



(86) Date de dépôt PCT/PCT Filing Date: 2010/03/23
(87) Date publication PCT/PCT Publication Date: 2010/09/30
(85) Entrée phase nationale/National Entry: 2011/09/23
(86) N° demande PCT/PCT Application No.: FR 2010/050526
(87) N° publication PCT/PCT Publication No.: 2010/109130
(30) Priorité/Priority: 2009/03/25 (FR09 51941)

(51) Cl.Int./Int.Cl. *B01D 53/00* (2006.01),
C10G 5/04 (2006.01), *C10G 5/06* (2006.01),
C10L 3/10 (2006.01), *F25J 3/06* (2006.01)

(71) Demandeur/Applicant:
TECHNIP FRANCE, FR

(72) Inventeurs/Inventors:
PARADOWSKI, HENRI, FR;
VOVARD, SYLVAIN, FR

(74) Agent: NORTON ROSE OR S.E.N.C.R.L., S.R.L./LLP

(54) Titre : PROCEDE DE TRAITEMENT D'UN GAZ NATUREL DE CHARGE POUR OBTENIR UN GAZ NATUREL
TRAITE ET UNE COUPE D'HYDROCARBURES EN C_5^+ , ET INSTALLATION ASSOCIEE

(54) Title: METHOD FOR PROCESSING A NATURAL LOAD GAS FOR OBTAINING A NATURAL PROCESSED GAS
AND A REDUCTION IN C_5^+ HYDROCARBONS, AND ASSOCIATED INSTALLATION

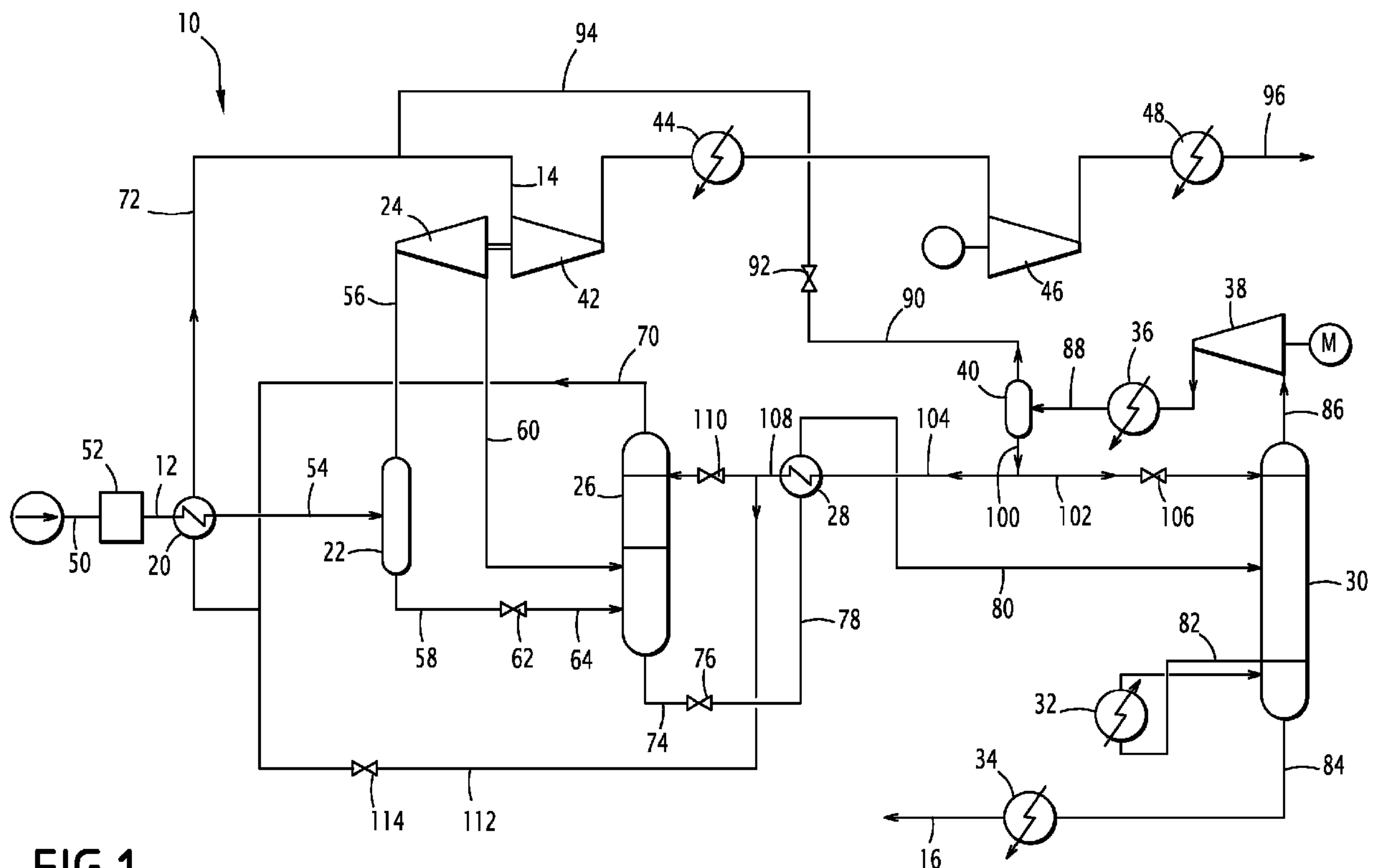
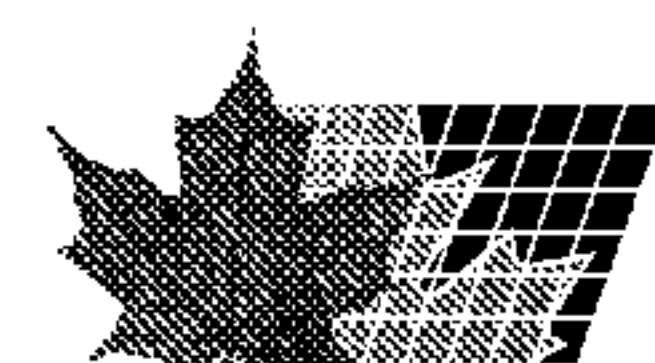


