



- (51) Classification internationale des brevets :
F25J 1/00 (2006.01) F25J 1/02 (2006.01)
- (21) Numéro de la demande internationale :
PCT/FR2016/053524
- (22) Date de dépôt international :
16 décembre 2016 (16.12.2016)
- (25) Langue de dépôt : français
- (26) Langue de publication : français
- (30) Données relatives à la priorité :
1562712 17 décembre 2015 (17.12.2015) FR
1650633 26 janvier 2016 (26.01.2016) FR
- (71) Déposant : ENGIE [FR/FR]; 1 Place Samuel de Champlain, 92400 Courbevoie (FR).
- (72) Inventeurs : BENOIT, Laurent; 136 rue Championnet, 75018 Paris (FR). FAURE-BRAC, Denis; 5 rue François Jacob, 92500 Rueil Malmaison (FR). TORRES-MAN-SILLA, Anna; 8 rue Masseran, 75007 Paris (FR). DROUET, Emeline; 14 rue Envierges, 75020 Paris (FR).
- (74) Mandataire : NOVAGRAAF TECHNOLOGIES; 2 rue Sarah Bernhardt, CS90017, 92665 Asnières-sur-Seine Cedex (FR).

(81) États désignés (sauf indication contraire, pour tout titre de protection nationale disponible) : AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BN, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DJ, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IR, IS, JP, KE, KG, KH, KN, KP, KR, KW, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PA, PE, PG, PH, PL, PT, QA, RO, RS, RU, RW, SA, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

(84) États désignés (sauf indication contraire, pour tout titre de protection régionale disponible) : ARIPO (BW, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SD, SL, ST, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), eurasien (AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ, TM), européen (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Publiée :

— avec rapport de recherche internationale (Art. 21(3))

[Suite sur la page suivante]

(54) Title : HYBRID METHOD FOR LIQUEFYING A FUEL GAS AND FACILITY FOR IMPLEMENTING SAME

(54) Titre : PROCEDE HYBRIDE DE LIQUEFACTION D'UN GAZ COMBUSTIBLE ET INSTALLATION POUR SA MISE EN ŒUVRE

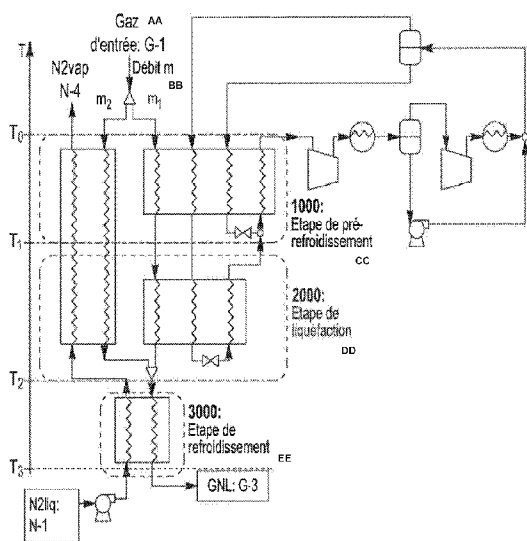


FIG. 1

AA Inlet gas
BB Flow rate m
CC Pre-cooling step
DD Liquefaction step
EE Cooling step

(57) Abstract : The present invention relates to a method for liquefying a methane-based fuel gas, which comprises a pre-cooling and liquefaction phase, in which fuel gas is cooled and liquefied between ambient temperature T_0 and a temperature T_2 at least as low as the bubble-point temperature of the gas by exchange of heat with a main flow of refrigerant mixture circulating countercurrent-wise with respect to the gas in a first heat exchanger, and a sub-cooling phase in which the liquefied gas is sub-cooled from the temperature T_2 down to a sub-cooling temperature T_3 , by exchange of heat with a flow of initially liquid gaseous nitrogen circulating in a third open circuit, countercurrent-wise with respect to the flow of fuel gas. The present invention also relates to a liquefaction facility for implementing the method according to the invention.

(57) Abrégé : La présente invention concerne un procédé de liquéfaction d'un gaz combustible à base de méthane, qui comprend une phase de pré-refroidissement et de liquéfaction, où le gaz combustible est refroidi et liquéfié entre la température ambiante T_0 et une température T_2 au moins aussi basse que la température bulle du gaz par échange thermique avec un flux principal de mélange réfrigérant circulant à contre-courant du gaz dans un premier échangeur thermique, et une phase de sous-refroidissement où le gaz liquéfié est sous-refroidi de la température T_2 jusqu'à une température T_3 de sous-refroidissement, par échange thermique avec un flux d'azote gazeux initialement liquide et circulant, dans un troisième circuit ouvert, à contre-courant du flux de gaz combustible. La présente invention concerne également une installation de liquéfaction pour la mise en œuvre du procédé selon l'invention.



-
- avant l'expiration du délai prévu pour la modification des revendications, sera republiée si des modifications sont reçues (règle 48.2.h))

**PROCEDE HYBRIDE DE LIQUEFACTION D'UN GAZ COMBUSTIBLE
ET INSTALLATION POUR SA MISE EN ŒUVRE**

La présente invention se rapporte de manière
5 générale à un procédé et une installation de liquéfaction
d'un gaz combustible à forte teneur en méthane.

Le problème global que cherche à résoudre la
présente invention est de liquéfier du gaz à forte teneur
en méthane (au moins 80% molaire), typiquement du gaz
10 naturel issu du réseau gazier de transport ou de
distribution, du biométhane ou encore des évaporations de
gaz naturel liquéfié (usuellement désigné par l'acronyme
GNL).

Pour cela, on cherche à réduire les coûts de mise en
15 œuvre du processus de liquéfaction du gaz combustible
(par exemple en réduisant le nombre d'équipements
impliqués dans le processus et leur taille), tout en
conservant des coûts opérationnels modérés (notamment en
termes de consommables).

20 Pour résoudre un tel problème, il est connu de
l'homme de l'art différentes solutions, que l'on peut
regrouper en trois catégories :

1. les procédés à cycle fermé avec changement
de phase du réfrigérant, ce dernier pouvant
25 être un corps pur ou un mélange réfrigérant
afin d'améliorer l'efficacité. On les utilise
principalement pour une production de GNL à
grande échelle (dite "baseload"), soit
plusieurs dizaines à plusieurs centaines de
30 tonnes/heure (t/h) de GNL produit, en station
fixe. il s'agit notamment des procédés

- industriels suivants : le procédé TEALARC de Technip et Air Liquide, les procédés de l'APCI et notamment le C3-MR et l'APX, le procédé à cascade optimisée (en anglais « *optimized cascade* ») de Conoco Phillips, le procédé MFC de Statoil-Linde, les procédés de Linde, le procédé PRICO de Black and Veatch, et le procédé OSMR de LNG limited. Toutefois, ce type de procédés est désormais aussi proposé à plus petite échelle (c'est-à-dire des procédés produisant seulement quelques dizaines voire quelques tonnes/heure (t/h) de de GNL produit. C'est notamment le cas pour les procédés industriels suivants : le procédé BOC du groupe industriel Linde) pour la liquéfaction du biogaz, les procédés SCMR et PCMR de Kryopak, le procédé MRC de GTI, le procédé NewMR de Waertsila, le procédé SGTS pour la liquéfaction du biogaz, le procédé d'Erié pour la liquéfaction du biogaz, et enfin le procédé MiniLNG de SINTEF pour la liquéfaction des évaporations de GNL ;
2. les procédés à cycle fermé de Brayton ou à détente, c'est à dire sans changement de phase mais avec détente du réfrigérant pour créer le froid. En raison de leur simplicité technique, ces procédés sont utilisés :
- soit pour des productions de GNL de petite capacité. C'est le cas notamment pour le procédé d'Air Liquide pour la liquéfaction du biogaz, le procédé EXP de Kryopak, le procédé de Cryostar proposé à la fois pour

la liquéfaction du biogaz et des évaporations de GNL ;

- soit pour des situations techniquement difficiles où simplicité et robustesse l'emportent sur la performance énergétique (production « *offshore* » notamment, ou pour la reliquéfaction des évaporations de GNL). C'est le cas notamment pour le procédé de Mustang, le procédé APX d'APCI, le procédé à plusieurs étapes de détente de SAIPEM et le procédé ZR-LNG de Gasconsult ;

3. les procédés à cycle ouvert, dans lequel le froid n'est pas créé mais apporté par un médium extérieur, typiquement de l'azote liquide, et où la liquéfaction du gaz naturel résulte d'un simple échange de chaleur (direct) avec le médium de froid qui se vaporise. Ce type de procédé est généralement utilisé en laboratoire ou pour des applications très ponctuelles ne nécessitant que très peu de performance et beaucoup de simplicité. C'est le cas notamment pour le procédé de Chart utilisant de l'azote liquide comme réfrigérant, actuellement utilisé en Asie du Sud-Est (notamment en Indonésie), et pour le procédé direct d'Hamworthy-Wärtsilä actuellement mis en œuvre dans la petite installation de liquéfaction de Sköldvik en Finlande (construite en 2010), produisant 55 tonnes par jour de GNL.

