

12 CERTIFICAT D'UTILITÉ B3

54 Procédé et appareil de séparation par distillation cryogénique d'un mélange d'hydrogène, du propane et/ou du propylène et d'au moins un autre hydrocarbure.

22 Date de dépôt : 10.03.23.

30 Priorité :

60 Références à d'autres documents nationaux
apparentés :

○ Demande(s) d'extension :

71 Demandeur(s) : L'AIR LIQUIDE, SOCIÉTÉ
ANONYME POUR L'ÉTUDE ET L'EXPLOITATION
DES PROCÉDES GEORGES CLAUDE Société
Anonyme — FR.

43 Date de mise à la disposition du public
de la demande : 13.09.24 Bulletin 24/37.

45 Date de la mise à disposition du public du
certificat d'utilité : 07.03.25 Bulletin 25/10.

56 Les certificats d'utilité ne font pas l'objet d'un
rapport de recherche.

72 Inventeur(s) : MARTY Pascal, RAVENTOS Martin et
MADELAINE Laurette.

73 Titulaire(s) : L'AIR LIQUIDE, SOCIÉTÉ ANONYME
POUR L'ÉTUDE ET L'EXPLOITATION DES
PROCÉDES GEORGES CLAUDE Société Anonyme.

74 Mandataire(s) : L'Air Liquide, Société Anonyme pour
l'Étude et l'Exploitation des Procédés Georges Claude.

FR 3 146 514 - B3



Description

Titre de l'invention : Procédé et appareil de séparation par distillation cryogénique d'un mélange d'hydrogène, du propane et/ou du propylène et d'au moins un autre hydrocarbure

- [0001] La présente invention est relative à un procédé de séparation par distillation cryogénique d'un mélange d'hydrogène, du propane et/ou du propylène et d'au moins un autre hydrocarbure, en particulier d'un gaz résiduaire d'une déshydrogénation de propane.
- [0002] La déshydrogénation est une réaction chimique nécessitant souvent l'utilisation de catalyseurs, et dans des conditions de température et de pression définies, qui correspond à la perte d'atomes d'hydrogène. La fonction d'un procédé de déshydrogénation, lorsqu'il est utilisé dans le traitement des hydrocarbures, est de convertir les hydrocarbures paraffinés en leurs oléfines correspondantes.
- [0003] Ainsi, dans un procédé de déshydrogénation de propane (ou en acronyme anglais PDH (Propane DeHydrogenation)), le propane est converti en propylène:
- [0004] [Chem1] $C_3H_8 \rightarrow C_3H_6 + H_2$
- [0005] La déshydrogénation du propane (PDH) est une étape du procédé de production de propylène à partir de propane. Cette étape PDH est vitale pour l'industrie pétrochimique : le propylène est le deuxième produit de base le plus important pour l'industrie pétrochimique après l'éthylène. Le propylène est la matière première utilisée pour la fabrication de plastique polypropylène, un composant commun principalement utilisé dans les industries textile et automobile, pour la fabrication de films plastiques d'emballage ainsi que de nombreux autres produits.
- [0006] Le gaz résiduaire du réacteur où a lieu le procédé de déshydrogénation du propane contient de l'hydrogène, du propane et/ou du propylène ainsi que des hydrocarbures inférieurs, comme l'éthane, l'éthylène, le méthane ... Un procédé cryogénique est utilisé pour condenser les composants C3+ sous forme de produit en phase liquide. Le flux de vapeur résiduelle doit être exempt des composants C3 pour minimiser leurs pertes.
- [0007] Avant l'étape cryogénique, le gaz résiduaire est comprimé et séché pour éliminer l'eau et le CO₂, ce qui pourrait entraîner des problèmes de fonctionnement.
- [0008] Plusieurs brevets existants décrivent la séparation des hydrocarbures par cryogénie dans une série d'étapes de procédé comprenant le refroidissement, la séparation de phases et l'expansion. La réfrigération est généralement assurée par un échange de chaleur indirect par des produits légers détendus pour économiser l'énergie et la consommation d'énergie. En conséquence, les produits légers sont détendus pour fournir du froid et sont donc produits à basse pression. Lorsque le H₂ pur à haute

pression doit être valorisé à partir d'un tel schéma cryogénique, les produits légers détendus sont comprimés en amont de l'entrée d'un PSA par une machine dédiée.

