du dioxyde de carbone et au moins un premier composant plus lourd que le dioxyde de carbone, et éventuellement au moins un deuxième composant plus léger que le dioxyde de carbone comprenant les étapes suivantes:
- [0014] i) Refroidissement du mélange à la première pression jusqu'à une température entre 0 et 15°C et condensation au moins partielle du premier composant du mélange dans un premier échangeur de chaleur afin d'obtenir un mélange diphasique par échange de chaleur indirect avec un flux liquide sous pression qui se vaporise dans l'échangeur de chaleur
- [0015] ii) Séparation de la phase liquide du mélange diphasique refroidi afin d'obtenir une phase liquide contenant au moins un premier composant et une phase gazeuse appauvrie en au moins un premier composant
- [0016] iii) Refroidissement de la phase gazeuse ou d'un gaz dérivé de la phase gazeuse dans un deuxième échangeur de chaleur et
- [0017] iv) a) Soit liquéfaction de la phase gazeuse refroidie pour produire un liquide riche en CO₂
- [0018] b) Soit séparation par condensation partielle et/ou distillation de la phase gazeuse refroidie ou d'un gaz dérivé de la phase gazeuse refroidie pour produire un liquide enrichi en CO₂ et éventuellement appauvri en l'au moins un deuxième composant par rapport au mélange gazeux et
- [0019] v) Le flux liquide de l'étape i) fait partie du liquide riche en CO₂ ou enrichi en CO₂ de l'étape iv)a) ou b) ou d'un liquide qui en est dérivé.
- [0020] Le flux liquide contient de préférence au moins 95% mol CO₂.
- [0021] Selon d'autres aspects facultatifs de l'invention :
- l'au moins un premier composant est de l'eau, du méthanol ou de l'ammoniac.
 - le deuxième composant, si présent, est l'azote, l'oxygène, l'hydrogène, le monoxyde de carbone ou le méthane.
 - le liquide enrichi en CO₂ est au moins une partie d'un liquide de cuve d'une colonne de distillation.
 - le liquide enrichi en CO₂ est au moins une partie d'un liquide d'un séparateur de phases
 - le liquide riche en CO₂ est au moins une partie d'un liquide d'un séparateur de phases
 - le liquide enrichi en CO₂ est pressurisé par une pompe jusqu'à une pression

de pompage comprise entre 30 et 50 bara puis réchauffé jusqu'à une température entre -5 et 10°C avant d'être envoyé au premier échangeur de chaleur.

- le liquide enrichi en CO₂ provient d'un cycle CO₂ dont une partie du cycle opère sous une deuxième pression, de préférence supérieure à 30 bara, voire supérieure à 46 bara.
- le liquide enrichi en CO₂ est refroidi jusqu'à une température comprise entre -5 et 10°C puis détendu jusqu'à une troisième pression comprise entre 30 et 46 bara et sans changement d'état.
- un autre liquide enrichi en CO₂ provenant de la liquéfaction ou condensation partielle et/ou la distillation est vaporisé dans le deuxième échangeur de chaleur et le gaz enrichi en CO₂ obtenu à la sortie du deuxième échangeur de chaleur est envoyé vers un compresseur de CO₂ ou directement dans le CO₂ gazeux produit.
- le liquide enrichi en CO₂ vaporisé dans le premier échangeur de chaleur est envoyé vers le compresseur de CO₂, éventuellement à la pression de pompage ou à la troisième pression ou directement dans le CO₂ gazeux produit.
- l'autre liquide enrichi en CO₂ est envoyé au deuxième échangeur de chaleur à une pression inférieure à celle du liquide enrichi en CO₂ envoyé au premier échangeur de chaleur.
- le mélange gazeux est refroidi en amont du premier échangeur de chaleur par échange de chaleur avec de l'eau ou un autre réfrigérant.
- le gaz dérivé de la phase gazeuse est formé en séparant la phase gazeuse par adsorption, perméation et/ou condensation partielle et/ou distillation.
- le premier échangeur effectue un échange de chaleur indirect entre seulement deux fluides.
- le liquide enrichi en CO₂ contient au moins 95% de CO₂ et est produit en condensant partiellement la phase gazeuse refroidie.
- le liquide enrichi en CO₂ vaporisé est envoyé se mélanger avec la phase gazeuse en amont d'une étape de condensation partielle et/ou de distillation.
- le liquide qui est dérivé du liquide riche en CO₂ ou du liquide enrichi en CO₂ en est dérivé par purification et/ou pompage et/ou détente.