Toutefois, ces dispositifs connus de l'art antérieur présentent de nombreux inconvénients. Ainsi, les procédés

à cycle fermé complet avec changement de phase du réfrigérant présentent les inconvénients suivants :

- des coûts de développement ou de fourniture des pièces non-consommables (couts généralement désignés par l'acronyme CAPEX) élevés, en raison du nombre élevé d'équipements et de la complexité que de tels procédés nécessitent,
- il en est de même pour les couts d'exploitation (généralement désignés par l'acronyme OPEX),
- la complexité de tels procédés et les risques encourus (le réfrigérant est généralement inflammable),
- la taille et l'encombrement importants des équipements pour la mise en œuvre de tels procédés, qui les rendent difficilement compacts : en effet, en plus du fluide à refroidir (typiquement du gaz naturel), le procédé doit intégrer une grande quantité de fluides de refroidissement dans des cycles intermédiaires pour obtenir le refroidissement souhaité (au final, le débit massique total des mélanges réfrigérants utilisé étant d'environ 8 fois celui du fluide à refroidir), et
- les émissions de CO₂ liés à la consommation de gaz lorsque celui-ci est utilisé pour l'appoint en énergie du procédé.

Par ailleurs, les procédés à cycle fermé complet de Brayton ou à détente présente également des inconvénients, en partie identique avec ceux mentionnés ci-dessus pour les procédé avec changement de phase :

- des coûts élevés de développement ou de

fourniture des pièces non-consommables (couts CAPEX) et des couts élevés d'exploitation (couts OPEX),

- une performance énergétique faible, en d'autres termes une consommation d'énergie importante,
- la taille et l'encombrement importants des équipements pour la mise en œuvre de tels procédés, qui les rendent difficilement compacts : ici également, en plus du fluide à refroidir (typiquement d gaz naturel), le procédé doit intégrer une grande quantité de fluides de refroidissement dans des cycles intermédiaires pour obtenir le refroidissement souhaité. Compte-tenu de l'absence d'évaporation, la quantité de réfrigérant est encore plus grande que dans le cas précédent (relatif aux procédés à cycle fermé complet avec changement de phase du réfrigérant), le débit massique de réfrigérant équivaut cette fois à plusieurs dizaines de fois le débit massique de fluide à refroidir.
- les émissions CO₂ liées à la consommation de gaz lorsque celui-ci est utilisé pour l'appoint en énergie du procédé.

Enfin, les procédés à cycle ouvert présentent des inconvénients liés principalement à leur rusticité, et cout d'approvisionnement du réfrigérant (qui est consommé du fait du cycle ouvert).

Le but de la présente invention vise donc à pallier tout ou partie des inconvénients de l'art antérieur, par la mise en place d'un procédé hybride en ce sens qu'il est partiellement fermé et dans lequel :

- d'une part, on réalise, à l'aide d'un cycle fermé

5 à mélange réfrigérant, le refroidissement du gaz d'entrée sur une plage de température allant de la température ambiante à une température au moins aussi basse que la température bulle du gaz, qui est d'environ -130°C selon les configurations spécifiques de pression et de composition précise du gaz en entrée de liquéfaction,

10 • d'autre part, on réalise, à l'aide d'un cycle ouvert à l'azote liquide, le sous-refroidissement final du gaz d'entrée (une fois liquéfié) sur une plage de température allant d'une température au moins aussi basse que la température bulle du jusqu'à une température de sous-refroidissement
15 qui est d'environ -155°C selon les configurations spécifiques de pression et de composition précise du gaz en entrée de liquéfaction ainsi que de la pression de stockage GNL .

Plus particulièrement, la présente invention a
20 donc pour objet un procédé de liquéfaction d'un gaz combustible comprenant majoritairement du méthane, dans lequel le gaz combustible circule dans un circuit primaire ouvert depuis une source de gaz combustible vers un réservoir pour gaz liquéfié, tandis qu'un mélange
25 réfrigérant circule dans un circuit secondaire fermé, le procédé comprenant les phases suivantes :

- une phase de pré-refroidissement et de liquéfaction, au cours de laquelle le gaz combustible de débit initial m est refroidi et liquéfié entre la
30 température ambiante T_0 et une température T_2 au moins aussi basse que la température bulle du gaz, cette phase étant réalisée par échange thermique avec

un flux principal de mélange réfrigérant circulant à contre-courant du flux de gaz combustible dans au moins un premier échangeur thermique ; et

5 - une phase de sous-refroidissement au cours de laquelle le gaz combustible liquéfié est sous-refroidi de la température T_2 jusqu'à une température T_3 de sous-refroidissement, cette phase de sous-refroidissement étant réalisée dans un échangeur thermique de sous-refroidissement ;

10 ledit procédé étant caractérisé en ce que la phase de sous-refroidissement est réalisée par échange thermique avec un flux d'azote gazeux initialement complètement liquide provenant du réservoir d'azote liquide et circulant, dans un troisième circuit ouvert, à contre-
15 courant du flux de gaz combustible.

Par échangeur thermique, on entend, au sens de la présente invention, soit un échangeur physiquement séparé de la ligne d'échange thermique principale, soit un sous-ensemble ou une partie d'une zone d'échange thermique
20 unique intégrant la totalité de la ligne d'échange thermique de la phase considérée.

Par ligne d'échange thermique, on entend, au sens de la présente invention, la succession de fluides échangeant de la chaleur entre eux dans la phase
25 considérée.

Par exemple, on peut considérer que le premier échangeur thermique fait partie d'une première zone d'échange thermique où se déroule la phase de refroidissement.

30 Par azote, on entend, au sens de la présente invention, un fluide comportant au moins 97% molaire d'azote.

De manière avantageuse, on pourra distribuer, le gaz combustible à la sortie de la source de gaz, en deux sous-flux de débits respectifs m_1 et $m_2=m-m_1$. Puis, on pourra injecter :

- 5 • d'une part le sous-flux de gaz combustible de débit m_1 dans l premier échangeur thermique, pour le liquéfier et le refroidir par échange thermique avec le flux principal de mélange réfrigérant circulant à contre-courant du flux de gaz
- 10 combustible ; et
- d'autre part le sous-flux de gaz combustible de débit m_2 dans un e échangeur thermique annexe, pour le liquéfier et le refroidir par échange thermique avec le flux d'azote complètement vaporisé sortant
- 15 de l'échangeur thermique de sous-refroidissement.

De préférence, le débit m_1 du sous-flux de gaz combustible injecté dans le premier échangeur thermique peut représenter au moins 80% et de préférence de l'ordre de 95% du débit initial m de gaz combustible à la sortie

20 de la source de gaz.

De manière avantageuse, la phase de pré-refroidissement et de liquéfaction peut comprendre les étapes complémentaires suivantes :

- 25 - le pré-refroidissement du gaz combustible de la température ambiante T_0 jusqu'à une température T_1 égale à la température de rosée du gaz combustible (avec une marge de variation de plus ou moins 10°C autour de cette température de rosée selon la composition du gaz combustible), cette phase de
- 30 pré-refroidissement étant réalisée, dans le premier échangeur thermique, par échange thermique avec le

flux principal de mélange réfrigérant circulant à contre-courant du flux de gaz combustible ;

- 5 - la liquéfaction du gaz combustible de la température T_1 à la température T_2 , cette phase de liquéfaction étant réalisée par échange thermique avec une fraction du mélange réfrigérant circulant à contre-courant du flux de gaz combustible, dans un échangeur thermique de liquéfaction disposé en cascade entre le premier échangeur thermique et
- 10 l'échangeur thermique de sous-refroidissement.

Selon un mode de réalisation avantageux, le procédé selon l'invention comprend en outre les étapes suivantes :

- 15 - on comprime, dans un premier compresseur, le flux principal de mélange réfrigérant à la sortie du premier échangeur thermique, et on le refroidit dans un premier dispositif de post-refroidissement ; puis
- 20 - on sépare le flux principal de mélange réfrigérant comprimé et refroidi en fractions légère et lourde dans un séparateur de phase ; puis
- 25 - on injecte, dans le premier échangeur thermique, la fraction lourde issue du premier séparateur de phase, en la faisant circuler à contre-courant du flux de réfrigérant principal, puis en la réunissant au flux principal de mélange réfrigérant à la sortie du premier échangeur thermique ;
- 30 - tandis qu'on injecte, successivement dans le premier échangeur thermique et l'échangeur thermique de liquéfaction la fraction légère, en la faisant circuler à contrecourant du flux réfrigérant dans les premier et deuxième échangeur,

avec une étape intermédiaire en sortie d'échangeur où la fraction légère est réunie à la fraction lourde pour former le flux principal de mélange réfrigérant.

5 Dans ce mode de réalisation avantageux, on réalisera de préférence une étape supplémentaire dans laquelle à la sortie du premier dispositif de post-refroidissement, on sépare, dans un deuxième séparateur de phase, le flux principal de mélange réfrigérant en fractions vapeur et
10 liquide, afin de pouvoir monter en pression chaque fraction, avec l'équipement adapté.