- [0009] Il est souhaitable de réduire le coût de production global pour un procédé de séparation cryogénique et l'appareil utilisé pour mettre en œuvre le procédé lorsque H₂ contenu dans les produits légers doit être purifié dans un PSA et produit à haute pression.
- [0010] US6333445 décrit la détente des produits légers avec réduction de l'énergie consommée en utilisant les frigories du liquide d'alimentation.
- [0011] US2011041550 montre un autre schéma: l'unité de séparation de gaz reçoit le gaz résiduaire PDH, après refroidissement, compression et élimination du CO₂, et le divise en :
- propane et propylène qui sont acheminés vers la colonne de C₂ pour obtenir une grande pureté, puis le séparateur de C₃
 - produits légers (H₂ + CH₄ + C₂) qui sont partiellement recyclés du haut de dééthaniseur à l'entrée de l'unité de séparation de gaz.
- [0012] Les produits légers sont détendus dans deux turbines pour produire des frigories pour la condensation de C₃. Une réfrigération supplémentaire est fournie par l'unité de réfrigération à absorption d'ammoniac. Ce système de réfrigération est mis en œuvre lorsque la chaleur à niveau intermédiaire (150 °C) est disponible en excès, ce qui est le cas dans une unité PDH.
- [0013] Les inconvénients de ce procédé sont:
- l'hydrogène récupéré à basse pression
 - la recompression pour la purification du PSA n'est pas rentable.
 - de l'ammoniac est utilisé comme réfrigérant liquide dans les refroidisseurs autonomes.
- [0014] D'autres documents mettent en évidence l'utilisation de l'alimentation paraffinée liquide de l'unité de déshydrogénation (US6333445, US2018335254) ou d'un réfrigérant gazeux, généralement de l'azote, du méthane ou de l'air (US6266977) comme réfrigérant.
- [0015] La présente invention concerne un procédé de distillation cryogénique pour séparer un mélange gazeux contenant de l'hydrogène, du propane et/ou du propylène ainsi qu'au moins un hydrocarbure qui est l'éthane, l'éthylène ou le méthane.
- [0016] Le mélange gazeux peut provenir d'une unité de déhydrogénation de propane et peut être comprimé en amont de la séparation cryogénique. Il peut également être séché et/ou épuré en CO₂ en amont de la séparation cryogénique.
- [0017] La séparation produit un gaz enrichi en hydrogène à une pression élevée, supérieure à 15 bars. Ce gaz est de préférence envoyé à une unité d'adsorption pour produire un gaz riche en hydrogène.

- [0018] A la différence du schéma traditionnel, les frigories nécessaires pour le procédé ne sont pas fournies par détente des gaz enrichis en hydrogène, qui sont au contraire maintenus sous pression afin d'alimenter une unité par adsorption à bascule de pression (en anglais "Pressure Swing Adsorption » ou PSA).
- [0019] Les frigories sont fournies par deux boucles de réfrigération indépendantes :
- [0020] Une boucle dont le réfrigérant est l'ammoniac liquide
- [0021] Une boucle dont le réfrigérant est un réfrigérant mixte liquide
- [0022] Une seule colonne de distillation est utilisée pour extraire en cuve les C3+ et en tête les gaz enrichis en composant(s) léger(s). Les gaz sont partiellement condensés en au moins deux étapes en série à au moins deux températures différentes dans un ou plusieurs échangeurs de chaleur.
- [0023] Selon un objet de l'invention, il est prévu un procédé de séparation d'un mélange de gaz d'alimentation comprenant de l'hydrogène, du propane et/ou du propylène ainsi qu'un ou plusieurs hydrocarbures, par exemple du méthane et/ou de l'éthane et/ou de l'éthylène, lequel procédé comprend :
- a. Une étape de refroidissement du mélange de gaz d'alimentation dans un premier échangeur de chaleur multi-fluides pour produire un mélange de gaz d'alimentation refroidi
 - b. Une étape de distillation du mélange d'alimentation refroidi pour produire un gaz de tête enrichi en hydrogène appauvri en propane et/ou en propylène et un liquide appauvri en hydrogène enrichi en propane et/ou en propylène
 - c. Le gaz de tête est partiellement condensé par au moins une étape de refroidissement et de condensation partielle, sans avoir été détendu, formant un gaz enrichi en hydrogène à une pression de préférence d'au moins 15 bars et
 - d. du froid pour l'étape a) est assuré par échange de chaleur indirect dans le premier échangeur de chaleur multi-fluides par au moins un premier réfrigérant circulant en boucle fermée.
- [0024] Selon d'autres aspects facultatifs :
- le gaz de tête est partiellement condensé, sans avoir été détendu, dans le premier échangeur de chaleur pour former un fluide diphasique et le fluide diphasique est séparé dans un séparateur de phase, formant un gaz qui est partiellement condensé, sans avoir été détendu, dans un deuxième échangeur de chaleur pour former un fluide diphasique, qui est séparé pour former le gaz enrichi en hydrogène.
 - le fluide diphasique est séparé dans un deuxième séparateur de phases pour former le gaz enrichi en hydrogène.
 - du liquide du deuxième séparateur de phases est envoyé en tête de la colonne.
 - le liquide du deuxième séparateur est pressurisé dans une pompe en amont de

