

RÉPUBLIQUE FRANÇAISE

INSTITUT NATIONAL
DE LA PROPRIÉTÉ INDUSTRIELLE

PARIS

(11) N° de publication :

(A n'utiliser que pour les
commandes de reproduction).

2 476 287

A1

**DEMANDE
DE BREVET D'INVENTION**

(21)

N° 80 03460

(54) Procédé de production de froid et/ou de chaleur par cycle à absorption utilisable notamment pour le chauffage de locaux.

(51) Classification internationale. (Int. Cl. 3) F 25 B 15/02, 15/16.

(22) Date de dépôt 15 février 1980.

(33) (32) (31) Priorité revendiquée :

(41) Date de la mise à la disposition du public de la demande B.O.P.I. — «Listes» n. 34 du 21-8-1981.

(71) Déposant : INSTITUT FRANÇAIS DU PETROLE, résidant en France.

(72) Invention de : Alexandre Rojey et Georges Cohen.

(73) Titulaire : *Idem* (71)

(74) Mandataire : Institut Français du Pétrole, 4, av. de Bois-Préau, 92502 Rueil-Malmaison.

L'invention concerne le domaine des machines frigorifiques à absorption.

Suivant le principe général connu des machines frigorifiques à absorption, il est possible de réaliser une pompe à chaleur à absorption qui produit, à un niveau de température d'utilisation moyen T_2 , une quantité de chaleur Q_2 plus grande que la quantité de chaleur Q_1 qui lui a été fournie à un niveau de température moyen T_1 supérieur à T_2 , en pompant de la chaleur à une source de chaleur à un niveau de température moyen T_3 inférieur à T_2 , cette source de chaleur pouvant être par exemple l'eau d'une nappe phréatique ou l'air extérieur.

Une telle installation de type connu peut fonctionner suivant le schéma de principe qui est représenté sur la figure 1. Le cycle met en jeu un fluide frigorigène qui joue le rôle de soluté et qui est, par exemple, de l'ammoniac et un solvant qui est, par exemple, de l'eau.

Le fluide frigorigène est vaporisé par chauffage de la solution contenue dans le bouilleur B01 avec apport de la quantité de chaleur Q_1 fournie par l'intermédiaire de l'échangeur E1. La vapeur qui est formée contient généralement du solvant et elle est rectifiée par contact avec le reflux qui est envoyé en tête de la zone de rectification R1. La vapeur qui sort en tête de la zone de rectification R1 est ainsi formée de fluide frigorigène pratiquement pur. Cette vapeur est condensée dans l'échangeur E2 en chauffant un fluide extérieur qui arrive par le conduit 1 et repart par le conduit 2. Le condensat ainsi formé est recueilli dans le bac B1. Une fraction de ce condensat est évacuée par le conduit 3 et envoyée en tant que reflux par la pompe P1 en tête de la zone de rectification R1. La fraction restante est évacuée par le conduit 4, détenue dans la vanne de détente V1 et envoyée par le conduit 5 à l'échangeur E3. Dans l'échangeur E3 elle est vaporisée en pompant de la chaleur à un fluide extérieur qui arrive par le conduit 6 et repart par le conduit 7. La phase vapeur est évacuée par le conduit 8 ; elle est absorbée dans la solution pauvre provenant du bouilleur B01 et arrivant par le conduit 9, à travers la vanne V2, en cédant de la chaleur à un fluide extérieur qui arrive par le conduit 10 et repart par le conduit 11. La solution riche ainsi formée est recueillie dans le bac B2 et reprise par la pompe P2 qui l'envoie par le conduit 12 au bouilleur B01. La solution riche allant au bouilleur et la solution pauvre sortant du bouilleur échangent de la chaleur dans l'échangeur de chaleur E5.

Un tel schéma de fonctionnement est généralement satisfaisant

lorsque l'installation fonctionne en produisant du froid et en rejetant de la chaleur dans les échangeurs E2 et E4 à une température relativement basse, par exemple 30 ou 40 °C. Dans le cas où l'installation est utilisée en chauffage, le fluide de chauffage sera souvent de l'eau dont 5 la température d'arrivée dans les échangeurs E2 et E4 évoluera généralement au cours de l'année. Lorsque la pompe à chaleur fournit la totalité ou tout au moins une grande partie de la chaleur nécessaire au chauffage, la température de sortie de l'eau pourra atteindre et dépasser des valeurs de l'ordre de 50 °C. Dans ce cas, lorsque le fluide de travail 10 est de l'ammoniac ou un fluide présentant une température d'ébullition et une température critique comparables, la pression à laquelle se trouvent le générateur et le condenseur E2 augmente rapidement lorsque la température de sortie du fluide chauffé croît. Par exemple, dans le cas de l'ammoniac, on observe les valeurs suivantes de la pression lorsque 15 la température croît :

| t (°C) | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 |
|---------|-------|-------|-------|-------|-------|
| P (atm) | 11,89 | 15,85 | 20,73 | 26,66 | 33,77 |

les valeurs relativement élevées de la pression qui sont atteintes lorsque la température dépasse 50 °C représentent une difficulté importante dans la réalisation du dispositif et entraînent une augmentation du niveau de l'investissement.

Il a été découvert qu'il est possible, pour limiter le niveau de pression, d'opérer selon un principe de fonctionnement qui est illustré par le schéma représenté sur la figure 2.