Dans ce mode de réalisation avantageux, le procédé selon l'invention pourra de préférence comprendre les étapes supplémentaires suivantes :

- 15 - la fraction initialement vapeur est comprimée et refroidie à l'ambiante (et peut alors contenir une fraction de liquide),
- ladite fraction comprimée et refroidie est réunie à la fraction purement liquide qui a été comprimée à
20 la même pression que la fraction initialement vapeur ;
- la réunion produit le mélange réfrigérant qui est diphasique et à haute pression ;
- le mélange réfrigérant est ensuite séparé dans le
25 ballon séparateur en une fraction légère purement vapeur et une fraction lourde purement liquide.

De manière avantageuse, le gaz à liquéfier pourra avantageusement contenir du méthane en une proportion molaire d'au moins 80%. Dans ce cas, pour un tel gaz à
30 liquéfier, la température T_2 sera comprise entre -140°C et -110°C , et la température T_3 de sous-refroidissement

du gaz combustible liquéfié sera comprise entre -140°C et -170°C .

Il est à noter que les aspects liés au prétraitement du gaz à liquéfier ne sont pas pris en compte dans le
5 procédé selon l'invention. Des solutions standard d'épuration du gaz peuvent donc également être envisagées en amont de la phase de pré-refroidissement et de liquéfaction, telles que des techniques de lavage aux amines, d'épuration membranaire ou encore le recours à
10 des systèmes à base de tamis moléculaires.

Le procédé selon l'invention permet donc d'alléger fortement la phase de pré-refroidissement et de liquéfaction (se déroulant en cycle fermé avec mélange réfrigérant) puisque que par rapport à un cycle fermé
15 standard, il ne s'agit plus ici de refroidir directement un gaz jusqu'à sa température de sous-refroidissement (soit environ -155°C) mais seulement jusqu'à une température T_2 au moins aussi basse que la température bulle du gaz (soit environ -130°C). Cela réduit notamment
20 de 40% environ sa consommation d'énergie mécanique et l'encombrement de la ligne de compression (et de refroidissement à l'ambiante). Le procédé selon l'invention, par rapport à un procédé ne mettant en œuvre qu'un cycle à l'azote liquide, consomme environ 5 fois
25 moins d'azote liquide (puisque que le pouvoir frigorifique apporté par celui-ci est principalement utilisé pour le seul sous-refroidissement).

Par ailleurs, on observe une flexibilité accrue d'opérabilité du procédé de l'invention, se traduisant
30 par un gain d'environ 5% de flexibilité de production de gaz naturel liquéfié (GNL) en utilisant le reliquat de froid issu du flux d'azote vaporisé en sortie de sous-

refroidissement pour liquéfier une partie du gaz d'entrée (en l'occurrence 5% environ). En outre, la flexibilité opérationnelle est accrue par rapport aux autres procédés car le recours à l'azote liquide peut aider à pallier les
5 fluctuations de performance du cycle secondaire fermé.

Enfin, la simplicité du procédé et donc son utilisation sont augmentées du fait de la réduction du nombre d'équipements complexes (typiquement compresseurs et « post-refroidisseurs associés ») par rapport à un
10 cycle fermé standard. En outre, le procédé selon l'invention est moins sensible aux conditions environnementales.

La présente invention a encore pour objet une installation de liquéfaction d'un gaz pour la mise en
15 œuvre du procédé selon l'invention, ladite installation comprenant un circuit primaire relié à une source de gaz combustible et à un réservoir pour gaz liquéfié, et un circuit secondaire fermé dans lequel circule un mélange réfrigérant, l'installation comprenant en outre au moins
20 un premier échangeur thermique et au moins un échangeur thermique de sous-refroidissement disposés en cascade pour refroidir et liquéfier le gaz circulant dans le circuit primaire, le premier échangeur thermique étant traversé par les circuits primaire et secondaire disposés
25 de manière que le gaz combustible et le mélange réfrigérant y circulent toujours à contre-courant,

l'installation étant caractérisée en ce qu'elle comporte en outre un circuit tertiaire ouvert dans lequel circule un flux d'azote initialement complètement liquide
30 provenant d'un réservoir d'azote liquide, le deuxième échangeur thermique étant traversé par le circuit

tertiaire de manière que le flux d'azote et le gaz combustible y circulent à contre-courant.

De manière avantageuse, l'installation selon l'invention pourra comprendre en outre un échangeur thermique annexe, dans lequel on injecte une fraction m_2 du gaz combustible, pour le liquéfier et le refroidir par échange thermique avec le flux d'azote complètement vaporisé sortant de l'échangeur thermique de sous-refroidissement.

10 L'installation selon l'invention présente l'avantage d'être plus compacte que les installations à cycle fermé connues de l'art antérieur grâce à la réduction du circuit secondaire fermé.

Par ailleurs, il n'est pas nécessaire d'arrêter complètement l'installation selon l'invention lorsque l'on effectue la révision des compresseurs. En effet, grâce à l'azote liquide et en utilisant de manière dégradée momentanément la ligne d'échange principale (c'est-à-dire en injectant momentanément plus d'azote liquide dans l'échangeur cryogénique principal pour partiellement compenser l'absence du réfrigérant du cycle fermé), on peut tout de même produire, avec le procédé selon l'invention, une quantité significative de GNL (environ 50% de la capacité nominale). Enfin, le stock d'azote liquide nécessaire pour le sous-refroidissement peut-être utilisé pour des applications d'inertage/sécurité en situation d'urgence, d'où une sécurité accrue du procédé.

30 D'autres avantages et particularités de la présente invention résulteront de la description qui va suivre, donnée à titre d'exemple non limitatif et faite en référence aux figures annexées :

- 5 • la figure 1 représente un schéma de principe général d'un mode de réalisation préférentiel de l'installation selon l'invention, sur lequel on a indiqué les différentes phases du procédé de l'invention ;
- 10 • la figure 2 représente le même schéma de principe général que celui représenté sur la figure 1, sur lequel les différents flux de mélange réfrigérant dans le circuit secondaire fermé ont été indiqués ;
- 15 * la figure 3 représente une vue en détaillée de l'installation de la figure 2, montrant en particulier les différents flux de mélange réfrigérant dans les premier et deuxième échangeur thermiques ;
- 20 • la figure 4 représente un schéma de principe général d'une installation selon l'art antérieur comportant un cycle ouvert à l'azote liquide.

20 Les éléments identiques représentés sur les figures 1 à 3 sont identifiés par des références numériques identiques.

25 La figure 4 est un dispositif selon l'art antérieur permettant la mise en œuvre d'un procédé de liquéfaction d'un gaz combustible connu de l'art antérieur fonctionnant avec un cycle ouvert à l'azote liquide. Ce procédé sert de point de comparaison pour les simulations numériques présentées ci-après dans les exemples.

30 Sur la figure 1, on a représenté un schéma de principe général d'un mode de réalisation préférentiel de l'installation selon l'invention, sur lequel on a indiqué les différentes phases du procédé de l'invention au

niveau des échangeurs thermiques où elles sont réalisées dans l'installation selon l'invention. La figure 1 montre en particulier que le procédé selon l'invention consiste à liquéfier un gaz combustible comprenant majoritairement du méthane, en le faisant circuler dans un circuit primaire I ouvert depuis une source de gaz combustible G-1 vers un réservoir pour gaz liquéfié G-3, tandis que le mélange réfrigérant circule dans un circuit secondaire II fermé, et que le flux d'azote gazeux initialement complètement liquide provenant du réservoir d'azote liquide. En particulier, le flux d'azote circule, dans un troisième circuit ouvert, à contre-courant du flux de gaz combustible

La figure 1 montre que le procédé selon l'invention se déroule, dans l'installation selon l'invention selon trois phases successives, comme suit :

- une phase de pré-refroidissement 1000 du gaz combustible de la température ambiante T_0 jusqu'à une température T_1 égale à la température de rosée du gaz combustible ;
- une phase de liquéfaction 2000 du gaz combustible de la température T_1 à la température T_2 au moins aussi basse que la température bulle du gaz ; et
- une phase de sous-refroidissement 3000 au cours de laquelle le gaz combustible liquéfié est sous-refroidi de la température T_2 jusqu'à une température T_3 de sous-refroidissement.

La figure 1, conjointement avec les figures 2 et 3, montrent en particulier que :

- la phase de pré-refroidissement 1000 est réalisée, dans le premier échangeur thermique 100, par échange thermique avec le flux principal MR-1 de

mélange réfrigérant circulant à contre-courant du flux de gaz combustible ; et

- 5 - la phase de sous-refroidissement 3000 est réalisée dans un échangeur thermique de sous-refroidissement 300, par échange thermique avec un flux d'azote gazeux initialement complètement liquide provenant du réservoir d'azote liquide N-1 et, qui après avoir été pompé (état N-2 du flux réfrigérant) circule dans un circuit tertiaire III ouvert, à
10 contre-courant du flux de gaz combustible ;
- tandis que la phase de liquéfaction 2000 intermédiaire est réalisée par échange thermique avec une fraction du mélange réfrigérant MR-V-4 circulant à contre-courant du flux de gaz
15 combustible, dans un échangeur thermique de liquéfaction 200 disposé en cascade entre le premier échangeur thermique 100 et l'échangeur thermique de sous-refroidissement 300.