la colonne.

- le gaz enrichi en hydrogène est séparé par adsorption à bascule de pression pour former un gaz riche en hydrogène.
- le premier réfrigérant est un mélange d'au moins deux hydrocarbures qui apporte du froid au premier et éventuellement au deuxième échangeur de chaleur multi-fluides en y circulant en boucle fermée.
- le premier réfrigérant comprend au moins i) au moins 50% mol. composé d'éthane et/ou d'éthylène et ii) du propane et/ou du propylène.
- un deuxième réfrigérant fournit du froid au premier échangeur de chaleur et à la boucle fermée du premier réfrigérant.
- le premier et/ou le deuxième échangeur de chaleur est en acier inoxydable.
- la différence de température dans le deuxième échangeur de chaleur est supérieure à 20°C.
- le premier et/ou le deuxième réfrigérant ne contient pas d'eau.
- le deuxième réfrigérant est au moins partiellement composé d'ammoniac sous forme liquide.
- le débit d'alimentation contient entre 70 et 95% mol éthane et/ou éthylène et/ou entre 5 et 30% mol propane et/ou propylène.
- le liquide de cuve de la colonne est envoyé à un procédé de dééthanisation.
- du liquide du séparateur de phases est envoyé à la colonne à un niveau au moins un plateau théorique en dessous de la tête de la colonne.
- le gaz enrichi en hydrogène contient au moins 80% mol d'hydrogène
- le gaz enrichi en hydrogène et contenant au moins 80% mol d'hydrogène est envoyé directement à un liquéfacteur d'hydrogène, de préférence sans avoir été réchauffé à la température ambiante, voire de préférence sans avoir été réchauffé.
- le gaz enrichi en hydrogène a une concentration de préférence supérieure à 85% mol
- le gaz enrichi en hydrogène est envoyé au liquéfacteur à une température inférieure à -70°C, voire inférieure à -85°C

[0025] Selon un autre objet de l'invention, il est prévu un appareil de séparation d'un mélange de gaz d'alimentation comprenant de l'hydrogène, du propane et/ou du propylène ainsi qu'un ou plusieurs hydrocarbures, par exemple du méthane et/ou de l'éthane et/ou de l'éthylène, comprenant:

- a) un premier échangeur de chaleur multi-fluides pour refroidir du mélange de gaz d'alimentation pour produire un mélange de gaz d'alimentation refroidi
- b) une colonne de distillation pour réaliser une étape de distillation du mélange d'alimentation refroidi, la colonne étant reliée au premier échangeur

de chaleur pour envoyer le mélange de gaz d'alimentation refroidi du premier échangeur à la colonne et comprenant une conduite pour sortir un gaz de tête enrichi en hydrogène appauvri en propane et/ou en propylène de la colonne et une conduite pour sortir un liquide appauvri en hydrogène enrichi en propane et/ou en propylène de la colonne

- c) des moyens pour condenser partiellement le gaz de tête reliés à la tête de la colonne, sans que le gaz de tête passe par un moyen de détente, formant un gaz enrichi en hydrogène et
- d) une boucle fermée où circule au moins un premier réfrigérant relié au premier échangeur de chaleur pour fournir du froid au premier échangeur de chaleur multi-fluides.

[0026] Selon un autre objet de l'invention, il est prévu un appareil de séparation tel que décrit ci-dessus intégré à un liquéfacteur d'hydrogène et comprenant des moyens pour envoyer le gaz enrichi en hydrogène de l'appareil de séparation au liquéfacteur.