FIG.1

(57) Abrégé/Abstract:

Ce procédé comprend l'introduction d'un courant de charge (54) dans un premier ballon (22), la détente dynamique du courant gazeux (56) issu du ballon (22) dans une turbine (24), puis son introduction dans une première colonne (26) de purification. Il



(57) **Abrégé(suite)/Abstract(continued):**

comprend la production en tête de la première colonne (26) d'un gaz purifié (70) et la récupération au fond de la première colonne (26) d'un gaz liquéfié (74) de fond, qui est introduit après détente dans une deuxième colonne (30) d'élimination des hydrocarbures en C_5^+ . Le gaz naturel de tête purifié (70) issu de la première colonne (26) est réchauffé dans un premier échangeur thermique (20) par échange thermique avec un gaz de charge (12). Le procédé comprend la compression du courant gazeux (86) de tête de la deuxième colonne (30) dans un compresseur (38) avant son introduction dans un deuxième ballon séparateur (40).

(12) DEMANDE INTERNATIONALE PUBLIÉE EN VERTU DU TRAITÉ DE COOPÉRATION EN MATIÈRE DE BREVETS (PCT)

(19) Organisation Mondiale de la Propriété
Intellectuelle
Bureau international



(10) Numéro de publication internationale
WO 2010/109130 A1

(43) Date de la publication internationale
30 septembre 2010 (30.09.2010)

(51) Classification internationale des brevets :
B01D 53/00 (2006.01) *C10L 3/10* (2006.01)
C10G 5/04 (2006.01) *F25J 3/06* (2006.01)
C10G 5/06 (2006.01)

(21) Numéro de la demande internationale :
PCT/FR2010/050526

(22) Date de dépôt international :
23 mars 2010 (23.03.2010)

(25) Langue de dépôt : français

(26) Langue de publication : français

(30) Données relatives à la priorité :
09 51941 25 mars 2009 (25.03.2009) FR

(71) Déposant (pour tous les États désignés sauf US) :
TECHNIP FRANCE [FR/FR]; 6-8, Allée de l'Arche
Faubourg de l'Arche ZAC Danton, F-92400 Courbevoie
(FR).

(72) Inventeurs; et

(75) Inventeurs/Déposants (pour US seulement) :
PARADOWSKI, Henri [FR/FR]; 61, rue de Verdun,
F-56330 Pluvigner (FR). **VOVARD, Sylvain** [FR/FR]; 4,
rue des Lilas d'Espagne, F-92400 Courbevoie (FR).