25 Le fluide frigorigène de travail (F) est vaporisé par chauffage de la solution contenue dans le bouilleur BO2, la chaleur nécessaire étant fournie par l'intermédiaire de l'échangeur E6. La vapeur qui est formée est rectifiée dans la colonne de rectification R2, par contact avec la solution riche arrivant de la zone d'absorption par le conduit 14, et 30 avec la solution envoyée en tête de la colonne de rectification R2 par le conduit 15. La vapeur sortant par le conduit 16 est mélangée avec la solution arrivant par le conduit 17. Le mélange liquide vapeur ainsi obtenu est envoyé par le conduit 18 dans l'échangeur E7 dans lequel la phase vapeur est condensée au moins en partie en cédant de la chaleur 35 à un fluide externe qui arrive par le conduit 19 et repart par le conduit 20. La solution obtenue ressort de l'échangeur E7 par le conduit 21,

saturée ou légèrement sous refroidie. Pour une température donnée, plus la teneur en eau de cette solution est élevée, plus la pression est basse. Ainsi par exemple pour une température de 60 °C, la pression de saturation évolue de la manière suivante avec la concentration en ammoniac x exprimée en fraction poids d'ammoniac.

| x % | 100 | 75 | 61 | 51 |
|---------|------|------|------|-----|
| P (atm) | 26,7 | 19,4 | 13,6 | 9,7 |

C'est un des objets de la présente invention que d'abaisser la pression de fonctionnement afin d'abaisser les frais de fonctionnement ainsi que réduire les problèmes de sécurité ; dans le procédé selon l'invention, on réduit cette pression de fonctionnement en condensant la vapeur qui sort de la zone de rectification après l'avoir mélangée avec une solution moins concentrée en fluide de travail (F). Le fait d'obtenir à la sortie du condenseur une solution au lieu d'un constituant pratiquement pur pose toutefois un certain nombre de problèmes. En particulier, lorsque cette solution est détendue dans la vanne V3 et vaporisée dans l'échangeur E9 en prélevant de la chaleur sur un fluide extérieur qui arrive par le conduit 21 et repart par le conduit 22, la température de vaporisation n'est pas constante et pour vaporiser entièrement la solution, il est généralement nécessaire de débuter la vaporisation à une température très basse, ce qui entraîne une pression très basse et une réduction des performances du procédé. Dans le procédé selon l'invention, la solution, qui entre par le conduit 23 dans l'échangeur E9, n'est vaporisée que partiellement en échangeant de la chaleur avec le fluide extérieur qui arrive par le conduit 21 et repart par le conduit 22. Le mélange liquide vapeur ainsi obtenu est recueilli dans le bac de décantation B4. La phase vapeur est évacuée par le conduit 27. La phase liquide est évacuée par le conduit 24 et reprise par la pompe P4 qui l'envoie dans le conduit 25. Dans le mode de réalisation préféré qui est représenté sur la figure 2, elle échange de la chaleur dans l'échangeur E8 avec la solution sortant de l'échangeur E7 et ressort de l'échangeur E8 par le conduit 26.

Si on distingue deux zones, une première zone comprenant les échangeurs E7, E8 et E9 ainsi que l'ensemble du circuit constitué par les lignes 18, 21, 23, 24, 25, 26, la vanne de détente V3 et le bac de décantation B4 et une deuxième zone formée par le reste du dispositif, il

est clair que pour qu'un régime permanent puisse s'établir, il faut que les quantités de solvant (S) et de fluide frigorigène (F) entrant dans la première zone et sortant de la deuxième zone soient les mêmes que les quantités de solvant et de fluide frigorigène sortant de la première zone et entrant dans la deuxième zone. La température de sortie de l'échangeur E9 étant généralement beaucoup plus basse que la température de la vapeur sortant par le conduit 16, la teneur en solvant de la vapeur sortant par le conduit 16 est supérieure à la teneur en solvant de la vapeur sortant du bac B4. Dans ces conditions, pour qu'un régime permanent puisse s'établir, il faut nécessairement transférer de la première zone à la deuxième zone une phase plus riche en solvant que la vapeur sortant de la deuxième zone par le conduit 16. Dans le procédé selon l'invention, ceci est réalisé en divisant la solution qui arrive par le conduit 26 en deux fractions au moyen de la vanne distributrice V5. Une première fraction est envoyée par le conduit 17 pour être mélangée avec la vapeur sortant par le conduit 16. Le mélange liquide-vapeur ainsi formé est envoyé par le conduit 18 dans l'échangeur E7 comme décrit ci-dessus. La fraction restante de solution est envoyée par le conduit 15 à la colonne de rectification R2.

Comme cette fraction de solution est formée à une pression voisine de la pression existant dans la zone d'absorption et que sa température de saturation à cette pression est inférieure à la température de saturation de la solution sortant de la zone d'absorption, elle est plus concentrée en soluté (F) que la solution provenant de la zone d'absorption.

Pour cette raison, dans le procédé selon l'invention, elle est envoyée en tête de la zone de rectification, ce qui permet d'obtenir à la sortie de la zone de rectification une phase vapeur qui est enrichie en soluté (F) et appauvrie en solvant (S), en diminuant ainsi la chaleur qu'il est nécessaire de fournir au bouilleur, ladite vapeur étant évacuée par le conduit 16.

La vapeur qui est évacuée par le conduit 27 est mélangée avec la solution pauvre arrivant par le conduit 28 et le mélange liquide-vapeur ainsi formé est envoyé par le conduit 29 dans l'échangeur E10. La phase vapeur est alors absorbée en cédant de la chaleur à un fluide extérieur qui arrive par le conduit 30 et ressort par le conduit 31. La solution riche ainsi formée ressort de l'échangeur E10 par le conduit 32 et elle est recueillie dans le bac B5, d'où elle est évacuée par le conduit 33.

pour être reprise par la pompe P5, qui l'envoie par le conduit 34 à l'échangeur E11. Dans l'échangeur E11, elle échange de la chaleur avec la solution pauvre qui est évacuée par le conduit 35 du bouilleur BO2, refroidie dans l'échangeur E11, évacuée de l'échangeur E11 par le conduit 36, détendue dans la vanne de détente V4 et recyclée à la zone d'absorption par le conduit 28.