[0022] L'invention sera décrite de manière plus détaillée en se référant aux figures où :

[0023] [Fig.1] représente un procédé selon l'invention.

[0024] [Fig.2] représente un procédé selon l'invention.

[0025] Dans la [Fig.1], un mélange gazeux 1 à une première pression contient du dioxyde de carbone, au moins un premier composant, ayant une température de condensation entre 0 et 15°C à la première pression, par exemple de l'eau, du méthanol et de l'ammoniac,

et au moins un deuxième composant plus léger que le dioxyde de carbone, par exemple de l'azote, de l'oxygène, l'hydrogène, du méthane, du monoxyde de carbone. Le mélange gazeux 1 peut également contenir un composant plus lourd que le dioxyde de carbone.

- [0026] Le mélange gazeux 1 se trouve à une température entre 5 et 25°C. Il est envoyé à un premier échangeur de chaleur E1 où il échange de la chaleur indirectement avec un débit de CO₂ liquide 29 afin de se refroidir jusqu'à une température entre 0°C et 15°C, le mélange 1 étant toujours à la première pression.
- [0027] Au moins un premier composant contenu dans le mélange gazeux se condense formant un condensat H, par exemple de l'eau condensée, qui est enlevé dans un séparateur de phases S1. Le gaz 3 enrichi en CO₂ et appauvri en l'au moins un premier composant est comprimé dans un compresseur C1 formant un débit 5 qui est séché dans un sécheur D pour enlever de l'eau restante puis comprimé dans un compresseur C2 jusqu'à une pression entre 15 et 65 bara. Le débit 7 comprimé dans le compresseur C2 est envoyé se condenser partiellement dans un deuxième échangeur de chaleur E2 formant un débit diphasique 9. Le débit 9 est séparé dans le séparateur S2 en un gaz 11 appauvri en CO₂ et enrichi en au moins un deuxième composant et un liquide 13 appauvri en l'au moins un deuxième composant et enrichi en CO₂.
- [0028] Les échangeurs E2, E3 peuvent constituer un seul échangeur.
- [0029] Le liquide 13 est détendu et envoyé en tête d'une colonne de distillation K.
- [0030] Le gaz 11 est condensé partiellement dans un troisième échangeur de chaleur E3 formant un débit diphasique qui est séparé dans un séparateur de phases S3 formant un gaz 17 appauvri en CO₂ et enrichi en au moins un deuxième composant et un liquide 15 appauvri en l'au moins un deuxième composant et enrichi en CO₂.
- [0031] Le gaz 17 se réchauffe dans le troisième et deuxième échangeur de chaleur E3, E2. Le liquide 15 est détendu et envoyé en tête de la colonne K.
- [0032] Le gaz de tête 21 de la colonne K se réchauffe dans le troisième et deuxième échangeur de chaleur E3, E2 et est envoyé entre les compresseurs C1, C2 étant mélangé au débit 5.
- [0033] Le liquide de cuve 19 de la colonne K est soutiré comme débit 19 enrichi en CO₂ et appauvri en au moins un deuxième composant. Le liquide 19 est divisé en deux parties 23 et 25. La partie 23 est détendue dans une vanne, formant un débit diphasique qui est séparé dans un séparateur de phases S4. Le liquide 35 du séparateur S4 se vaporise dans un des deuxième et troisième échangeurs et le gaz 33 du séparateur S4 se réchauffe dans les deuxième et troisième échangeurs, les deux gaz réchauffés ainsi formés étant mélangés formant le débit 37 qui est comprimé dans les compresseurs C3, C4 en série formant un produit riche en CO₂ 41 sous forme gazeuse.
- [0034] La partie 25 est séparée pour former la partie 29 et le reste 27 de cette partie se

vaporise dans le deuxième échangeur de chaleur E2 avant d'être envoyé en cuve de la colonne K fournissant du rebouillage sous forme d'un débit gazeux.