Dans le mode de réalisation préférentiel de
20 l'installation selon l'invention, on peut avantageusement, préalablement à la phase de pré-refroidissement 1000 du gaz combustible, répartir le gaz combustible selon l'invention de la manière suivante, comme illustré sur les figures 1 et 3 :

- 25 - on distribue à la sortie de la source de gaz, le gaz combustible G-1 de débit m , en deux sous-flux G-G-1 et G-P-1 de débits respectifs m_1 et $m_2 = m - m_1$; puis
- on injecte le sous-flux de gaz combustible G-G-1
30 de débit m_1 dans le premier échangeur thermique 100, pour le liquéfier et le refroidir par échange thermique avec le flux principal MR-1 de

mélange réfrigérant circulant à contre-courant du flux de gaz combustible ; et

- on injecte le sous-flux de gaz G-P-1 de débit m_2 dans un échangeur thermique annexe 400, pour le liquéfier et le refroidir par échange thermique avec le flux d'azote complètement vaporisé sortant de l'échangeur thermique de sous-refroidissement 300.

De préférence, le débit m_1 du sous-flux de gaz combustible injecté dans le premier échangeur thermique 100 représente au moins 80%, et de préférence de l'ordre de 95% du débit initial m de gaz combustible à la sortie de la source de gaz G-1.

Par ailleurs, la figure 2 illustre plus particulièrement la circulation du mélange réfrigérant dans le circuit secondaire II fermé, qui se déroule comme suit :

- après avoir traversé le premier échangeur thermique 100, le flux principal MR-1 devient le flux principal MR-2 ;
- que l'on comprime ensuite, une fois sorti du premier échangeur thermique 100 dans un premier compresseur 12 ;
- Il devient alors le flux principal de mélange réfrigérant MR-3, que l'on
- refroidit dans un premier dispositif de post-refroidissement 13 où il devient le flux MR-4 ; puis
- à la sortie du premier dispositif de post-refroidissement 13, on sépare, dans un séparateur de phase 14, le flux principal MR-4 réfrigérant en fractions vapeur MR-5-a et liquide MR-5-b, afin de

monter en pression chaque fraction MR-5-a, MR-5b. avec l'équipement adapté : une pompe pour la fraction liquide et un autre étage de compresseur pour la fraction vapeur ;

- 5 - la fraction initialement vapeur MR-5-a est comprimée pour devenir la fraction MR-6-a, puis elle est refroidie à l'ambiante pour devenir la fraction MR-7-a, pouvant contenir une fraction de liquide ;
- 10 - la fraction purement liquide MR-5-b est comprimée à la même pression que MR-5-a pour devenir la fraction purement liquide MR-6-b ;
- la fraction comprimée et refroidie MR-7-a est ensuite réunie à la fraction purement liquide MR-6-
- 15 b ;
- la réunion des fractions MR-7-a et MR-6-b produit le mélange réfrigérant MR-8 qui est diphasique et à haute pression ; et
- le mélange réfrigérant MR-8 est ensuite séparé dans
- 20 un ballon séparateur de phases 17 en une fraction légère purement vapeur MR-V-1 et une fraction lourde purement liquide MR-L-1.

Enfin, la figure 3 illustre plus particulièrement la circulation du mélange réfrigérant dans le circuit

25 secondaire II fermé, au niveau des échangeurs thermiques 100 et 200, après obtention des fractions purement vapeur MR-V-1 et une fraction lourde purement liquide MR-L-1 :

- on injecte dans l'échangeur 100 la fraction liquide MR-L-1, à la sortie duquel 100 elle devient la
- 30 fraction MRL-2 ;
- on injecte dans l'échangeur 100 la fraction légère purement vapeur MR-V-1 ; à la sortie de l'échangeur

100, la fraction légère purement vapeur MR-V-1 devient la fraction vapeur MR-V-2, que l'on injecte dans l'échangeur 200 en la faisant circuler à contrecourant du flux réfrigérant MR-V-4

- 5 - à la sortie de l'échangeur 200, on obtient la fraction légère MR-V-5 est réunie à la fraction lourde MR-L-2 pour former le flux principal de mélange réfrigérant MR-1.

Le cycle secondaire II fermé a pour but de
10 refroidir-liquéfier la plus grande partie du gaz d'entrée (environ 95% du débit massique) de la température ambiante à -130°C environ, tandis que le cycle tertiaire III ouvert à l'azote liquide a pour but principal de sous-refroidir la totalité du flux de gaz d'entrée qui, à
15 ce stade, est déjà liquide, c'est-à-dire à une température comprise entre -130°C et -155°C. En sortie de sous-refroidissement, l'azote vaporisé (et donc à une température proche de -130°C) peut encore servir à refroidir/liquéfier une fraction du gaz d'entrée. Comme
20 le flux d'azote une fois vaporisé à déjà cédé la majeure partie de sa capacité frigorifique, ce flux de gaz d'entrée refroidi/liquéfié est faible et de l'ordre de 5% (soit le complément du flux traité par le cycle fermé). Il est à noter que le cycle secondaire II n'a pas de grandes
25 spécificités et de nombreuses possibilités pourraient convenir. Dans le cas présent, on recherche un compromis entre la simplicité et l'efficacité, d'où les caractéristiques suivantes du cycle secondaire retenu :

- bien que deux compresseurs apparaissent sur le
30 schéma, le cycle est conçu pour que ces deux étages de compresseurs puissent être contenus dans un seul carter afin de réduire le cout

CAPEX de la solution. En fait, comme le cycle fermé ne refroidit le gaz que jusqu'à environ -130°C, un taux de compression global de 8 au maximum pour le réfrigérant est possible et donc est compatible avec un seul « casing » compresseur ; la séparation des fractions lourde et légère de réfrigérant peut être réalisée de la manière la plus simple, c'est-à-dire par ballon et à température ambiante. Mais des approches plus complexes (recours à une colonne de distillation) sont également envisageables.

EXEMPLES

15

Les exemples suivants illustrent l'invention sans toutefois en limiter la portée. Il s'agit de simulations numériques réalisée à l'aide de l'outil de simulation aspen hysys V7.3 sur la base du modèle thermodynamique SRK LK -1 (Soave Redlich-Kwong Lee Kesler 1). Ces simulations ont permis de calculer les paramètres suivants :

- la puissance mécanique utilisée par le procédé en kW ;
- la consommation spécifique en kWh/t de GNL produit (ratio de la puissance mécanique et du débit massique de GNL produit) ;
- le ratio massique d'azote liquide utilisé par rapport au GNL produit d'azote liquide ;
- le gain de consommation d'énergie par rapport au procédé connu de l'art antérieur avec un cycle ouvert à l'azote liquide ;

- le gain en consommation d'énergie par rapport à un procédé connu de l'art antérieur avec un cycle fermé de type SMR (tel que décrit dans FR 2703762 ou FR 2751059),
- 5 par comparaison avec les résultats que l'on obtiendrait avec :
- d'une part, un procédé connu selon l'art antérieur comportant un cycle ouvert à l'azote liquide tel qu'illustré à la figure 3, et
 - 10 - d'autre part, un procédé connu selon l'art antérieur tel que décrit dans les brevets français FR 2703762 ou FR 2751059 , il s'agit de procédés de liquéfaction de gaz naturel à cycle fermé, du type SMR (« *Single Mixed Refrigerant* ») avec fractionnement du gaz dans
 - 15 une colonne à distiller. En tant que cycle fermé pur, il ne consomme pas d'azote liquide pour refroidir le gaz naturel.

Ces simulations numériques ont été réalisées dans
20 les conditions suivantes :

- Gaz d'entrée (gaz combustible à refroidir) :
 - o Pression : 48 bar
 - o Température : 30°C
 - o Débit massique : 10,18 t/h
 - 25 o Composition (% molaire) :
 - N₂ : 0,79%
 - C₁ : 91,21%
 - C₂ : 7,89%
 - C₃ : 0,11%
 - 30 ▪ C₄₊ : 0

- Température minimale de refroidissement du réfrigérant avec le milieu ambiant : 30°C
 - Hypothèses de rendement polytropique de compresseur : 85%
- 5 • Température de sous-refroidissement du GNL : -158°C.

Les résultats des simulations sont présentés dans le tableau 1 ci-après :

Tableau 1

	Procédé connu avec un cycle ouvert à l'azote liquide (tel qu'illustré sur la figure 4)	Procédé connu avec un cycle fermé de type SMR (tel que décrit dans FR 2703762 ou FR 2751059)	Procédé selon l'invention
consommation d'énergie mécanique en kW	0	3237	2160
consommation spécifique en kWh/t de GNL produit	0	318	212
ratio massique d'azote liquide utilisé par rapport au GNL produit d'azote liquide	2,05	0	0,38
gain en consommation d'énergie par rapport au procédé connu de l'art antérieur avec un cycle ouvert à l'azote liquide	-	-	-81,5 %
gain en consommation d'énergie par rapport au procédé connu de l'art antérieur avec un cycle fermé de type SMR (tel que décrit dans FR 2703762 ou FR 2751059)	-	-	-33,3%

Ces résultats montrent que le procédé selon l'invention, en tant que procédé hybride à cycle semi-ouvert ou semi-fermé, permet :

- 5 - par rapport à un procédé à cycle ouvert simple à l'azote liquide, de réduire de plus de 80% la consommation d'azote liquide, ce qui constitue la principale source de couts opérationnels d'un procédé à cycle ouvert,
- 10 - par rapport au procédé connu de l'art antérieur avec un cycle fermé de type SMR (tel que décrit dans FR 2703762 ou FR 2751059), de réduire sa consommation d'énergie de 33% et donc de baisser les coûts associés à la consommation d'énergie mais aussi de supprimer un étage de
- 15 compression dans le procédé, d'où une réduction significative des couts de procédé.