[0027] Selon un autre objet de l'invention, il est prévu un procédé de liquéfaction d'hydrogène alimenté par un gaz riche en hydrogène, contenant au moins 80% mol d'hydrogène, produit par séparation cryogénique d'un mélange de gaz d'alimentation comprenant de l'hydrogène, du propane et/ou du propylène ainsi qu'un ou plusieurs hydrocarbures.

[0028] De préférence le gaz riche en hydrogène est produit par séparation cryogénique à une température en dessous de 0°C et est envoyé à cette température à la liquéfaction.

[0029] L'invention sera décrite de manière plus détaillée en se référant aux figures :

[0030] [Fig.1] illustre un procédé selon l'invention et;

[0031] [Fig.2] illustre une variante du procédé selon l'invention.

[0032] Dans la [Fig.1], un gaz d'alimentation 101 contient de l'hydrogène, du propane et/ou du propylène ainsi qu'au moins un hydrocarbure qui est l'éthane. Le gaz peut également contenir de l'éthylène et/ou du méthane.

[0033] Le gaz 101 at [10bar; 70bar] est refroidi depuis la température ambiante jusqu'à [0°C;-20°C] dans un premier échangeur de chaleur HEX2 indirect en acier inoxydable formant un fluide 102. Partiellement condensé, le flux 102 entre dans un séparateur de phases D1010 et la vapeur 104 du séparateur est acheminée vers la cuve d'une colonne de distillation T101 tandis que le liquide 103 du séparateur est collecté et envoyé à la dééthanisation. Dans la partie inférieure de la colonne de distillation T101, un liquide de cuve est produit qui est enrichi en propane et/ou propylène, en au moins un composant plus lourd que le propane si présent et qui contient une partie de C2 qui peut être enlevée par la dééthanisation. Le liquide de cuve 105 est produit à [0 ° C; - 200 ° C]. Le produit gazeux 106, enrichi en hydrogène, sort en tête de la colonne T101, est refroidi jusqu'à [-20 ° C; -55 ° C] dans le premier échangeur de chaleur indirect

HEX2 pour le condenser partiellement. Le débit partiellement condensé est envoyé à un premier séparateur de phases D102 dont le liquide 108 est renvoyé vers la colonne T101 à un niveau de quelques plateaux théoriques en dessous de la tête de la colonne, et pompé si nécessaire par la pompe P101. La vapeur 109 provenant du séparateur de phases D102 est davantage refroidie dans un deuxième échangeur de chaleur multi-fluide HEX1, qui peut être en aluminium car aucun composant corrosif n'est présent. Le fluide diphasique 110 ainsi formé est envoyé à un autre séparateur de phases D103 produisant une phase liquide 111 et un gaz 113 enrichi en hydrogène. Refroidie à [-70; -95]°C et partiellement condensée, la phase liquide 111 est envoyée en tête de la colonne T101, au-dessus du point d'arrivée du liquide 108, tandis que la vapeur 113, exempte de C3 +, enrichie en hydrogène, est utilisée comme source froide aussi bien dans le deuxième échangeur de chaleur multi-fluides dit «froid» HEX1 que dans le premier échangeur de chaleur multi-fluides dit «chaud» HEX2 où elle se réchauffe. La vapeur réchauffée dans les échangeurs HEX1, HEX2 forme le gaz 115, 116 à au moins 15 bars et est envoyée à une unité PSA sans aucune compression nécessaire.

[0034] L'unité PSA sépare le gaz 116 par adsorption à bascule de pression produisant un débit riche en hydrogène 118 et un débit appauvri en hydrogène 117.

[0035] Une partie du froid est fournie par un flux d'ammoniac liquide, produit par adsorption dans l'eau en cycle fermé. Ce processus demande beaucoup de chaleur et utilise la chaleur résiduelle du processus PDH. La teneur en eau est faible mais importante, ce qui la rend incompatible avec l'aluminium pour les problèmes de corrosion. Dans ce schéma particulier, l'ammoniac assure la réfrigération à deux niveaux de température [-30 ° C; -60 ° C] (LLP NH3) et [-5 ° C; -20 ° C] (LP NH3).

[0036] Le reste du froid est fourni par un réfrigérant mixte à base d'hydrocarbures avec la composition typique suivante; % mol C2 [70; 95], % mol C3 avec une pression de cycle de [5 bars; 30bars]. Le réfrigérant mixte comprend au moins deux hydrocarbures dont i) au moins 50% mol. composé d'éthane et/ou d'éthylène et ii) du propane et/ou du propylène.