(74) Mandataires : **JACOBSON, Claude** et al.; Cabinet
Lavoix, 2, Place d'Estienne d'Orves, F-75441 Paris Cedex
09 (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, BR, BW, BY, BZ,
CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO,
DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT,
HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP,
KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD,
ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI,
NO, NZ, OM, PE, PG, PH, PL, PT, RO, RS, RU, 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, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM,
ZW), eurasien (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ,
TM), européen (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, SE, SI, SK, SM,
TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW,
ML, MR, NE, SN, TD, TG).

[Suite sur la page suivante]

(54) Title : METHOD FOR PROCESSING A NATURAL LOAD GAS FOR OBTAINING A NATURAL PROCESSED GAS AND A REDUCTION IN C₅+ HYDROCARBONS, AND ASSOCIATED INSTALLATION

(54) Titre : PROCÉDÉ DE TRAITEMENT D'UN GAZ NATUREL DE CHARGE POUR OBTENIR UN GAZ NATUREL TRAITÉ ET UNE COUPE D'HYDROCARBURES EN C₅+, ET INSTALLATION ASSOCIÉE

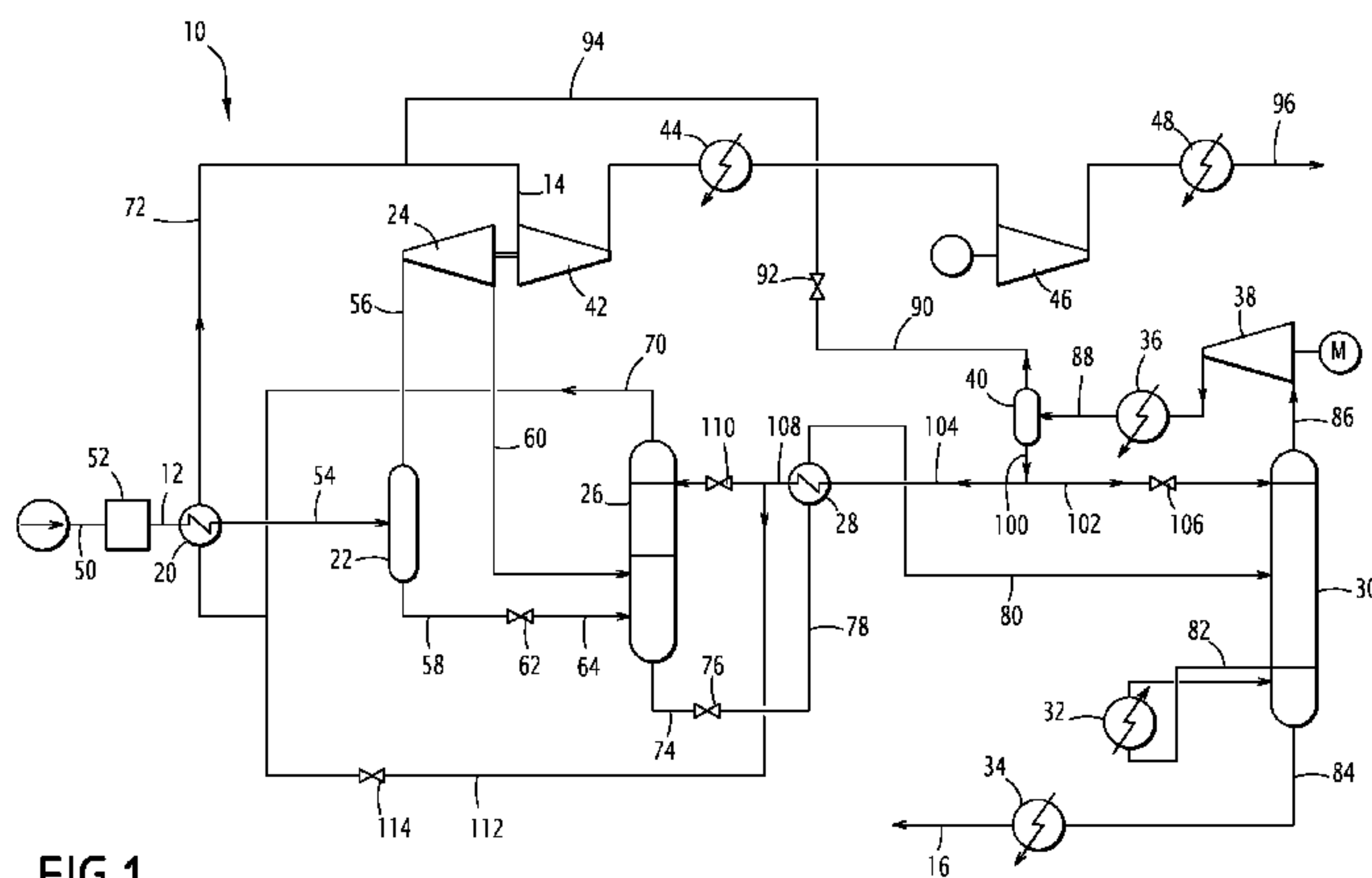


FIG.1

(57) Abstract : This method consists of the introduction of a load current (54) in a first tank (22), the dynamic expansion of the gas current (56) emanating from the tank (22) in a turbine (24), then its introduction into a first purification column (26). It comprises the production at the top of the first column (26) of purified gas (70) and the recovery at the bottom of the first column (26) of a liquefied bottom gas (74), which is introduced after expansion into a second column (30) for elimination of C₅+ hydrocarbons. The purified top natural gas (70) from the first column (26) is reheated in a first heat exchanger (20) by heat exchange with a load gas (12). The method comprises the compression of top gas current (86) in second column (30) in a compressor (38) before it is introduced into a second separator tank (40).

(57) Abrégé :

[Suite sur la page suivante]

WO 2010/109130 A1**Publiée :**

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

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