Le procédé selon l'invention qui met en jeu un fluide de travail (F) jouant le rôle de soluté et un fluide (S) dont la température d'ébullition est supérieure à la température d'ébullition du fluide (F) et qui au moins une étape de désorption, 10 comporte au moins une étape d'absorption, au moins une étape de condensation et au moins une étape de vaporisation, est caractérisé en ce que (a) la phase liquide obtenue au cours de l'étape de condensation, qui est constituée en majeure partie du fluide (F), est détendue, (b) en ce que ladite phase liquide est vaporisée, dans l'étape de vaporisation, 15 avec évolution progressive de la température, en prélevant de la chaleur sur un fluide extérieur et en formant d'une part une phase vapeur et d'autre part une phase liquide, (c) en ce que la phase vapeur provenant de l'étape (b) est absorbée, dans l'étape d'absorption, dans une phase liquide constituée en majeure partie du fluide (S) en cédant de 20 la chaleur à un fluide extérieur et en formant une solution enrichie en fluide (F), (d) en ce que la solution provenant de l'étape (c) est envoyée à une zone de rectification, (e) en ce que la phase liquide provenant de la zone de rectification est chauffée par un fluide extérieur en formant d'une part une phase liquide qui est recyclée vers l'étape 25 (c) et d'autre part une phase vapeur, (f) en ce que la phase vapeur provenant de l'étape (e) est envoyée dans la zone de rectification dans laquelle elle est mise en contact avec au moins une partie de la solution provenant de l'étape (c) et une fraction de la phase liquide provenant de l'étape (b), (g) en ce que la phase vapeur sortant de la zone de rectification est mélangée avec la fraction restante de la phase liquide provenant de l'étape (b), (h) et en ce que le mélange liquide-vapeur obtenu à l'étape (g) est condensé, dans l'étape de condensation, en 30 cédant de la chaleur à un fluide extérieur et en formant une phase liquide qui est recyclée à l'étape (a).

La solution provenant de l'étape d'absorption peut être introduite en différents points de la zone de rectification. Il est possible notamment de l'introduire entièrement en un point intermédiaire de la zone de rectification, la solution provenant de l'étape de vaporisation 35

étant envoyée en tête. Il est également possible dans le but de simplifier la réalisation du dispositif de l'introduire en tête de la zone de rectification ainsi que la solution provenant de l'étape de vaporisation.

La chaleur qui est fournie au cours de l'étape de désorption peut 5 avoir une origine quelconque. Elle peut provenir notamment de la combustion d'un hydrocarbure gazeux ou liquide, tel que le gaz naturel ou un fuel utilisé pour le chauffage domestique, ou encore pour les installations de grande puissance, un fuel industriel. La chaleur peut être transmise directement par les gaz de combustion à travers une surface 10 d'échange ou par l'intermédiaire d'un fluide caloporteur tel que par exemple l'eau pressurisée ou encore un fluide caloporteur organique.

Pour épuiser plus complètement en chaleur le fluide qui fournit 15 la chaleur nécessaire à l'étape de désorption, on peut opérer selon la disposition prévue dans la demande de brevet français N° 79/09836 consistant à diviser la solution provenant de l'étape d'absorption en deux fractions dont une fraction est envoyée en un point intermédiaire ou en tête de la zone de rectification et dont la fraction restante se vaporise partiellement en échangeant de la chaleur de préférence à contre-courant avec le fluide extérieur de chauffage après que ce fluide ait 20 fourni de la chaleur au bouilleur. Le mélange liquide-vapeur ainsi obtenu par vaporisation partielle de ladite fraction restante est alors envoyé à la base de la zone de rectification, la phase vapeur étant mélangée avec la phase vapeur provenant du bouilleur et la phase liquide étant recueillie dans le bouilleur avec la phase liquide ayant contacté 25 la phase vapeur dans la zone de rectification.

Il est également possible, en particulier lorsque la quantité de chaleur ainsi récupérée est relativement faible en comparaison de la chaleur fournie au bouilleur, d'envoyer toute la solution provenant de l'étape d'absorption à la zone de rectification, après avoir refroidi 30 le fluide extérieur de chauffage par échange de chaleur avec ladite solution en provoquant éventuellement un début de vaporisation de ladite solution.

Il faut toutefois éviter une vaporisation trop importante provoquant un entraînement excessif de solvant (S) qui conduit à une diminution des performances du procédé.

Le procédé fournit de la chaleur à un fluide extérieur dans les échangeurs E7 et E10 et prélève de la chaleur à un fluide extérieur dans l'échangeur E9. Au cours de ces échanges de chaleur, la température

du mélange des fluides (F) et (S) évolue ainsi qu'en général la température des fluides extérieurs. Il est donc avantageux d'opérer ces échanges à contre-courant, le mélange des fluides (F) et (S) suivant au cours de l'étape de condensation et de l'étape d'absorption une évolution de température décroissante parallèle à l'évolution de température croissante du fluide extérieur et au cours de l'étape de vaporisation une évolution de température croissante parallèle à l'évolution de température décroissante du fluide extérieur.

L'invention s'applique tout particulièrement au cas où le fluide 10 (F) est de l'ammoniac et le fluide (S) de l'eau. Toutefois d'autres fluides peuvent être également utilisés purs ou en mélange.