[0037] Après avoir été comprimé en K201 à plusieurs bars [5bar; 30bar], le MR 201 est condensé par l'air E201 et l'ammoniac E202 / E203 pour former le MR 204 qui est sous-refroidi dans l'échangeur de chaleur HEX1. Sous-refroidi à [-70 ° C; -95 ° C], le MR 205 est détendu dans une vanne à [1; 5atm] pour former le fluide 206 biphasique. Le fluide 206 est séparé dans un séparateur de phases D201 pour produire un gaz 209 et un liquide 207. Le liquide 207 fournit du froid dans le premier échangeur de chaleur HEX1 où il se vaporise. Le liquide vaporisé 208 est mélangé à la vapeur 209, le flux formé en mélangeant 208 et 209 est divisé en deux et en partie chauffé dans le deuxième échangeur de chaleur HEX2 avant compression pour éviter les soucis matériels d'équipement formant le gaz 211. Le gaz réchauffé 211 et le reste du flux

208+209 sont mélangés pour alimenter le compresseur de cycle MR K201.

- [0038] Les premier et deuxième échangeurs de chaleur HEX1 et HEX2 peuvent constituer un seul échangeur de chaleur multi-fluides en acier inoxydable, intégrant ou non les refroidisseurs E202 / E203 utilisés pour la condensation MR.
- [0039] Les premier et deuxième échangeurs de chaleur HEX1 et HEX2 peuvent constituer un seul échangeur de chaleur multi-fluides en aluminium, intégrant ou non les refroidisseurs E202 / E203 utilisés pour la condensation MR si le réfrigérant ammoniac est séché. L'ammoniac humide peut être séché par adsorption sur phase gazeuse ou liquide par adsorption à variation de température. Plusieurs gaz secs sont disponibles sur le plan pour permettre la régénération des lits.
- [0040] Alors que dans la [Fig.1] tout le gaz 113, 114, 115 est envoyé au PSA, dans la [Fig.2], une partie 119 du gaz 114 est détendue dans une turbine K101 formant le gaz détendu 120 qui est envoyé réchauffé dans les échangeurs HEX2, HEX1 pour servir de carburant.
- [0041] Dans les deux cas, l'hydrogène 113 peut avoir une concentration d'au moins 80% mol d'hydrogène, de préférence supérieure à 85% mol et se trouver à une température inférieure à -70°C, voire inférieure à -85°C, auquel cas il est intéressant de l'envoyer directement à un liquéfacteur d'hydrogène, de préférence sans le réchauffer et sans passer par le PSA. Dans ce cas, il faut prévoir une étape d'épuration en amont du liquéfacteur pour enlever les impuretés capables de se geler dans le liquéfacteur, qui peuvent être au moins une des impuretés suivantes : air ou dioxyde de carbone venant des fuites, azote, ammoniac,
- [0042] Dans ce cas, il est possible d'opérer le procédé avec moins de réfrigération, par exemple en éliminant au moins un cycle de réfrigération.
- [0043] Au moins une partie de la réfrigération pour les procédés décrits peut provenir de :
- Au moins un cycle de réfrigération à absorption (sous vide ou pas) et/ou
 - Au moins un SCR et/ou
 - Au moins un MCR.
- [0044] Un échangeur de chaleur multi-fluide en acier inoxydable permet également un grand écart de température pour la configuration ($\Delta T > 20^\circ\text{C}$) pour l'échangeur HEX2 et/ou HEX1.
- [0045] Le réfrigérant mixte 208, 209, 211 des exemples est hydrocarboné. Il contient au moins deux hydrocarbures. L'un d'eux est l'éthane et/ou l'éthylène avec %mol>50. Le deuxième hydrocarbure est le propène et/ou le propylène. Le réfrigérant mixte hydrocarboné permet d'atteindre le niveau de condensation le plus bas ($T^\circ < -40^\circ\text{C}$). Le réfrigérant mixte est condensé par le premier fluide frigorigène (ammoniac), puis sous-refroidi avant d'être détendu. La pression de sortie du compresseur K101 P_{comp} est [5;30bar] pour un réfrigérant mixte avec %molC2 [60;95], %molC3 [5;40].