- [0035] Une partie du débit 27 peut être envoyé au compresseur C3.
- [0036] La partie 29 est pressurisée par une pompe P jusqu'à une pression entre 30 et 50 bars abs puis une fraction de la partie 29 pressurisée se réchauffe voire se vaporise dans l'échangeur E2 alors que le reste de la partie 29 pressurisée ne rentre pas dans l'échangeur E2. La fraction envoyée à l'échangeur E2 et le reste qui n'y est pas envoyé sont mélangés pour obtenir du CO₂ liquide avec le sous-refroidissement voulu. Ce mélange est envoyé à une température entre -5 et 10°C pour se vaporiser dans le premier échangeur de chaleur E1 par échange de chaleur uniquement avec le débit 1
- [0037] La température entre -5 et 10°C peut être atteinte en mélangeant du CO₂ liquide pompé avec du CO₂ plus chaud (par exemple une partie du CO₂ produit 39, 41).
- [0038] La partie 29 s'est vaporisée dans le premier échangeur E1 et le gaz formé est envoyé à une température entre 5 et 40°C à un point entre les compresseurs C3, C4 en se mélangeant au débit 39 comprimé dans le compresseur C3 dont la pression de sortie est entre 15 et 46 bars et inférieure ou égale à la pression de pompage de la partie 29.
- [0039] En variante, le premier échangeur E1 peut se trouver entre les compresseurs C1, C2.
- [0040] Le gaz épuré par la condensation du premier composant dans l'échangeur E1 peut être séché dans une unité d'adsorption, par exemple par TSA, en aval du séparateur de phases S1 et en amont du compresseur C1.
- [0041] En variante, le CO₂ liquide envoyé au premier échangeur de chaleur E1 peut provenir d'un cycle de réfrigération où circule du dioxyde de carbone. Ce cycle peut fournir du froid pour le procédé de condensation partielle et/ou de distillation. Une partie du cycle opère sous une deuxième pression, de préférence supérieure à 30 bara, voire supérieure à 46 bara. Le liquide du cycle est refroidi jusqu'à une température comprise entre -5 et 10°C, détendu jusqu'à une troisième pression comprise entre 30 et 46 bara et sans changement d'état puis envoyé au premier échangeur de chaleur E1 comme débit 29.
- [0042] En variante, le gaz 3 ou un gaz qui en découle peut être séparé dans une unité d'adsorption à pression modulée (PSA) afin de générer un produit basse pression comprimé dans le compresseur C1 et un produit haute pression.
- [0043] En variante, le gaz 3 est envoyé à l'échangeur E2 sans compression intermédiaire.
- [0044] Selon une variante, la [Fig.1] peut comprendre une étape de séparation par adsorption pour réduire la teneur de la phase gazeuse 3 en l'au moins un composant plus léger, par exemple en amont du compresseur C1.
- [0045] [Fig.2] représente un procédé selon l'invention dans lequel le liquide apportant le froid nécessaire à l'échangeur de chaleur E1 pour condenser l'au moins un premier composant, par exemple l'eau, est au moins une partie du débit d'alimentation pris

après le séchage dans l'échangeur E1 et de préférence après séchage par adsorption. Le liquide 29 fait partie du liquide condensé dans le séparateur de phases S2, produit par condensation partielle du débit 9 comprimé dans les compresseurs C1, C2 et refroidi dans l'échangeur E2. Le liquide 29 peut sinon être pris dans le séparateur S3.

- [0046] Le liquide 29 est détendu dans une vanne et puis se vaporise dans l'échangeur de chaleur E1 et est renvoyé sous forme gazeuse entre les compresseurs C1, C2, pour compenser la perte de charge dans les conduites et l'échangeur E1 par la compression en C2. Le reste de la figure est inchangé par rapport à la [Fig.1].
- [0047] En alternatif, une partie du liquide 15 pour servir à refroidir l'échangeur de chaleur E1 pour condenser l'au moins un premier composant.
- [0048] Le liquide 29 contient de préférence au moins 95% mol CO₂.
- [0049] Dans une variante qui n'est pas illustrée, un mélange gazeux ayant une température de rosée entre 0 et 15°C à une première pression, contenant du dioxyde de carbone et au moins un premier composant plus lourd que le dioxyde de carbone est refroidi jusqu'à une température entre 0 et 15°C à la première pression dans un premier échangeur de chaleur. Ceci cause la condensation au moins partielle du premier composant du mélange dans le premier échangeur de chaleur afin d'obtenir un mélange diphasique par échange de chaleur indirect avec un flux liquide sous pression qui se vaporise dans l'échangeur de chaleur. La phase liquide du mélange diphasique refroidi est séparée afin d'obtenir une phase liquide contenant au moins un premier composant et une phase gazeuse appauvrie en au moins un premier composant. La phase gazeuse est refroidie dans un deuxième échangeur de chaleur et liquéfié formant un liquide riche en CO₂ contenant au moins 95% mol CO₂. Une partie de ce liquide sert du flux liquide pour condenser l'au moins un premier composant dans le premier échangeur de chaleur.
- [0050] Selon une variante, la [Fig.2] peut comprendre une étape de séparation par adsorption pour réduire la teneur de la phase gazeuse 3 en l'au moins un composant plus léger, par exemple en amont du compresseur C1.