Le fluide (F) peut être, par exemple, un hydrocarbure dont la molécule comporte de 3 à 5 atomes de carbone, tel que le propane, le butane normal, l'isobutane, le pentane normal, l'isopentane, ou un hydrocarbure halogéné du type "Fréon" dont la molécule comporte un ou deux 15 atomes de carbone et au moins un atome de fluor, par exemple le difluorochlorométhane (R-22), le dichlorofluorométhane (R-21) ou le difluorodichlorométhane (R-12). Le solvant peut être alors par exemple la diméthylformamide, la diethylformamide, l'éthylène glycol, le diéthylène 20 glycol, le triéthylène glycol, le diméthyléther du tétraéthylene glycol, le dibutylphthalate, le diméthylsulfoxyde, la N-méthylpyrrolidone, la N,N-diméthylacétamide, l'acétate d'isobutyle, l'alcool benzylique, l'aniline ou encore un hydrocarbure choisi par exemple parmi les hydrocarbures paraffiniques.

25 Le fluide (F) peut également, par exemple, de la méthylamine et le fluide (S) de l'eau.

De manière générale tout couple fluide de travail (F), solvant (S) peut convenir à condition que les produits utilisés soient stables chimiquement dans les conditions de température et de pression auxquelles 30 on opère, que le fluide de travail et le solvant puissent être vaporisés purs ou en mélange dans les conditions de température et de pression auxquelles on opère, la volatilité du fluide de travail étant toutefois supérieure à la volatilité du solvant.

Les caractéristiques du procédé apparaissent dans les exemples suivants présentés à titre d'illustration.

Exemple 1

L'exemple est illustré par la figure 3.

On réalise l'étape d'absorption en mettant en contact une solution

provenant de l'étape de désorption et qui arrive par le conduit 51 avec une phase vapeur qui provient de l'étape d'évaporation et qui arrive par le conduit 50.

Le mélange qui arrive par le conduit 51 a la composition suivante
5 (en fractions molaires) :

NH₃ : 8 %

H₂O : 92 %

La phase vapeur qui arrive par le conduit 50 contient 99,96 % d'ammoniac. Le débit de phase vapeur est de 72,1 kg/h et le débit de 10 solution de 224,4 kg/h. Le mélange liquide-vapeur est envoyé par le conduit 52 à l'échangeur E103 et l'étape d'absorption est effectuée en cédant la chaleur d'absorption à l'eau d'un circuit de chauffage qui arrive par le conduit 53 à 40 °C et repart par le conduit 54 à 55 °C.

La solution obtenue est recueillie dans le ^{bac}E101 et reprise par la pompe 15 P102 qui l'envoie par le conduit 55 dans l'échangeur E106. Dans l'échangeur E106 elle est réchauffée en échangeant de la chaleur avec la solution pauvre arrivant par le conduit 56. Elle ressort de l'échangeur E106 par le conduit 57 à une température de 125 °C. Elle est alors envoyée dans l'échangeur E107 dans lequel elle est réchauffée à contre- 20 courant en refroidissant les fumées qui arrivent par le conduit 58 et ressortent par le conduit 59 et elle ressort de l'échangeur E107 par le conduit 60 pour être envoyée dans la colonne C101. La colonne comporte 8 plateaux et la solution est envoyée sur le 4ème plateau. La pression en tête est de 15,9 atm.

25 La colonne est équipée d'un bouilleur qui est réchauffé par les fumées d'un brûleur fonctionnant avec du gaz naturel, à travers la surface d'échange E108. La chaleur ainsi fournie au bouilleur est de 40636 Kcal/h. Les fumées ressortent du bouilleur par le conduit 58 à une température de 280 °C. Elles sont alors envoyées dans l'échangeur 30 E107 d'où elles ressortent par le conduit 59 à une température de 180°C.

La vapeur sortant en tête de la colonne de rectification est évacuée par le conduit 61. Par le conduit 62 arrive un débit de 16,8 kg/h de solution. Cette dernière solution provient du passage, à travers la vanne de répartition V101, d'une fraction de la solution qui arrive par 35 le conduit 63. La fraction restante de la solution qui arrive par le conduit 63 passe à travers la vanne de répartition V102 et elle est envoyée par le conduit 64 en tête de la colonne C101. Le mélange liquide-vapeur obtenu après mélange de la vapeur de tête avec l'appoint arrivant

par le conduit 62 est envoyé par le conduit 65 à l'échangeur E101 d'où il ressort par le conduit 66. La chaleur de condensation, qui représente 28934 Kcal/h, est fournie à contre-courant à l'eau d'un circuit de chauffage qui arrive par le conduit 67 à une température de 40 °C et ressort 5 par le conduit 68 à une température de 55 °C. La solution résultante est envoyée par le conduit 66 à l'échangeur E105 d'où elle ressort par le conduit 67. Elle est détendue à travers la vanne de détente V104 puis envoyée par le conduit 68 à l'échangeur E102 d'où elle ressort par le conduit 69. La chaleur de vaporisation est prélevée à contre-courant sur 10 l'eau d'une nappe phréatique qui arrive par le conduit 70 à 12 °C et repart par le conduit 71 à 4 °C. Le mélange liquide-vapeur sortant de l'échangeur E102 est recueilli dans le bac B102 dans la phase liquide et la phase vapeur sont séparées.

La phase liquide est évacuée par le conduit 72 et envoyée par la 15 pompe P101 dans le conduit 73 par lequel elle entre dans l'échangeur E105 d'où elle ressort par le conduit 63 à une température de 40 °C. La phase vapeur est recyclée par le conduit 50 à l'étape d'absorption.