Revendications

- [Revendication 1] Procédé de séparation d'un mélange de gaz d'alimentation comprenant de l'hydrogène, du propane et/ou du propylène ainsi qu'un ou plusieurs hydrocarbures, par exemple du méthane et/ou de l'éthane et/ou de l'éthylène, lequel procédé comprend:
- a. Une étape de refroidissement du mélange (101) de gaz d'alimentation dans un premier échangeur de chaleur multi-fluides (HEX 2) pour produire un mélange de gaz d'alimentation refroidi (102)
 - b. Une étape de distillation (T101) du mélange d'alimentation refroidi pour produire un gaz de tête (106) enrichi en hydrogène appauvri en propane et/ou en propylène et un liquide (103, 105) appauvri en hydrogène enrichi en propane et/ou en propylène
 - c. Le gaz de tête est partiellement condensé par au moins une étape de refroidissement et de condensation partielle, sans avoir été détendu, formant un gaz (113, 114, 115) enrichi en hydrogène à une pression de préférence d'au moins 15 bars et
 - d. du froid pour l'étape a) est assuré par échange de chaleur indirect dans le premier échangeur de chaleur multi-fluides par au moins un premier réfrigérant circulant en boucle fermée (211, K201, 204, 208, 209):
- [Revendication 2] Procédé selon la revendication 1 dans lequel le gaz de tête (106) est partiellement condensé, sans avoir été détendu, dans le premier échangeur de chaleur (HEX 2) pour former un fluide diphasique (107) et le fluide diphasique est séparé dans un séparateur de phase (D102), formant un gaz (109) qui est partiellement condensé (110), sans avoir été détendu, dans un deuxième échangeur de chaleur (HEX 1) pour former un fluide diphasique, qui est séparé pour former le gaz enrichi en hydrogène (113, 114, 115).
- [Revendication 3] Procédé selon la revendication 2 dans lequel le fluide diphasique est séparé dans un deuxième séparateur de phases (D103) pour former le gaz enrichi en hydrogène (113, 114, 115).
- [Revendication 4] Procédé selon la revendication 3 dans lequel du liquide (111) du deuxième séparateur de phases (D103) est envoyé en tête de la colonne

- (T101).
- [Revendication 5] Procédé selon la revendication 3 ou 4 dans lequel le liquide (111) du deuxième séparateur (D103) est pressurisé dans une pompe (P102) en amont de la colonne (T101).
- [Revendication 6] Procédé selon l'une des revendications 1 à 5 dans lequel le gaz enrichi en hydrogène (113, 114, 115) est séparé par adsorption à bascule de pression (PSA) pour former un gaz riche en hydrogène (118).
- [Revendication 7] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le premier réfrigérant (211, 208, 209) est un mélange d'au moins deux hydrocarbures qui apporte du froid au premier et éventuellement au deuxième échangeur de chaleur multi-fluides (HEX2, HEX1) en y circulant en boucle fermée.
- [Revendication 8] Procédé selon la revendication 7 dans lequel le premier réfrigérant (208, 209, 211) comprend au moins i) au moins 50% mol. composé d'éthane et/ou d'éthylène et ii) du propane et/ou du propylène.
- [Revendication 9] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel un deuxième réfrigérant fournit du froid au premier échangeur de chaleur (HEX2) et à la boucle fermée du premier réfrigérant (208, 209, 211).
- [Revendication 10] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le premier et/ou le deuxième échangeur de chaleur (HEX2, HEX1) est en acier inoxydable.
- [Revendication 11] Procédé selon la revendication 2 ou une revendication dépendante de la revendication 2 dans lequel la différence de température dans le deuxième échangeur de chaleur (HEX1) est supérieure à 20°C.
- [Revendication 12] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le premier et/ou le deuxième réfrigérant (208, 209, 211) ne contient pas d'eau.
- [Revendication 13] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le deuxième réfrigérant est au moins partiellement composé d'ammoniac sous forme liquide.
- [Revendication 14] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le débit d'alimentation (101) contient entre 70 et 95% mol éthane et/ou éthylène et/ou entre 5 et 30% mol propane et/ou propylène.
- [Revendication 15] Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le liquide de cuve (105) de la colonne (T101) est envoyé à un procédé de dééthanisation.
- [Revendication 16] Procédé selon la revendication 2 ou d'une revendication dépendante de la revendication 2 dans lequel du liquide (108) du séparateur de phases

(D102) est envoyé à la colonne (T101) à un niveau au moins un plateau théorique en dessous de la tête de la colonne.