Revendications

- [Revendication 1] Procédé de séparation d'un mélange gazeux (1) ayant une température de rosée entre 0 et 15°C à une première pression, contenant du dioxyde de carbone et au moins un premier composant plus lourd que le dioxyde de carbone, et éventuellement au moins un deuxième composant plus léger que le dioxyde de carbone comprenant les étapes suivantes:
- i) Refroidissement du mélange à la première pression jusqu'à une température entre 0 et 15°C et condensation au moins partielle du premier composant du mélange dans un premier échangeur de chaleur (E1) afin d'obtenir un mélange diphasique par échange de chaleur indirect avec un flux liquide (29) sous pression qui se vaporise dans l'échangeur de chaleur
 - ii) Séparation de la phase liquide (H) du mélange diphasique refroidi afin d'obtenir une phase liquide contenant au moins un premier composant et une phase gazeuse (3) appauvri en au moins un premier composant
 - iii) Refroidissement de la phase gazeuse ou d'un gaz dérivé (5) de la phase gazeuse dans un deuxième échangeur de chaleur (E2) et
 - iv) a) Soit liquéfaction de la phase gazeuse refroidie pour produire un liquide riche en CO₂
 - b) Soit séparation par condensation partielle et/ou distillation de la phase gazeuse refroidie ou d'un gaz dérivé de la phase gazeuse refroidie pour produire un liquide enrichi en CO₂ (13, 15, 19, 25, 29) et éventuellement appauvri en l'au moins un deuxième composant par rapport au mélange gazeux et
 - v) Le flux liquide de l'étape i) fait partie du liquide riche en CO₂ ou enrichi en CO₂ de l'étape iv) a) ou b) ou d'un liquide qui en est dérivé, le flux liquide contenant de préférence au moins 95% mol CO₂.
- [Revendication 2] Procédé selon la revendication 1 dans lequel l'au moins un premier composant est de l'eau, du méthanol ou de l'ammoniac.
- [Revendication 3] Procédé selon la revendication 1 ou 2 dans lequel le deuxième composant, si présent, est l'azote, l'oxygène, l'hydrogène, le monoxyde de carbone ou le méthane.
- [Revendication 4] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le liquide enrichi en CO₂ (29) est au moins une partie d'un liquide de cuve (19) d'une colonne de distillation (K).
- [Revendication 5] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le

liquide enrichi en CO₂ (29) est pressurisé par une pompe (P) jusqu'à une pression de pompage comprise entre 30 et 50 bara puis réchauffé jusqu'à une température entre -5 et 10°C avant d'être envoyé au premier échangeur de chaleur.

- [Revendication 6] Procédé selon l'une des revendications précédentes 1 à 4 dans lequel le liquide enrichi en CO₂ (29) provient d'un cycle CO₂ dont une partie du cycle opère sous une deuxième pression, de préférence supérieure à 30 bara, voire supérieure à 46 bara.
- [Revendication 7] Procédé selon la revendication 6 dans lequel le liquide enrichi en CO₂ (29) est refroidi jusqu'à une température comprise entre -5 et 10°C puis détendu jusqu'à une troisième pression comprise entre 30 et 46 bara et sans changement d'état.
- [Revendication 8] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel un autre liquide (23) enrichi en CO₂ provenant de la liquéfaction ou condensation partielle et/ou la distillation est vaporisé dans le deuxième échangeur de chaleur (E2) et le gaz enrichi en CO₂ (37) obtenu à la sortie du deuxième échangeur de chaleur est envoyé vers un compresseur de CO₂ (C3, C4) ou directement dans le CO₂ gazeux produit.
- [Revendication 9] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le liquide enrichi en CO₂ (19, 29) vaporisé dans le premier échangeur de chaleur (E1) est envoyé vers le compresseur de CO₂ (C3, C4), éventuellement à la pression de pompage ou à la troisième pression ou directement dans le CO₂ gazeux produit.
- [Revendication 10] Procédé selon la revendication 8 dans lequel l'autre liquide enrichi en CO₂ (23) est envoyé au deuxième échangeur de chaleur (E2) à une pression inférieure à celle du liquide enrichi en CO₂ (20) envoyé au premier échangeur de chaleur (E1).
- [Revendication 11] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le mélange gazeux (1) est refroidi en amont du premier échangeur de chaleur (E1) par échange de chaleur avec de l'eau ou un autre réfrigérant.
- [Revendication 12] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le gaz (5) dérivé de la phase gazeuse (3) est formé en séparant la phase gazeuse par adsorption, perméation et/ou condensation partielle et/ou distillation.
- [Revendication 13] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le premier échangeur (E1) effectue un échange de chaleur indirect entre seulement deux fluides (1, 29).
- [Revendication 14] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le

liquide enrichi en CO₂ (29) contient au moins 95% de CO₂ et est produit en condensant partiellement (S2, S3) la phase gazeuse refroidie (7).