Ce procédé comprend l'introduction d'un courant de charge (54) dans un premier ballon (22), la détente dynamique du courant gazeux (56) issu du ballon (22) dans une turbine (24), puis son introduction dans une première colonne (26) de purification. Il comprend la production en tête de la première colonne (26) d'un gaz purifié (70) et la récupération au fond de la première colonne (26) d'un gaz liquéfié (74) de fond, qui est introduit après détente dans une deuxième colonne (30) d'élimination des hydrocarbures en C_5^+ . Le gaz naturel de tête purifié (70) issu de la première colonne (26) est réchauffé dans un premier échangeur thermique (20) par échange thermique avec un gaz de charge (12). Le procédé comprend la compression du courant gazeux (86) de tête de la deuxième colonne (30) dans un compresseur (38) avant son introduction dans un deuxième ballon séparateur (40).

Procédé de traitement d'un gaz naturel de charge pour obtenir un gaz naturel traité et une coupe d'hydrocarbures en C_5^+ , et installation associée

La présente invention concerne un procédé de traitement d'un gaz naturel de charge séché et décarbonaté pour obtenir un gaz naturel destiné à être liquéfié et une coupe d'hydrocarbures en C_5^+ , du type comprenant les étapes suivantes :

- refroidissement du gaz naturel de charge dans un premier échangeur thermique pour former un courant de charge pré-refroidie ;
- introduction du courant de charge pré-refroidie dans un premier ballon séparateur pour former un courant gazeux pré-refroidi et éventuellement un courant liquide pré-refroidi ;
- détente dynamique du courant gazeux pré-refroidi dans une turbine de détente et introduction du courant détendu issu de la turbine de détente dans une première colonne de purification ;
- éventuellement détente du courant liquide pré-refroidi et introduction dans la première colonne ;
- production en tête de la première colonne d'un gaz naturel de tête purifié ;
- récupération au fond de la première colonne d'un gaz naturel liquéfié de fond ;
- introduction du gaz naturel liquéfié de fond dans une deuxième colonne d'élimination des hydrocarbures en C_5^+ ;
- production, au fond de la deuxième colonne de la coupe d'hydrocarbures en C_5^+ ;
- production, en tête de la deuxième colonne d'un courant gazeux de tête de colonne et introduction du courant gazeux de tête de colonne dans un deuxième ballon séparateur pour former un flux liquide de pied et un flux gazeux de tête ;
- introduction d'une première partie du flux liquide de pied en reflux dans la deuxième colonne et introduction d'une deuxième partie du flux liquide de pied en reflux dans la première colonne ;
- injection d'au moins une partie du flux gazeux de tête issu du deuxième ballon séparateur dans le gaz naturel de tête purifié pour former le gaz naturel traité.