[Revendication 17]

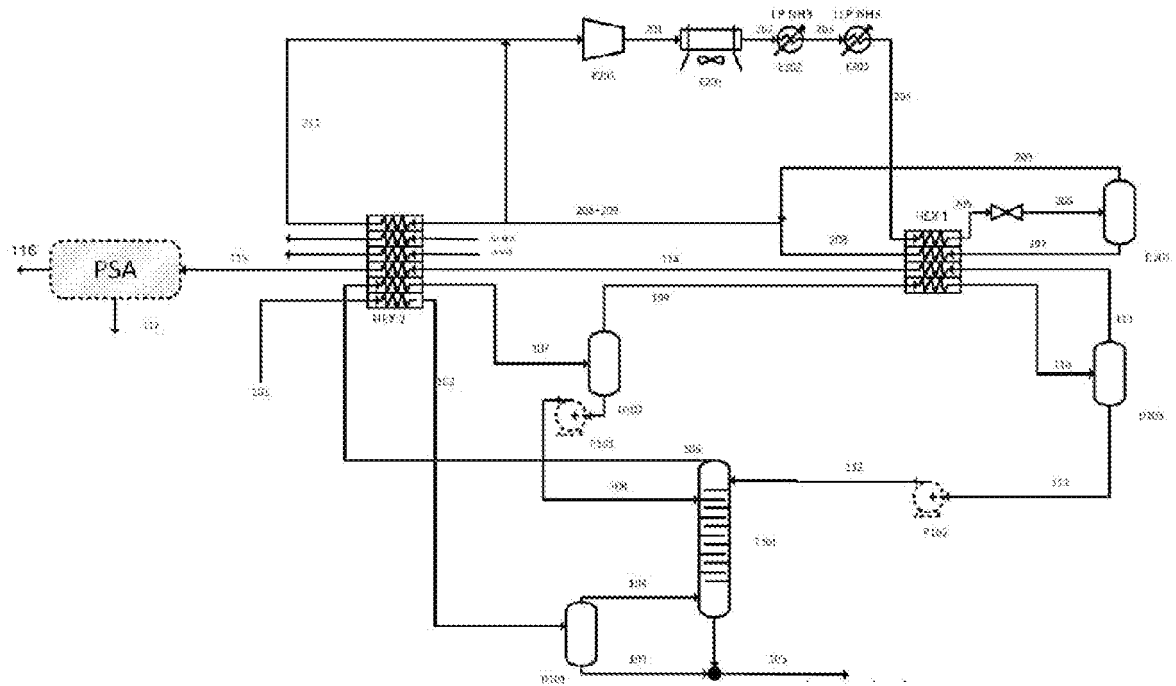
Procédé selon l'une des revendications précédentes dans lequel le gaz enrichi en hydrogène (113, 114, 115) contient de préférence au moins 80% mol d'hydrogène et est envoyé directement à un liquéfacteur d'hydrogène, de préférence sans avoir été réchauffé à la température ambiante.

[Revendication 18]

Appareil de séparation d'un mélange de gaz d'alimentation (101) comprenant de l'hydrogène, du propane et/ou du propylène ainsi qu'un ou plusieurs hydrocarbures, par exemple du méthane et/ou de l'éthane et/ou de l'éthylène, comprenant:

- a. un premier échangeur de chaleur multi-fluides (HEX 2) pour refroidir du mélange de gaz d'alimentation pour produire un mélange de gaz d'alimentation refroidi (102)
- b. une colonne de distillation (T101) pour réaliser une étape de distillation du mélange d'alimentation refroidi, la colonne étant reliée au premier échangeur de chaleur pour envoyer le mélange de gaz d'alimentation refroidi du premier échangeur à la colonne et comprenant une conduite pour sortir un gaz de tête (106) enrichi en hydrogène appauvri en propane et/ou en propylène de la colonne et une conduite (105) pour sortir un liquide appauvri en hydrogène enrichi en propane et/ou en propylène de la colonne
- c. des moyens (HEX2, HEX1) pour condenser partiellement le gaz de tête reliés à la tête de la colonne, sans que le gaz de tête passe par un moyen de détente, formant un gaz enrichi en hydrogène (113) et
- d. une boucle fermée où circule au moins un premier réfrigérant (208, 209, 211) relié au premier échangeur de chaleur pour fournir du froid au premier échangeur de chaleur multi-fluides.

[Fig. 1]



[Fig. 2]