REVENDICATIONS

1. Procédé de liquéfaction d'un gaz combustible comprenant majoritairement du méthane, dans lequel ledit
5 gaz combustible circule dans un circuit primaire (I) ouvert depuis une source de gaz combustible (G-1) vers un réservoir pour gaz liquéfié (G-3), tandis qu'un mélange réfrigérant circule dans un circuit secondaire (II) fermé, ledit procédé comprenant les phases suivantes :

- 10 - une phase de pré-refroidissement (1000) et de liquéfaction (2000), au cours de laquelle le gaz combustible de débit initial m est refroidi et liquéfié entre la température ambiante T_0 et une température T_2 au moins aussi basse que la
15 température bulle du gaz, cette phase (1000, 2000) étant réalisée par échange thermique avec du mélange réfrigérant (MR-1, MRV-4) circulant à contre-courant du flux de gaz combustible dans au moins un premier échangeur thermique (100, 200) ;
20 et
- une phase de sous-refroidissement (3000) au cours de laquelle le gaz combustible liquéfié est sous-refroidi de la température T_2 jusqu'à une température T_3 de sous-refroidissement, cette phase
25 de sous-refroidissement étant réalisée dans un échangeur thermique de sous -refroidissement (300) ;

ledit procédé étant caractérisé en ce que la phase de sous-refroidissement (3000) est réalisée par échange
30 thermique avec un flux d'azote gazeux initialement complètement liquide provenant du réservoir d'azote liquide (N-1) et circulant, dans un circuit tertiaire

(III) ouvert, à contre-courant du flux de gaz combustible.

2. Procédé selon la revendication 1, dans lequel :

- 5 - on distribue, le gaz combustible (G-1) de débit m à la sortie de la source de gaz, en deux sous-flux (G-G-1) et (G-P-1) de débits respectifs m_1 et $m_2=m-m_1$; puis
- 10 - on injecte le sous-flux de gaz combustible (G-G-1) de débit m_1 dans ledit premier échangeur thermique (100), pour le liquéfier et le refroidir par échange thermique avec le flux principal (MR-1) de mélange réfrigérant circulant à contre-courant du flux de gaz combustible ; et
- 15 - on injecte le sous-flux de gaz G-P-1 de débit m_2 dans un échangeur thermique annexe (400), pour le liquéfier et le refroidir par échange thermique avec le flux d'azote complètement vaporisé sortant de l'échangeur thermique de sous-
- 20 refroidissement (300).

3. Procédé selon la revendication 2, dans lequel le débit m_1 du sous-flux de gaz combustible injecté dans le premier échangeur thermique (100) représente au moins 80% et de préférence de l'ordre de 95% du débit initial m de gaz combustible à la sortie de la source de gaz (G-1).

25

4. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 3, dans lequel la phase de pré-refroidissement (1000) et de liquéfaction (2000) comprend les étapes suivantes :

30 - le pré-refroidissement (1000) du gaz combustible de la température ambiante T_0 jusqu'à une température

- T_1 égale à la température de rosée du gaz combustible, cette phase de pré-refroidissement (1000) étant réalisée, dans le premier échangeur thermique (100), par échange thermique avec le flux principal (MR-1) de mélange réfrigérant circulant à contre-courant du flux de gaz combustible ;
- 5
- la liquéfaction (2000) du gaz combustible de la température T_1 à la température T_2 , cette phase de liquéfaction étant réalisée par échange thermique avec une fraction du mélange réfrigérant (MR-V-4) circulant à contre-courant du flux de gaz combustible, dans un échangeur thermique de liquéfaction (200) disposé en cascade entre le premier échangeur thermique (100) et l' l'échangeur thermique de sous-refroidissement (300).
- 10
- 15
5. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 4, dans lequel :
- on comprime, dans un premier compresseur (12), le flux principal (MR-2) de mélange réfrigérant à la sortie du premier échangeur thermique (100), et on le refroidit dans un premier dispositif de post-refroidissement (13) ; puis
- 20
- on sépare le flux principal de mélange réfrigérant comprimé et refroidi (MR-8) en fraction légère (MR-V-1) et lourde (MR-L-1) dans un séparateur de phase (17) ; puis
- 25
- on injecte, dans le premier échangeur thermique (100), la fraction lourde (MR-L-1) issue dudit premier séparateur de phase (17), en la faisant circuler à contrecourant du flux de réfrigérant principal (MR-1), puis en la réunissant (état MR-L-
- 30

- 2) audit flux principal (MR-1) de mélange réfrigérant, à la sortie dudit premier échangeur thermique (100) ;
- 5 - tandis qu'on injecte, successivement dans les échangeurs (100) puis (200) la fraction légère respectivement sous les formes MR-V-1 et MR-V-2, en les faisant circuler à contrecourant du flux réfrigérant (MR-1) pour l'échangeur (100) et (MR-V-4) pour l'échangeur (200), avec une étape
- 10 intermédiaire en sortie d'échangeur (200) où la fraction légère (MR-V-5) est réunie à la fraction lourde (MR-L-2) pour former le flux principal de mélange réfrigérant (MR-1).
- 15 6. Procédé selon la revendication 5, dans lequel :
- à la sortie du premier dispositif de post-refroidissement (13), on sépare, dans un deuxième séparateur de phase (14), le flux principal (MR-4) de mélange réfrigérant en fractions vapeur (MR-5-a)
- 20 et liquide (MR-5-b) afin de monter en pression chaque fraction (MR-6-a, MR-6-b).
7. Procédé selon la revendication 6, dans lequel :
- La fraction initialement vapeur (MR-5-a) est
- 25 comprimée et devient la fraction (MR-6-a), qui est refroidie à l'ambiante (MR-7-a),
- ladite fraction comprimée et refroidie (MR-7-a) est réunie à la fraction purement liquide (MR-6-b) qui correspond à la fraction (MR-5-b) après avoir été
- 30 comprimée à la même pression que (MR-7-a) ;
- la réunion produit le mélange réfrigérant (MR-8) qui est diphasique et à haute pression ;

- ledit mélange réfrigérant (MR-8) est ensuite séparé dans le ballon séparateur (17) en une fraction légère purement vapeur (MR-V-1) et une fraction lourde purement liquide (MR-L-1).

5

8. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 7, dans lequel le gaz à liquéfier contient du méthane en une proportion molaire d'au moins 80%.

10

9. Procédé selon la revendication 8, dans lequel la température T_2 est comprise entre -140°C et -110°C , et la température T_3 de sous-refroidissement du gaz combustible liquéfié est comprise entre -140°C et -170°C .

15

10. Installation de liquéfaction d'un gaz pour la mise en œuvre du procédé tel que défini selon l'une quelconque des revendications 1 à 9, ladite installation comprenant un circuit primaire (I) relié à une source (G-1) de gaz combustible et à un réservoir pour gaz liquéfié (G-3), et un circuit secondaire (II) fermé dans lequel circule un mélange réfrigérant, l'installation comprenant en outre au moins un premier échangeur thermique (100, 200) et au moins un échangeur thermique de sous-refroidissement (200) disposés en cascade pour refroidir et liquéfier le gaz circulant dans le circuit primaire (I), ledit premier échangeur thermique (100, 200) étant traversé par les circuits primaire (I) et secondaire (II) disposés de manière que le gaz combustible et le mélange réfrigérant y circulent à contre-courant,

30

ladite installation étant caractérisée en ce qu'elle comporte en outre un circuit tertiaire ouvert (III) dans lequel circule un flux d'azote initialement complètement liquide provenant d'un réservoir d'azote liquide (N-1),

ledit échangeur thermique de sous-refroidissement (300) étant traversé par ledit circuit tertiaire (III) de manière que le flux d'azote et le gaz combustible y circulent à contre-courant.

5

11. Installation selon la revendication 10, comprenant en outre un troisième échangeur thermique annexe (400) dans lequel on injecte une fraction m_2 du gaz combustible, pour le liquéfier et le refroidir par

10 échange thermique avec le flux d'azote complètement vaporisé sortant de l'échangeur thermique de sous-refroidissement (300).