Un tel procédé est destiné à être utilisé dans de nouvelles unités de traitement de gaz naturel en amont d'une unité de liquéfaction, ou pour modifier des unités de traitement existantes, afin d'en améliorer la sécurité.

En particulier, ce procédé est adapté à la production de gaz naturel sur des plateformes flottantes de production, de stockage et de déchargement, désignées par l'acronyme anglais « FPSO » (« Floating Production Storage and Off-loading »). Ces FPSO permettent la production de gaz naturel à partir de champs en eaux profondes,

notamment situés dans le fond d'étendues d'eau telles que des lacs, des mers ou des océans.

Pour faciliter le transport de gaz naturel extrait d'un gisement, il est connu de le liquéfier pour réduire son volume et permettre son transport par bateau. Avant de procéder à la liquéfaction, le gaz naturel produit doit être traité pour éliminer un certain nombre de composés.

En particulier, la teneur en dioxyde de carbone doit être abaissée à moins de 50 ppm, la teneur en eau doit être la plus basse possible et généralement inférieure à 1 ppm et la teneur en composés soufrés, tels que les mercaptans doit être faible. En particulier, la concentration en sulfure d'hydrogène est généralement fixée à moins de 10 ppm et la concentration en autres composés soufrés doit être inférieure à 30 ppm.

Pour éliminer les composés acides, le dioxyde de carbone, et les mercaptans, un lavage avec un solvant tel qu'une solution aqueuse d'amines est effectué. Pour éliminer l'eau, des tamis moléculaires sont généralement utilisés.

En outre, le gaz naturel extrait contient généralement une faible quantité de composés hydrocarbonés lourds, tels que des hydrocarbures en C_5^+ comme le benzène.

Ces composés en C_5^+ doivent être éliminés du gaz naturel avant liquéfaction pour ne pas provoquer de bouchage dans l'échangeur principal de liquéfaction du gaz et dans les équipements situés en aval.

De manière classique, il est connu par exemple de procéder à cette élimination par distillation cryogénique. Une telle distillation comprend généralement des étapes de refroidissement du gaz de charge dans une série d'échangeurs utilisant un réfrigérant au propane et l'alimentation d'une première colonne de fractionnement.

Le procédé comprend ensuite la distillation dans une colonne opérant généralement à une pression supérieure à 40 bars, généralement dénommée par le terme anglais « scrub column ».

Puis, la tête de la colonne est condensée partiellement dans un échangeur utilisant un réfrigérant plus volatil que le propane, avant d'utiliser un procédé en cascade, dans une série de trois colonnes, pour produire un mélange gazeux riche en C_2 , du propane, du butane, et une coupe d'hydrocarbures en C_5^+ .

D'autres procédés de traitement sont par exemple décrits dans US 7 010 937.

De tels procédés peuvent être optimisés thermiquement pour obtenir une élimination complète des hydrocarbures en C_5^+ avec de bons rendements énergétiques.

Toutefois, ces procédés ne donnent pas entière satisfaction, notamment lorsqu'ils doivent être mis en œuvre dans un espace réduit comme celui d'une plateforme flottante

en mer, ou/et dans des environnements dans lesquels les contraintes de sécurités sont élevées, comme par exemple dans les zones urbaines.

A cet égard, l'utilisation de réfrigérants hydrocarbonés, tels que du propane ou du butane et en particulier la présence de stockages pour fournir ces réfrigérants cause un problème de sécurité, compte tenu notamment de leur explosivité.

Un but de l'invention est donc d'obtenir un procédé de traitement d'un gaz naturel de charge pour en éliminer les hydrocarbures en C_5^+ , en vue d'une liquéfaction ultérieure, qui soit particulièrement compact et sûr, afin de permettre notamment sa mise en œuvre sur une plateforme flottante ou dans des environnements sensibles.

A cet effet, l'invention a pour objet un procédé du type précité, caractérisé en ce que le procédé comprend les étapes suivantes :

- réchauffement du gaz naturel de tête purifié issu de la première colonne dans le premier échangeur thermique par échange thermique avec le gaz naturel de charge ;
- détente du gaz naturel liquéfié de fond issu de la première colonne avant son introduction dans la deuxième colonne ;
- compression du courant gazeux de tête de colonne dans un premier compresseur et refroidissement avant son introduction dans le deuxième ballon séparateur.