Exemple 2

L'exemple est illustré par la figure 4. On réalise l'étape d'absorption en mettant en contact une solution provenant de l'étape de désorption et qui arrive par le conduit 81 avec une phase vapeur qui provient de l'étape d'évaporation et qui arrive par le conduit 80. Le mélange eau-ammoniac qui arrive par le conduit 81 contient 5 % d'ammoniac (en fraction molaire). Le mélange liquide-vapeur ainsi obtenu est envoyé 20 par le conduit 82 dans l'échangeur E203 et l'étape d'absorption est effectuée en cédant la chaleur d'absorption à l'eau d'un circuit de chauffage qui arrive par le conduit 83 à 26 °C et repart par le conduit 84 à 32 °C. La solution obtenue, qui représente un débit de 202,6 kg/h est recueillie dans le bac B201. Elle est évacuée par le conduit 85 et 25 pompée par la pompe P202 qui l'envoie par le conduit 86 dans l'échangeur E206 dans lequel elle échange de la chaleur avec la solution pauvre provenant du bouilleur et ressort de l'échangeur E206 par la conduite 87 à 30 la température de 94 °C. Elle est alors envoyée dans l'échangeur E209 dans lequel elle échange de la chaleur avec les fumées qui arrivent par le conduit 88 et repartent par le conduit 89. Elle est introduite partiellement vaporisée, par la conduit 92, sur le 4ème plateau de la colonne C201 qui comporte 8 plateaux. La pression en tête de la colonne 35 est de 8,6 atm. La colonne est équipée d'un bouilleur qui est réchauffé

par les fumées provenant d'un brûleur fonctionnant avec du gaz naturel. La chaleur ainsi transmise au bouilleur qui représente 31991 Kcal/h est transférée à travers la surface d'échange E208.

La vapeur sortant en tête de la colonne C201 est évacuée par le conduit 93. Elle est mélangée avec un débit de 89,6 kg/h de solution arrivant par le conduit 94 après passage à travers la vanne de répartition V201. La fraction restante de la solution qui arrive par le conduit 96 passe par la vanne de répartition V202 et est introduite en tête de la colonne C201. Le mélange liquide-vapeur obtenu après mélange de la vapeur recueillie en tête de la colonne C201 avec l'appoint liquide arrivant par le conduit 94 est envoyé par le conduit 109 dans l'échangeur E201 dans lequel il est condensé en fournissant 23142 Kcal/h à l'eau d'un circuit de chauffage qui arrive par le conduit 97 à 26 °C et ressort par le conduit 98 à 32 °C. La solution ainsi obtenue est envoyée par le conduit 89 à l'échangeur E205 d'où elle ressort par le conduit 100. Elle est alors détendue à travers la vanne de détente V204 et elle est envoyée par le conduit 101 à l'échangeur E206 dans lequel elle est partiellement vaporisée en échangeant de la chaleur avec de l'air extérieur qui arrive par le conduit 102 à 10 °C et repart par le conduit 103 à 5 °C. L'humidité relative de l'air étant de 50 % il n'y a pas condensation d'eau provenant de cet air extérieur et aucun dégivrage n'est nécessaire dans ces conditions de fonctionnement. Le mélange liquide vapeur sortant de l'échangeur E206 est envoyé par le conduit 104 dans l'échangeur E207 dans lequel la vaporisation du mélange eau-ammoniac est poursuivie par échange de chaleur avec les fumées provenant de l'échangeur E209 qui arrivent par le conduit 89 et repartent par le conduit 105. Le mélange liquide vapeur obtenu ressort de l'échangeur E207 par le conduit 106 à une température de 15 °C et il est recueilli dans le bac B202. Dans le bac 202 on sépare la phase liquide et la phase vapeur. La phase liquide est évacuée par le conduit 107, pompée par la pompe P201 et envoyée par le conduit 108 à l'échangeur E205. La phase vapeur est évacuée par le conduit 80 et recyclée à l'étape d'absorption.

Ces exemples sont donnés à titre d'illustration et d'autres cas d'utilisation du procédé peuvent être prévus. Par exemple, le fluide du circuit de chauffage auquel est transmise la chaleur au cours des étapes de condensation et d'absorption peut être également de l'air. Si le local à chauffer fait l'objet d'une ventilation d'air contrôlée, la chaleur peut être transmise à l'air extérieur qui est chauffé avant d'être

envoyé dans le local à chauffer. Elle peut être également transmise à l'air intérieur du local qui est réchauffé et qui est dans ce cas recirculé, ou encore à un mélange d'air extérieur et d'air intérieur.

Le fluide qui circule dans le circuit de chauffage peut alimenter 5 les échangeurs dans lesquels est transmise la chaleur fournie par le procédé au cours des étapes de condensation ou d'absorption, soit en parallèle, soit en série.

Les différentes étapes du procédé peuvent être réalisées avec différents types de matériel.

10 La colonne de rectification peut être réalisée avec des plateaux par exemple à calottes ou à clapets, soit encore en utilisant différents types de garnissage, soit en éléments distincts de dimension inférieure au diamètre de la colonne (tels que par exemple les anneaux Raschig, les anneaux Pall, les selles de Berl utilisés en génie chimique) soit en éléments tissés (tels que par exemple les garnissages "Multiknit" fabriqués par Tissmétal).

Les échangeurs peuvent être par exemple des échangeurs à plaques, par exemple des échangeurs en aluminium brasé, ou encore des échangeurs à double tube.

20 Les mélanges effectués entre une phase gazeuse et une phase liquide peuvent être réalisés soit par simple mélange en ligne, soit dans une enceinte comportant une agitation soit mécanique soit statique, le mélange résultant dans ce dernier cas du passage des phases dont on effectue le mélange, par exemple, autour d'une hélice ou à travers un garnis sage. Lesdits mélanges et la fourniture de chaleur par condensation au moins partielle desdits mélanges peuvent être opérés soit successivement la zone de mélange étant distincte de l'échangeur dans lequel la chaleur est fournie à l'extérieur, soit simultanément en refroidissant l'enceinte dans laquelle est effectué le mélange.