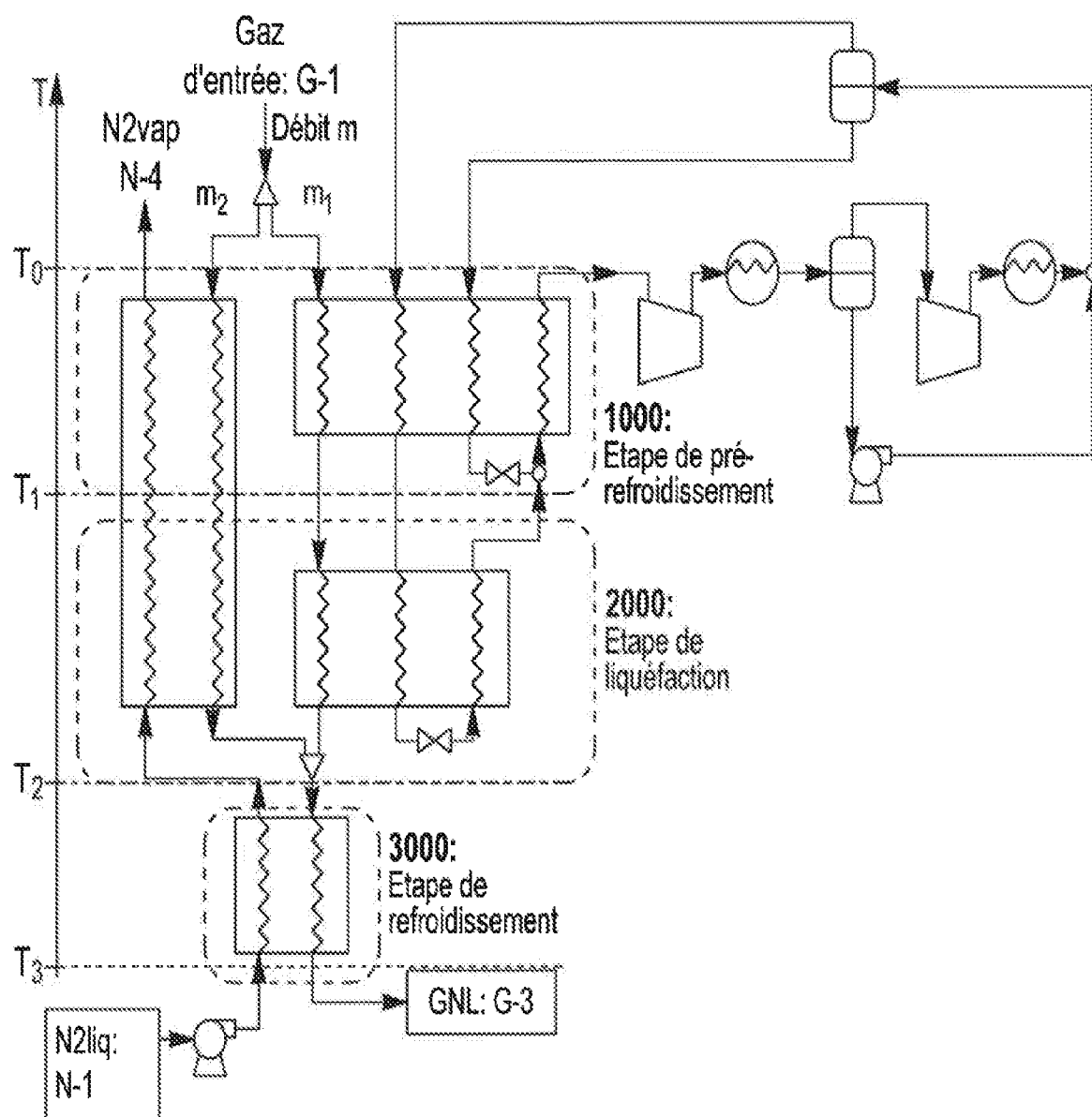


FIG. 1

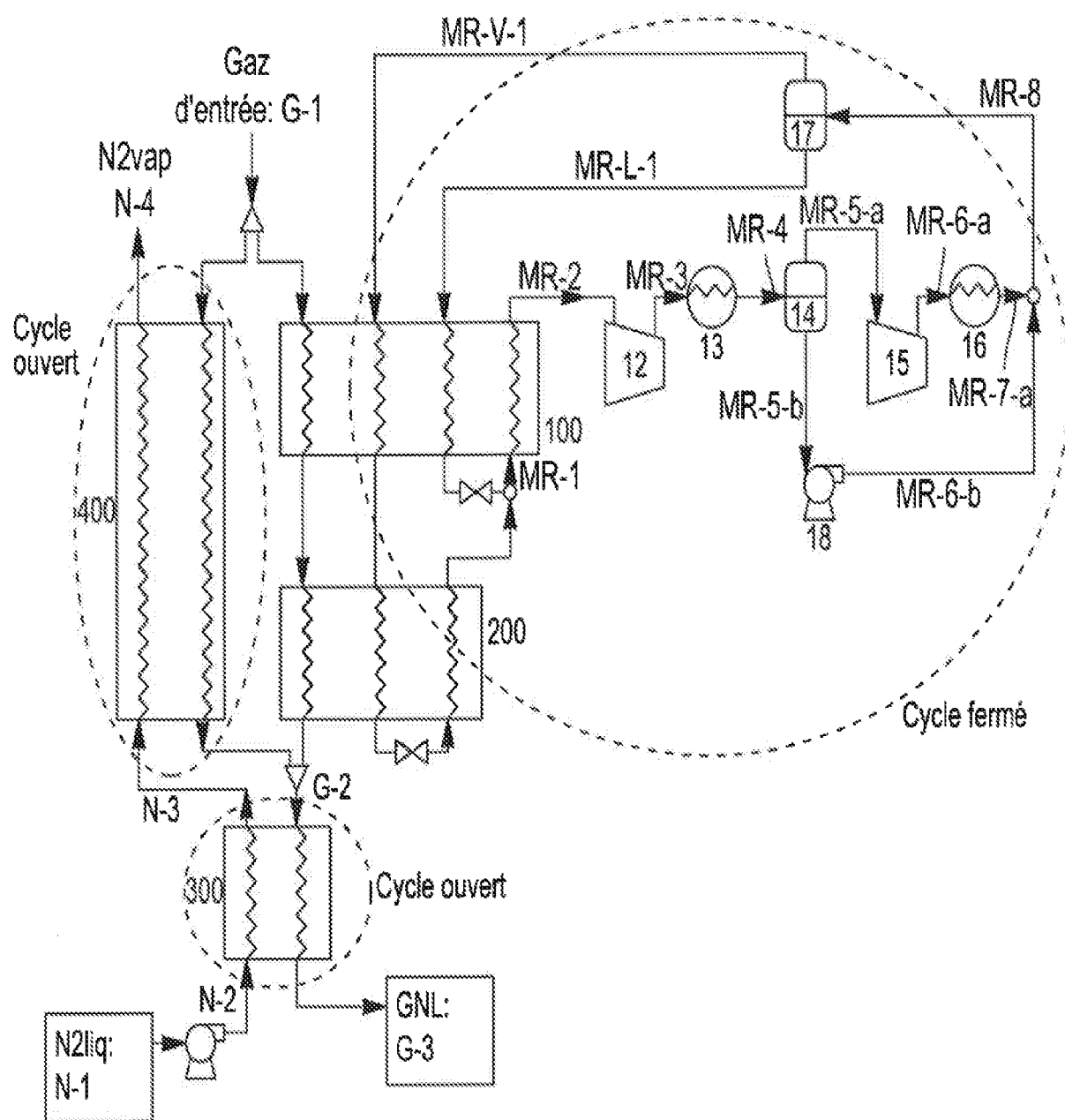


FIG.2

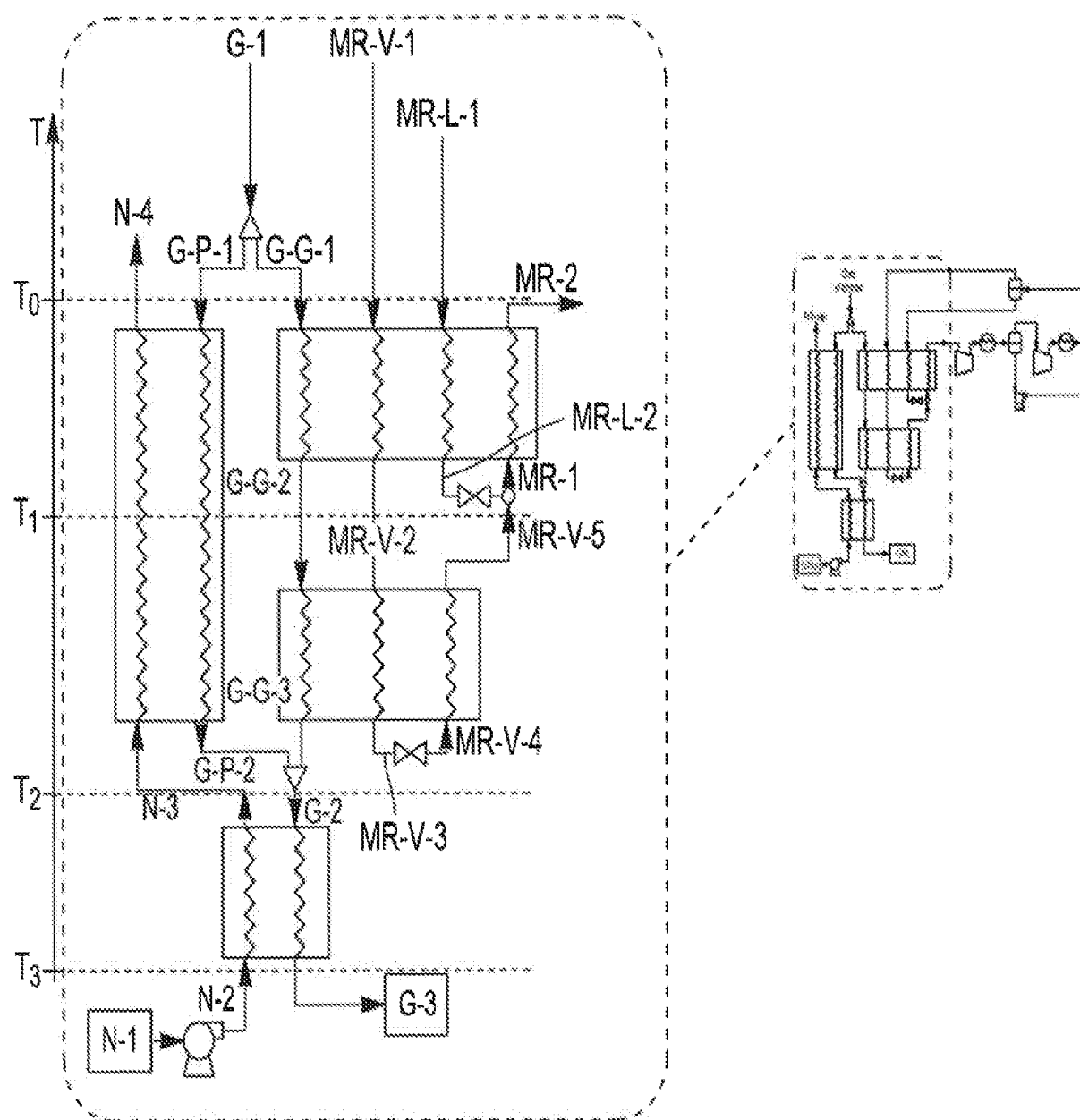


FIG.3

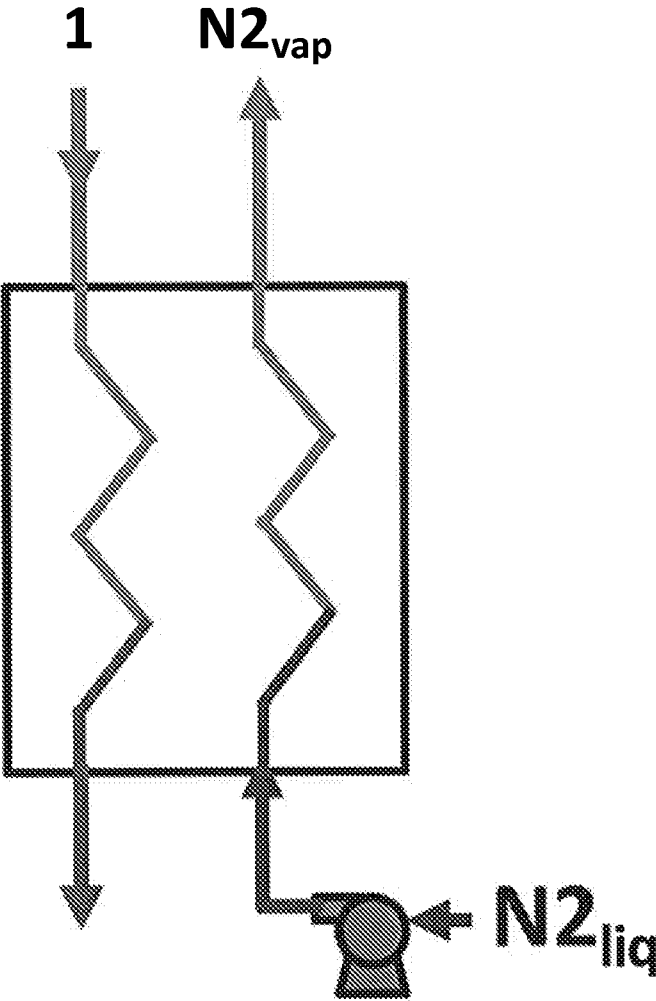


FIG.4

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No

PCT/FR2016/053524

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER
 INV. F25J1/00 F25J1/02
 ADD.

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)
 F25J

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)

EPO-Internal

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	WO 2010/128467 A2 (CORAC GROUP PLC [GB]; ALFORD ADRIAN [GB]; REED JULIAN [GB]) 11 November 2010 (2010-11-11)	1,8-10
A	page 7, lines 19-21 page 6, line 33 - page 7, line 13; figure 1 page 8, lines 7-16 page 11, lines 6-9	2-7,11
Y	WO 2015/069138 A2 (GAZPROM AOOT [RU]) 14 May 2015 (2015-05-14)	1,4-10
A	figure	2,3,11
Y	EP 1 092 931 A1 (AIR PROD & CHEM [US]) 18 April 2001 (2001-04-18)	1,4-10
A	paragraph [0040]; figure 5	2,3,11
	----- -/-	



Further documents are listed in the continuation of Box C.



See patent family annex.

* Special categories of cited documents :

"A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance

"E" earlier application or patent but published on or after the international filing date

"L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)

"O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means

"P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed

"T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention

"X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone

"Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art

"&" document member of the same patent family

Date of the actual completion of the international search

5 April 2017

Date of mailing of the international search report

13/04/2017

Name and mailing address of the ISA/

European Patent Office, P.B. 5818 Patentlaan 2
 NL - 2280 HV Rijswijk
 Tel. (+31-70) 340-2040,
 Fax: (+31-70) 340-3016

Authorized officer

Göritz, Dirk

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No

PCT/FR2016/053524

C(Continuation). DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