Le procédé selon l'invention peut comprendre l'une ou plusieurs des caractéristiques suivantes, prise(s) isolément ou suivant toute(s) combinaison(s) techniquement possible(s) :

- lors de l'étape de détente dynamique, le courant gazeux pré-refroidi est détendu jusqu'à une pression supérieure à 35 bars, avantageusement supérieure à 40 bars, avantageusement encore supérieure à 44 bars ;
- la pression régnant dans la deuxième colonne est inférieure à 25 bars, avantageusement inférieure à 20 bars, avantageusement encore inférieure à 15 bars ;
- la température du courant gazeux pré-refroidi, après passage dans la turbine de détente, est supérieure à la température de prélèvement du gaz naturel de tête purifié en tête de la première colonne ;
- le procédé comprend la mise en relation d'échange thermique dans un deuxième échangeur thermique de la deuxième partie du flux liquide de pied avec le gaz naturel liquéfié de fond issu de la première colonne ;
- le deuxième échangeur thermique est un échangeur à deux flux ;

- le procédé comprend le prélèvement d'une fraction du flux gazeux de tête issu du deuxième ballon séparateur et l'introduction de la fraction prélevée dans la deuxième partie du flux liquide de fond issu du deuxième ballon séparateur ;

- le courant gazeux de tête de colonne issu de la deuxième colonne est mis en relation d'échange thermique, après sa compression dans le premier compresseur, avec le gaz naturel liquéfié de fond issu de la première colonne dans un troisième échangeur thermique ;

- le troisième échangeur thermique est un échangeur à deux flux ;

- le procédé comprend une étape de prélèvement d'un flux secondaire dans la deuxième partie du flux liquide de pied, avant son introduction dans la première colonne, et l'introduction du flux secondaire dans le courant de gaz naturel de tête purifié issu de la première colonne ;

- la totalité du courant gazeux pré-refroidi issu du premier ballon séparateur est introduite dans la turbine de détente dynamique ;

- le nombre de plateaux théoriques de la première colonne est inférieur à 4.

- le gaz naturel de charge est refroidi exclusivement par échange thermique avec le gaz naturel de tête purifié issu de la première colonne sans apport de frigories d'un cycle de réfrigération extérieur,

- la pression de vapeur du courant d'hydrocarbures en C_5^+ est inférieure à 1 bar, avantageusement inférieure ou égale à 0,8 bar,

- la teneur en hydrocarbures en C_4^- dans le courant riche en hydrocarbures en C_5^+ est inférieure à 10% molaire,

- la teneur en hydrocarbures en C_3^- dans le courant riche en hydrocarbures en C_5^+ inférieure à 1% molaire,

- la pression de vapeur du courant d'hydrocarbures en C_5^+ est inférieure à 1 bar, avantageusement inférieure ou égale à 0,8 bar, et

- le premier échangeur thermique est un échangeur thermique à deux flux.

L'invention a également pour objet une installation de traitement d'un gaz naturel de charge séché et décarbonaté pour obtenir un gaz naturel traité destiné à être liquéfié et une coupe d'hydrocarbures en C_5^+ , l'installation étant du type comprenant :

- des moyens de refroidissement du gaz naturel de charge pour former un courant de charge pré-refroidie comprenant un premier échangeur thermique ;

- un premier ballon séparateur pour former un courant gazeux pré-refroidi et éventuellement un courant liquide pré-refroidi ;

- des moyens d'introduction du courant de charge pré-refroidie dans le premier ballon séparateur ;

- une turbine de détente dynamique du courant gazeux pré-refroidi ;
- une première colonne de purification ;
- des moyens d'introduction du courant détendu issu de la turbine de détente dans la première colonne ;
- éventuellement des moyens de détente et d'introduction dans la première colonne du courant liquide pré-refroidi ;
- des moyens de récupération en tête de la première colonne d'un gaz naturel de tête purifié ;
- des moyens de récupération au fond de la première colonne d'un gaz naturel liquéfié de fond ;
- une deuxième colonne d'élimination des hydrocarbures en C_5^+ ;
- des moyens d'introduction du gaz naturel liquéfié de fond dans la deuxième colonne ;
- des moyens de récupération au fond de la deuxième colonne de la coupe d'hydrocarbures en C_5^+ ;
- des moyens de récupération en tête de la deuxième colonne d'un courant gazeux de tête de colonne ;
- un deuxième ballon séparateur ;
- des moyens d'introduction du courant gazeux de tête de colonne dans le deuxième ballon séparateur pour former un flux liquide de pied et un flux gazeux de tête ;
- des moyens d'introduction d'une première partie du flux liquide de pied en reflux dans la deuxième colonne et des moyens d'introduction d'une deuxième partie du flux liquide de pied en reflux dans la première colonne ;
- des moyens d'injection d'au moins une partie du flux gazeux de tête issu du deuxième ballon séparateur dans le gaz naturel de tête purifié pour former le courant de gaz naturel traité ;