30 La pression dans la zone de désorption est généralement comprise entre 3 et 25 bars et la pression dans la zone d'absorption est généralement comprise entre 1 et 15 bars.

La température du mélange des fluides (F) et (S) au cours des étapes de condensation et d'absorption est généralement comprise entre 20 et 35 100 °C et la température du mélange au cours de l'étape de vaporisation est généralement comprise entre -15 et 50 °C.

Le présent procédé peut trouver des applications autres que celles du chauffage des locaux. En effet l'étape d'évaporation, qui dans le cas

du fonctionnement en pompe à chaleur sert à prélever de la chaleur en vue d'en fournir au cours des étapes de condensation et d'absorption, peut être également utilisée pour produire du froid, la chaleur cédée au cours des étapes d'absorption et de condensation étant alors soit 5 utilisée comme moyen de chauffage soit rejetée dans le milieu ambiant.

REVENDICATIONS

1. - Procédé perfectionné de production de froid et/ou de chaleur, selon un cycle à absorption mettant en jeu un fluide de travail (F) jouant le rôle de soluté et un fluide (S), dont la température d'ébullition est supérieure à la température d'ébullition du fluide (F), jouant le rôle de solvant, ledit cycle comportant au moins une étape d'absorption, au moins une étape de désorption, au moins une étape de condensation et au moins une étape de vaporisation, caractérisé en ce que (a) la phase liquide obtenue au cours de l'étape de condensation, qui est constituée en majeure partie du fluide (F), est détendue, (b) en ce que ladite phase liquide est vaporisée, dans l'étape de vaporisation, avec évolution progressive de la température, en prélevant de la chaleur sur un fluide extérieur et en formant, d'une part, une phase vapeur et, d'autre part, une phase liquide, (c) en ce que la phase vapeur provenant de l'étape (b) est absorbée, lors de l'étape d'absorption, dans une phase liquide constituée/en majeure partie du fluide (S) en cédant de la chaleur à un fluide extérieur et en formant une solution enrichie en fluide (F), (d) en ce que la solution provenant de l'étape (c) est envoyée à une zone de rectification, (e) en ce que la phase liquide provenant de la zone de rectification est chauffée par un fluide extérieur en formant, d'une part, une phase liquide qui est recyclée vers l'étape (c) et, d'autre part, une phase vapeur, (f) en ce que la phase vapeur, provenant de l'étape (e), est envoyée dans la zone de rectification dans laquelle elle est mise en contact avec au moins une partie de la solution provenant de l'étape (c) et une fraction de la phase liquide provenant de l'étape (b), (g) en ce que la phase vapeur sortant de la zone de rectification est mélangée avec la fraction restante de la phase liquide provenant de l'étape (b), (h) et en ce que le mélange liquide-vapeur obtenu à l'étape (g) est condensé, dans l'étape de condensation, en cédant de la chaleur à un fluide extérieur et en formant une phase liquide qui est recyclée à l'étape (a).
2. - Procédé selon la revendication 1 dans lequel, à l'étape (f), au moins une fraction de la solution provenant de l'étape d'absorption est introduite en un point intermédiaire de la zone de rectification et au moins une fraction de la solution provenant de l'étape de vaporisation est introduite en tête de la zone de rectification,

la phase vapeur provenant de l'étape (e) étant introduite au bas de ladite zone de rectification.

3. - Procédé selon la revendication 1 dans lequel, à l'étape (f), au moins une fraction de la solution provenant de l'étape d'absorption et au moins une fraction de la solution provenant de l'étape de vaporisation, sont introduites en tête de la zone de rectification, la phase vapeur provenant de l'étape (e) étant introduite au bas de ladite zone de rectification.
4. - Procédé selon l'une des revendications 1 à 3 dans lequel la chaleur transférée au cours des étapes de condensation, d'absorption et de vaporisation est échangée suivant un mode d'échange à contre-courant, le mélange des fluides (F) et (S) suivant, au cours de l'étape de condensation et de l'étape d'absorption, une évolution de température décroissante parallèle à l'évolution de température croissante du fluide extérieur et, au cours de l'étape de vaporisation, une évolution de température croissante parallèle à l'évolution de température décroissante du fluide extérieur.
5. - Procédé selon l'une des revendications 1 à 4 dans lequel le fluide (F) est l'ammoniac et le fluide (S) est l'eau.
6. - Procédé selon l'une des revendications 1 à 4 dans lequel le fluide (F) est un hydrocarbure halogéné dont la molécule comporte 1 à 2 atomes de carbone et au moins un atome de fluor et le fluide (S) est un solvant organique.
7. - Procédé selon l'une des revendications 1 à 6 dans lequel la chaleur, fournie au cours de l'étape de désorption, provient de la combustion d'un hydrocarbure liquide ou gazeux.
8. - Procédé selon l'une des revendications 1 à 7 dans lequel le fluide de chauffage fournissant la chaleur nécessaire à l'étape de désorption subit un refroidissement complémentaire en chauffant au moins une partie de la solution provenant de l'étape d'absorption avant qu'elle soit introduite dans la zone de rectification.
9. - Procédé selon l'une des revendications 1 à 8 dans lequel la solution provenant de l'étape d'absorption est partagée en au moins deux fractions dont la première est envoyée dans la zone de rectification et dont la seconde est partiellement vaporisée par échange de chaleur avec le fluide de chauffage qui fournit la chaleur nécessaire à l'étape de désorption, puis est introduite en fond de la zone de rectification.