[Revendication 15] Procédé selon la revendication 14 dans lequel le liquide enrichi en CO₂ vaporisé (29) est envoyé se mélanger avec la phase gazeuse (5) en amont d'une étape de condensation partielle et/ou de distillation.

RAPPORT DE RECHERCHE PRÉLIMINAIRE

établi sur la base des dernières revendications
déposées avant le commencement de la recherche

N° d'enregistrement
national

FA 919397
FR 2304898

DOCUMENTS CONSIDÉRÉS COMME PERTINENTS		Revendication(s) concernée(s)	Classement attribué à l'invention par l'INPI
Catégorie	Citation du document avec indication, en cas de besoin, des parties pertinentes		
Y	US 2020/309451 A1 (ABARR MILES L [US] ET AL) 1 octobre 2020 (2020-10-01)	1-3,5-15	F25J 3/06
A	* alinéas [0027], [0038]; figure 1 * -----	4	
Y	ASPELUND ET AL: "Gas conditioning-The interface between CO"2 capture and transport", 20070616, vol. 1, no. 3, 16 juin 2007 (2007-06-16), pages 343-354, XP022119495, * page 349, colonne 2, alinéa 2 - page 350, colonne 2, alinéa 4; figure 6 * -----	1-15	
Y	US 10 197 328 B2 (AIR LIQUIDE [FR] ET AL.) 5 février 2019 (2019-02-05) * colonne 6, lignes 38-55; figure 4 * -----	1-15	
Y	FR 3 088 416 A1 (AIR LIQUIDE [FR]) 15 mai 2020 (2020-05-15) * page 8, lignes 5-20; figure 1 * -----	1-15	
Y	FR 2 975 478 A1 (AIR LIQUIDE [FR]) 23 novembre 2012 (2012-11-23) * figures * -----	7-10,15	DOMAINES TECHNIQUES RECHERCHÉS (IPC) F25J
Date d'achèvement de la recherche		Examineur	
20 novembre 2023		Göritz, Dirk	
CATÉGORIE DES DOCUMENTS CITÉS X : particulièrement pertinent à lui seul Y : particulièrement pertinent en combinaison avec un autre document de la même catégorie A : arrière-plan technologique O : divulgation non-écrite P : document intercalaire T : théorie ou principe à la base de l'invention E : document de brevet bénéficiant d'une date antérieure à la date de dépôt et qui n'a été publié qu'à cette date de dépôt ou qu'à une date postérieure. D : cité dans la demande L : cité pour d'autres raisons & : membre de la même famille, document correspondant			

ANNEXE AU RAPPORT DE RECHERCHE PRÉLIMINAIRE **RELATIF A LA DEMANDE DE BREVET FRANÇAIS NO. FR 2304898 FA 919397**

La présente annexe indique les membres de la famille de brevets relatifs aux documents brevets cités dans le rapport de recherche préliminaire visé ci-dessus.
 Les dits membres sont contenus au fichier informatique de l'Office européen des brevets à la date du **20-11-2023**
 Les renseignements fournis sont donnés à titre indicatif et n'engagent pas la responsabilité de l'Office européen des brevets, ni de l'Administration française

Document brevet cité au rapport de recherche		Date de publication		Membre(s) de la famille de brevet(s)		Date de publication
US 2020309451	A1	01-10-2020	CA	3129776 A1		08-10-2020
			CN	113631880 A		09-11-2021
			EP	3948125 A1		09-02-2022
			JP	2022521826 A		12-04-2022
			US	2020309451 A1		01-10-2020
			US	2023025321 A1		26-01-2023
			WO	2020205750 A1		08-10-2020

US 10197328	B2	05-02-2019	AU	2013288510 A1		05-02-2015
			CA	2876619 A1		16-01-2014
			CN	105358926 A		24-02-2016
			EP	2938413 A2		04-11-2015
			FR	2993353 A1		17-01-2014
			US	2015253076 A1		10-09-2015
			WO	2014009658 A2		16-01-2014

FR 3088416	A1	15-05-2020	AUCUN			

FR 2975478	A1	23-11-2012	AUCUN			