caractérisée en ce que l'installation comprend :

- des moyens d'introduction du gaz naturel de tête purifié issu de la première colonne dans le premier échangeur thermique pour réchauffer le gaz naturel de tête purifié issu de la première colonne dans le premier échangeur thermique par échange thermique avec le gaz naturel de charge ;
- des moyens de détente du gaz naturel liquéfié de fond issu de la première colonne avant son introduction dans la deuxième colonne ;
- des moyens de compression du courant gazeux de tête de colonne avant son introduction dans le deuxième ballon séparateur comprenant un premier compresseur.

L'installation selon l'invention peut comprendre l'une ou plusieurs des caractéristiques suivantes, prise(s) isolément ou suivant toute(s) combinaison(s) techniquement possible(s) :

- l'installation comprend un deuxième échangeur thermique propre à mettre en relation d'échange thermique le gaz naturel liquéfié de fond issu de la première colonne avec la deuxième partie du flux liquide de fond issu du deuxième ballon séparateur ;
- le deuxième échangeur thermique est un échangeur à deux flux ;
- l'installation comprend des moyens de prélèvement d'au moins une partie du flux gazeux de tête issu du deuxième ballon séparateur pour l'introduire en mélange dans la deuxième partie du flux liquide de pied issu du deuxième ballon séparateur ;
- l'installation comprend un troisième échangeur thermique propre à placer en relation d'échange thermique le courant gazeux de tête comprimé issu de la deuxième colonne et le gaz naturel liquéfié de fond issu de la première colonne ;
- le troisième échangeur thermique est un échangeur à deux flux ;
- le premier échangeur thermique, avantageusement le deuxième échangeur thermique et le troisième échangeur thermique sont de type à faisceau et calandres et sont réalisés en acier.
- la première colonne et la deuxième colonne sont munies de lits de garnissage structurés ;
- le premier ballon séparateur, le deuxième ballon séparateur, et les fonds de la première colonne et de la deuxième colonne sont munis de chicanes pour éviter les mouvements d'oscillations de liquide.

L'invention sera mieux comprise à la lecture de la description qui va suivre, donnée uniquement à titre d'exemple, et faite en se référant aux dessins annexés, sur lesquels :

- la Figure 1 est un schéma synoptique fonctionnel d'une première installation selon l'invention, pour la mise en œuvre d'un premier procédé selon l'invention ;
- la Figure 2 est une vue analogue à la Figure 1 d'une deuxième installation selon l'invention pour la mise en œuvre d'un deuxième procédé selon l'invention ;
- la Figure 3 est une vue analogue à la Figure 1 d'une troisième installation selon l'invention pour la mise en œuvre d'un troisième procédé selon l'invention.

Dans tout ce qui suit, on désignera par une même référence un courant circulant dans une conduite, et la conduite qu'il transporte.

En outre, sauf indication contraire, les pourcentages cités sont des pourcentages molaires et les pressions sont données en bars absolus.

Une première installation de traitement 10 selon l'invention est représentée sur la Figure 1.

Cette installation 10 est destinée à traiter un courant de gaz naturel de charge 12 séché et décarbonaté pour en éliminer les hydrocarbures en C_5^+ . Elle permet de produire un gaz naturel traité 14 destiné à être comprimé, puis liquéfié dans une unité de liquéfaction du gaz naturel (non représentée) située en aval de l'installation et une coupe 16 d'hydrocarbures en C_5^+ .

L'installation 10 comprend, d'amont en aval sur la Figure 1, un premier échangeur thermique 20, un premier ballon séparateur 22, une turbine de détente dynamique 24 et une première colonne 26 de purification.