10. - Procédé selon l'une des revendications 1 à 9 dans lequel , au cours de l'étape de vaporisation, la chaleur est prélevée au moins en partie sur l'eau d'une nappe phréatique.
11. - Procédé selon l'une des revendications 1 à 9 dans lequel, au cours
5 de l'étape de vaporisation, la chaleur est prélevée au moins en partie sur de l'air.
12. - Procédé selon l'une des revendications 1 à 11 dans lequel, au cours de l'étape de vaporisation, la chaleur est prélevée au moins en partie sur des gaz de combustion.
- 10 13. - Procédé selon l'une des revendications 1 à 12 dans lequel le mélange des fluides (F) et (S) est vaporisé en deux étapes consécutives, la première étape étant effectuée par échange de chaleur avec un fluide extérieur, air ou eau, et la deuxième étape étant effectuée par échange de chaleur avec un gaz de combustion.
- 15 14. - Procédé selon l'une des revendications 1 à 13 dans lequel la pression dans la zone d'absorption est comprise entre 1 et 15 bars.
15. - Procédé selon l'une des revendications 1 à 14 dans lequel la pression dans la zone de désorption est comprise entre 3 et 25 bars.
16. - Procédé selon l'une des revendications 1 à 15 dans lequel la température du mélange des fluides (F) et (S), au cours des étapes de condensation et d'absorption est comprise entre 20 et 100 °C.
- 20 17. - Procédé selon l'une des revendications 1 à 16 dans lequel la température du mélange, au cours de l'étape de vaporisation, est comprise entre -15 et 50 °C.