Y	FR 2 884 303 A1 (TECHNIP FRANCE SA [FR]) 13 October 2006 (2006-10-13)	1,4-10
A	figure 8 -----	2,3,11
Y	DE 10 2010 044869 A1 (LINDE AG [DE]) 15 March 2012 (2012-03-15) paragraphs [0011], [0013], [0015], [0016], [0018], [0021], [0022], [0024], [0027] -----	1,4-10
Y	US 2014/157824 A1 (TURNER MICHAEL A [US] ET AL) 12 June 2014 (2014-06-12) paragraph [0023]; figure 2 -----	1,4-10
Y	DE 10 2011 104725 A1 (LINDE AG [DE]) 13 December 2012 (2012-12-13) the whole document -----	5-7
A	DE 19 60 515 B1 (LINDE AG) 27 May 1971 (1971-05-27) figure 3 -----	2,3,11

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

Information on patent family members

International application No

PCT/FR2016/053524

Patent document cited in search report		Publication date		Patent family member(s)		Publication date
WO 2010128467	A2	11-11-2010	GB	2470062 A		10-11-2010
			WO	2010128466 A2		11-11-2010
			WO	2010128467 A2		11-11-2010

WO 2015069138	A2	14-05-2015	CN	105102913 A		25-11-2015
			JP	6093457 B2		08-03-2017
			JP	2016512595 A		28-04-2016
			WO	2015069138 A2		14-05-2015

EP 1092931	A1	18-04-2001	AT	268892 T		15-06-2004
			AT	288575 T		15-02-2005
			AT	295518 T		15-05-2005
			AT	300026 T		15-08-2005
			AT	300027 T		15-08-2005
			AU	744040 B2		14-02-2002
			DE	60011365 D1		15-07-2004
			DE	60011365 T2		09-06-2005
			DE	60017951 D1		10-03-2005
			DE	60017951 T2		19-01-2006
			DE	60020173 D1		16-06-2005
			DE	60020173 T2		19-01-2006
			DE	60021434 D1		25-08-2005
			DE	60021434 T2		12-01-2006
			DE	60021437 D1		25-08-2005
			DE	60021437 T2		12-01-2006
			EP	1092931 A1		18-04-2001
			EP	1304535 A2		23-04-2003
			EP	1340951 A2		03-09-2003
			EP	1340952 A2		03-09-2003
			EP	1455152 A1		08-09-2004
			ES	2222145 T3		01-02-2005
			ES	2237717 T3		01-08-2005
			ES	2242122 T3		01-11-2005
			ES	2246442 T3		16-02-2006
			ES	2246486 T3		16-02-2006
			GC	0000141 A		29-06-2005
			ID	27542 A		12-04-2001
			JP	3523177 B2		26-04-2004
			JP	2001165562 A		22-06-2001
			KR	20010040029 A		15-05-2001
			MY	118111 A		30-08-2004
			NO	330127 B1		21-02-2011
			NO	331440 B1		02-01-2012
			NO	20005109 A		17-04-2001
			TW	454086 B		11-09-2001
			US	RE39637 E		22-05-2007
			US	6308531 B1		30-10-2001