PL.I.3

FIG.1

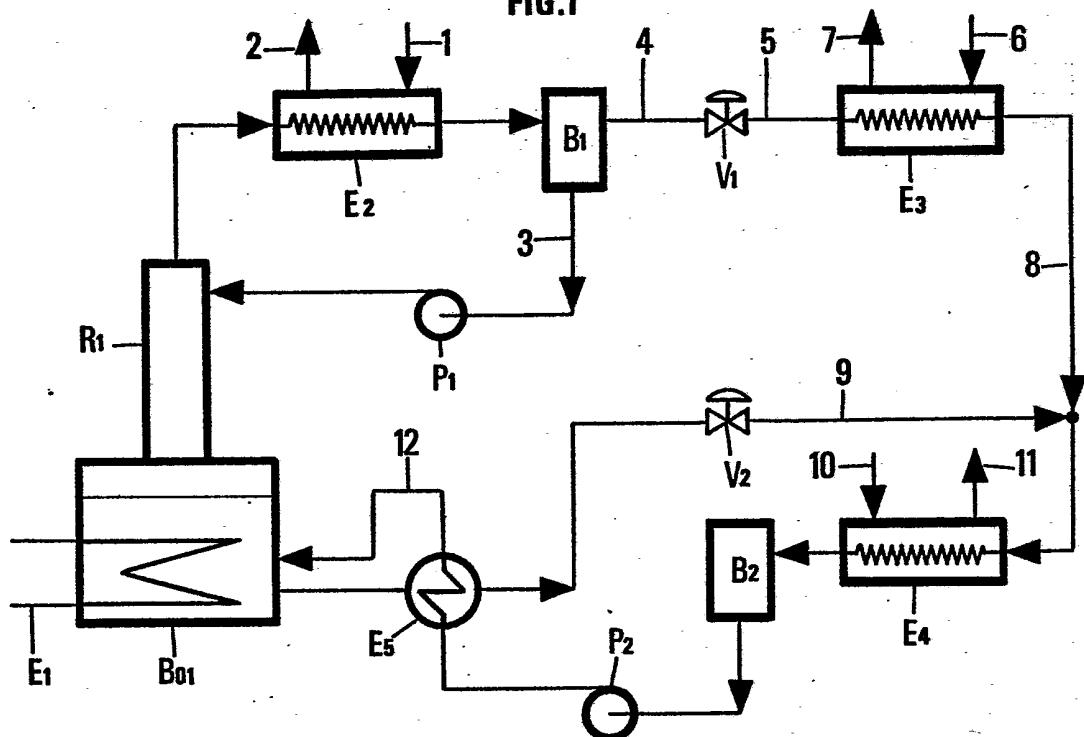
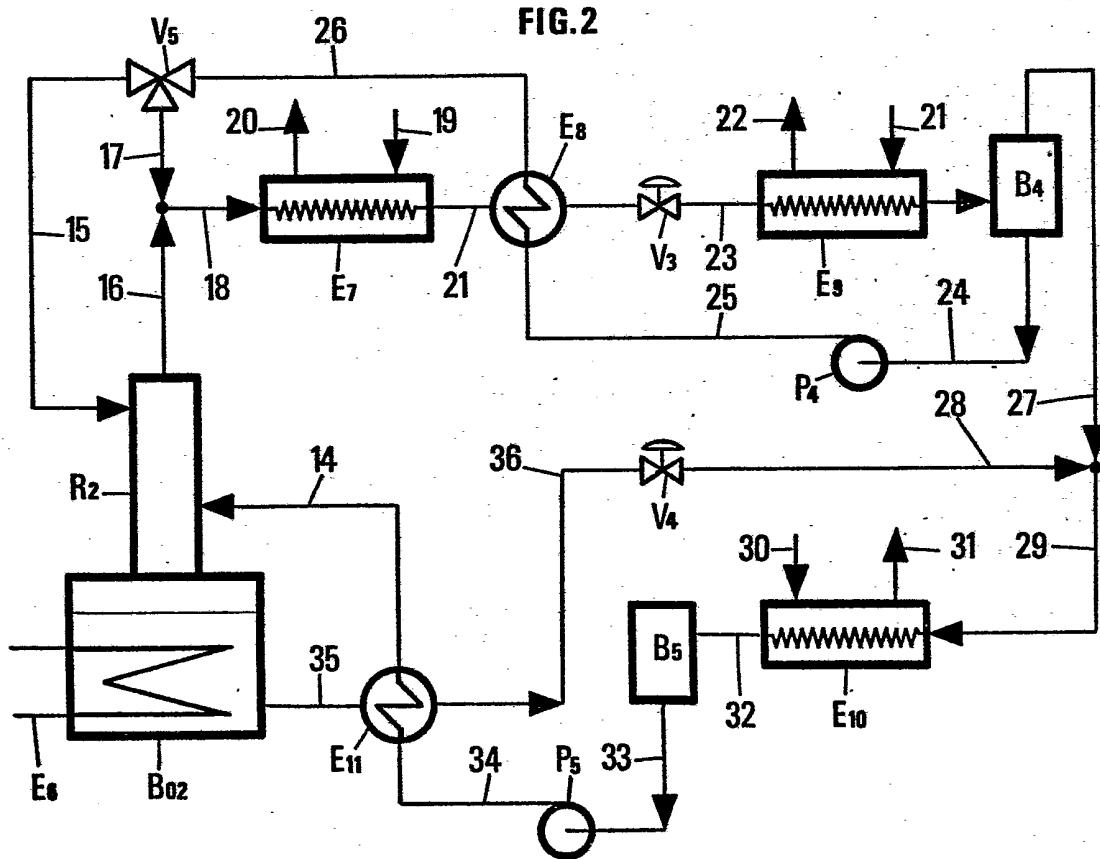
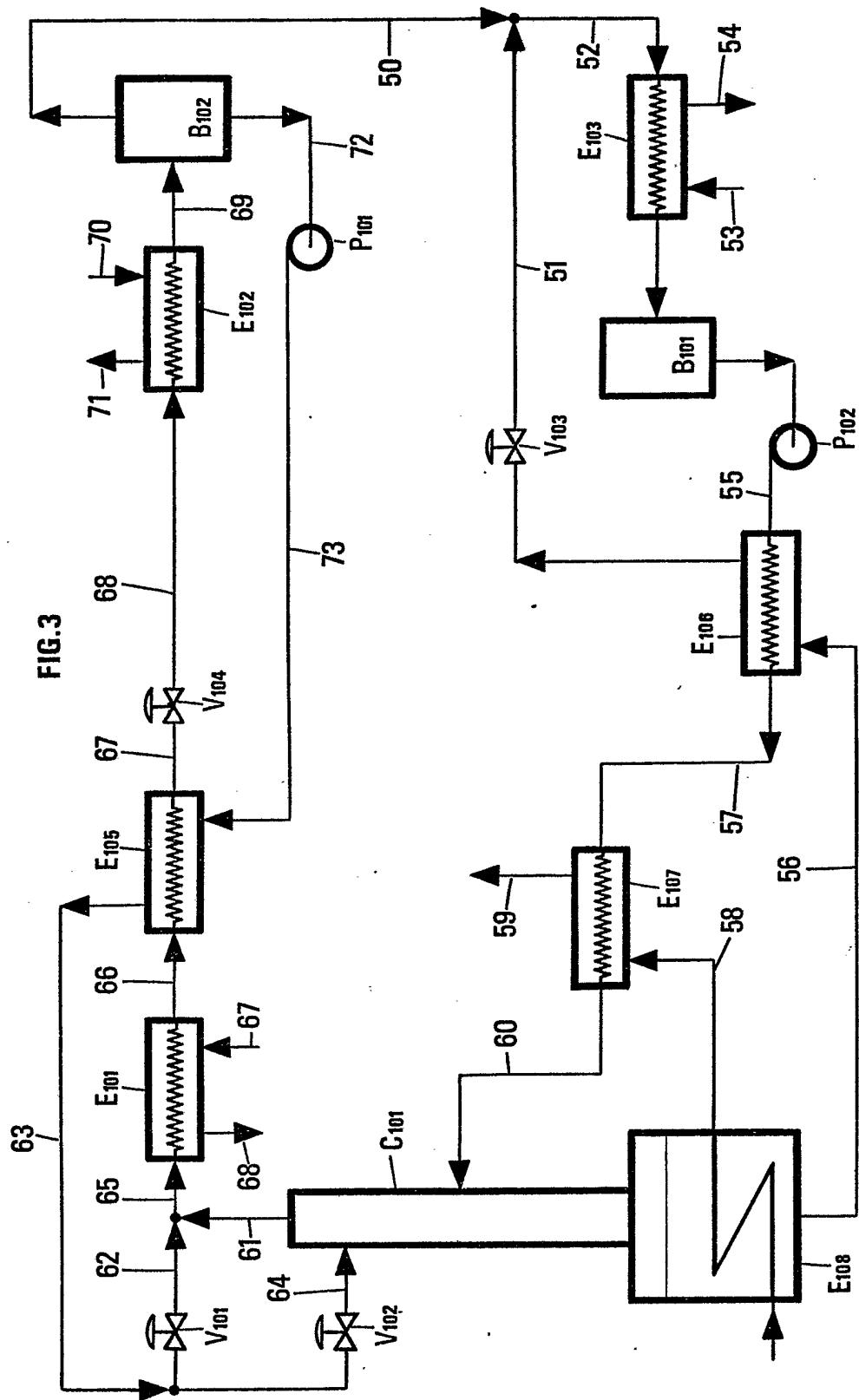


FIG.2



PL.II.3



PL.III.3

FIG.4