FR 2884303	A1	13-10-2006	CA	2604263 A1		19-10-2006
			CN	101180509 A		14-05-2008
			EP	1869384 A1		26-12-2007
			FR	2884303 A1		13-10-2006
			JP	2008536078 A		04-09-2008
			KR	20080012262 A		11-02-2008
			MY	144069 A		15-08-2011
			US	2006225461 A1		12-10-2006
			WO	2006108952 A1		19-10-2006

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

Information on patent family members

International application No

PCT/FR2016/053524

Patent document cited in search report	Publication date	Patent family member(s)	Publication date
DE 102010044869 A1	15-03-2012	AR 082919 A1	16-01-2013
		AU 2011221424 A1	29-03-2012
		BR PI1104609 A2	24-04-2013
		CH 703773 A2	15-03-2012
		CN 102410702 A	11-04-2012
		DE 102010044869 A1	15-03-2012
		US 2012060553 A1	15-03-2012

US 2014157824 A1	12-06-2014	NONE	

DE 102011104725 A1	13-12-2012	NONE	

DE 1960515 B1	27-05-1971	NONE	

RAPPORT DE RECHERCHE INTERNATIONALE

Demande internationale n°

PCT/FR2016/053524

A. CLASSEMENT DE L'OBJET DE LA DEMANDE
INV. F25J1/00 F25J1/02
ADD.

Selon la classification internationale des brevets (CIB) ou à la fois selon la classification nationale et la CIB

B. DOMAINES SUR LESQUELS LA RECHERCHE A PORTE

Documentation minimale consultée (système de classification suivi des symboles de classement)
F25J

Documentation consultée autre que la documentation minimale dans la mesure où ces documents relèvent des domaines sur lesquels a porté la recherche

Base de données électronique consultée au cours de la recherche internationale (nom de la base de données, et si cela est réalisable, termes de recherche utilisés)
EPO-Internal

C. DOCUMENTS CONSIDERES COMME PERTINENTS

Catégorie*	Identification des documents cités, avec, le cas échéant, l'indication des passages pertinents	no. des revendications visées
X	WO 2010/128467 A2 (CORAC GROUP PLC [GB]; ALFORD ADRIAN [GB]; REED JULIAN [GB]) 11 novembre 2010 (2010-11-11)	1,8-10
A	page 7, lignes 19-21 page 6, ligne 33 - page 7, ligne 13; figure 1 page 8, lignes 7-16 page 11, lignes 6-9	2-7,11
Y	WO 2015/069138 A2 (GAZPROM AOOT [RU]) 14 mai 2015 (2015-05-14)	1,4-10
A	figure	2,3,11
Y	EP 1 092 931 A1 (AIR PROD & CHEM [US]) 18 avril 2001 (2001-04-18)	1,4-10
A	alinéa [0040]; figure 5	2,3,11
	----- -/-	



Voir la suite du cadre C pour la fin de la liste des documents



Les documents de familles de brevets sont indiqués en annexe

* Catégories spéciales de documents cités:

"A" document définissant l'état général de la technique, non considéré comme particulièrement pertinent

"E" document antérieur, mais publié à la date de dépôt international ou après cette date

"L" document pouvant jeter un doute sur une revendication de priorité ou cité pour déterminer la date de publication d'une autre citation ou pour une raison spéciale (telle qu'indiquée)

"O" document se référant à une divulgation orale, à un usage, à une exposition ou tous autres moyens

"P" document publié avant la date de dépôt international, mais postérieurement à la date de priorité revendiquée

"T" document ultérieur publié après la date de dépôt international ou la date de priorité et n'appartenant pas à l'état de la technique pertinent, mais cité pour comprendre le principe ou la théorie constituant la base de l'invention

"X" document particulièrement pertinent; l'invention revendiquée ne peut être considérée comme nouvelle ou comme impliquant une activité inventive par rapport au document considéré isolément

"Y" document particulièrement pertinent; l'invention revendiquée ne peut être considérée comme impliquant une activité inventive lorsque le document est associé à un ou plusieurs autres documents de même nature, cette combinaison étant évidente pour une personne du métier

"&" document qui fait partie de la même famille de brevets

Date à laquelle la recherche internationale a été effectivement achevée

5 avril 2017

Date d'expédition du présent rapport de recherche internationale

13/04/2017

Nom et adresse postale de l'administration chargée de la recherche internationale

Office Européen des Brevets, P.B. 5818 Patentlaan 2
NL - 2280 HV Rijswijk
Tel. (+31-70) 340-2040,
Fax: (+31-70) 340-3016

Fonctionnaire autorisé

Göritz, Dirk

C(suite). DOCUMENTS CONSIDERES COMME PERTINENTS		
Catégorie*	Identification des documents cités, avec, le cas échéant, l'indication des passages pertinents	no. des revendications visées
Y	FR 2 884 303 A1 (TECHNIP FRANCE SA [FR]) 13 octobre 2006 (2006-10-13)	1,4-10
A	figure 8 -----	2,3,11
Y	DE 10 2010 044869 A1 (LINDE AG [DE]) 15 mars 2012 (2012-03-15) alinéas [0011], [0013], [0015], [0016], [0018], [0021], [0022], [0024], [0027] -----	1,4-10
Y	US 2014/157824 A1 (TURNER MICHAEL A [US] ET AL) 12 juin 2014 (2014-06-12) alinéa [0023]; figure 2 -----	1,4-10
Y	DE 10 2011 104725 A1 (LINDE AG [DE]) 13 décembre 2012 (2012-12-13) le document en entier -----	5-7
A	DE 19 60 515 B1 (LINDE AG) 27 mai 1971 (1971-05-27) figure 3 -----	2,3,11

RAPPORT DE RECHERCHE INTERNATIONALE

Renseignements relatifs aux membres de familles de brevets

Demande internationale n°

PCT/FR2016/053524

Document brevet cité au rapport de recherche		Date de publication	Membre(s) de la famille de brevet(s)	Date de publication
WO 2010128467	A2	11-11-2010	GB 2470062 A	10-11-2010
			WO 2010128466 A2	11-11-2010
			WO 2010128467 A2	11-11-2010

WO 2015069138	A2	14-05-2015	CN 105102913 A	25-11-2015
			JP 6093457 B2	08-03-2017
			JP 2016512595 A	28-04-2016
			WO 2015069138 A2	14-05-2015

EP 1092931	A1	18-04-2001	AT 268892 T	15-06-2004
			AT 288575 T	15-02-2005
			AT 295518 T	15-05-2005
			AT 300026 T	15-08-2005
			AT 300027 T	15-08-2005
			AU 744040 B2	14-02-2002
			DE 60011365 D1	15-07-2004
			DE 60011365 T2	09-06-2005
			DE 60017951 D1	10-03-2005
			DE 60017951 T2	19-01-2006
			DE 60020173 D1	16-06-2005
			DE 60020173 T2	19-01-2006
			DE 60021434 D1	25-08-2005
			DE 60021434 T2	12-01-2006
			DE 60021437 D1	25-08-2005
			DE 60021437 T2	12-01-2006
			EP 1092931 A1	18-04-2001
			EP 1304535 A2	23-04-2003
			EP 1340951 A2	03-09-2003
			EP 1340952 A2	03-09-2003
			EP 1455152 A1	08-09-2004
			ES 2222145 T3	01-02-2005
			ES 2237717 T3	01-08-2005
			ES 2242122 T3	01-11-2005
			ES 2246442 T3	16-02-2006
			ES 2246486 T3	16-02-2006
			GC 0000141 A	29-06-2005
			ID 27542 A	12-04-2001
			JP 3523177 B2	26-04-2004
			JP 2001165562 A	22-06-2001
			KR 20010040029 A	15-05-2001
			MY 118111 A	30-08-2004
			NO 330127 B1	21-02-2011
			NO 331440 B1	02-01-2012
			NO 20005109 A	17-04-2001
			TW 454086 B	11-09-2001
			US RE39637 E	22-05-2007
			US 6308531 B1	30-10-2001

FR 2884303	A1	13-10-2006	CA 2604263 A1	19-10-2006
			CN 101180509 A	14-05-2008
			EP 1869384 A1	26-12-2007
			FR 2884303 A1	13-10-2006
			JP 2008536078 A	04-09-2008
			KR 20080012262 A	11-02-2008
			MY 144069 A	15-08-2011
			US 2006225461 A1	12-10-2006
			WO 2006108952 A1	19-10-2006

RAPPORT DE RECHERCHE INTERNATIONALE

Renseignements relatifs aux membres de familles de brevets

Demande internationale n°

PCT/FR2016/053524

Document brevet cité au rapport de recherche	Date de publication	Membre(s) de la famille de brevet(s)	Date de publication
DE 102010044869 A1	15-03-2012	AR 082919 A1	16-01-2013
		AU 2011221424 A1	29-03-2012
		BR PI1104609 A2	24-04-2013
		CH 703773 A2	15-03-2012
		CN 102410702 A	11-04-2012
		DE 102010044869 A1	15-03-2012
		US 2012060553 A1	15-03-2012

US 2014157824 A1	12-06-2014	AUCUN	

DE 102011104725 A1	13-12-2012	AUCUN	

DE 1960515 B1	27-05-1971	AUCUN	