L'installation 10 comprend en outre, en aval de la colonne de purification 26, un deuxième échangeur thermique 28, une deuxième colonne 30 de récupération des hydrocarbures en C_5^+ munie d'un échangeur de rebouillage 32.

L'installation 10 comprend, en aval de la colonne de récupération 30, un échangeur thermique de fond 34 et un échangeur thermique de tête 36 monté en aval d'un premier compresseur 38.

L'installation 10 comprend également un deuxième ballon séparateur 40, un deuxième compresseur 42 accouplé à la turbine de détente dynamique 24, un premier échangeur thermique aval 44, un troisième compresseur 46 et un deuxième échangeur thermique aval 48.

Selon l'invention, la première colonne 26 comporte moins de six étages, avantageusement moins de quatre étages théoriques de fractionnement pour simplifier sa structure. Elle comporte avantageusement deux étages théoriques de fractionnement.

Les ballons 22, 40 et les fonds des colonnes 26, 30 sont équipés de chicanes qui permettent d'éviter les mouvements d'oscillation du liquide.

Les colonnes 26 et 30 sont par ailleurs de préférence munies de lits de garnissage structuré. Les lits de garnissage structuré sont par exemple proposés par la société Sulzer sous le nom de Mellapak. Comme on le verra plus bas, et compte tenu des puissances thermiques échangées, le premier échangeur thermique 20 et le deuxième échangeur thermique 28 peuvent être avantageusement réalisés à base d'échangeurs à tube et calandre en acier conforme aux standards de l'association des fabricants d'échangeurs tubulaires (TEMA). Ces échangeurs sont très robustes. L'efficacité de l'échange thermique est améliorée en utilisant des tubes munis d'ailettes basses.

Un premier procédé de traitement selon l'invention va maintenant être décrit.

Dans cet exemple, le rendement de chaque compresseur est de 82% polytropique et le rendement de chaque turbine est de 86% adiabatique.

Le gaz naturel de charge 12 est dans cet exemple un gaz naturel séché et décarbonaté comprenant en moles 5,00% d'azote, 86,60% de méthane, 5,00% d'éthane, 1,50% de propane, 0,50% d'hydrocarbures en $i\text{-C}_4$, 0,50% d'hydrocarbures en $n\text{-C}_4$, 0,20% d'hydrocarbures en $i\text{-C}_5$, 0,20% d'hydrocarbures en $n\text{-C}_5$, 0,20% d'hydrocarbures en $n\text{-C}_6$, 0,10% de benzène et 0,20% d'hydrocarbures en $n\text{-C}_7$.

Il comprend donc plus généralement en moles entre 0% et 15% d'azote, entre 0% et 5% d'hydrocarbures en C_5^+ à éliminer et entre 80% et 95% d'hydrocarbures en C_4^- .

Ce gaz séché et décarbonaté 12 est obtenu à partir d'une charge 50, après passage de cette charge 50 dans une unité 52 d'élimination des impuretés. L'unité 52 traite la charge 50 pour réduire la teneur en dioxyde de carbone à moins de 50 ppm, la teneur en sulfure d'hydrogène à moins de 10 ppm, et la teneur dans d'autres composés soufrés, tels que les mercaptans, inférieure à 30 ppm.

A cet effet, l'élimination des composés acides, du dioxyde de carbone, du sulfure d'hydrogène, des mercaptans légers se fait par exemple par lavage avec un solvant tel qu'une solution aqueuse d'amine dans l'unité 52. L'élimination de l'eau est réalisée par exemple grâce à des tamis moléculaires présents dans l'unité 52 et qui peuvent aussi être utilisés pour absorber les mercaptans.

Le gaz naturel de charge 12 présente ainsi une pression supérieure à 45 bars et notamment sensiblement égale à 60 bars. Il contient moins de 50 ppm de dioxyde de carbone et moins d'1 ppm d'eau.

La température du gaz naturel à l'entrée est voisine de la température ambiante et est notamment égale à 35°C.

Dans cet exemple le débit du gaz naturel 12 est de 40 000 kmoles/h.

Le gaz naturel de charge 12 est introduit dans le premier échangeur thermique 20 pour y être refroidi à une température inférieure à 0°C, notamment sensiblement égale à -20°C pour former un courant de charge 54 pré-refroidie.

Le courant 54 est introduit dans le premier ballon séparateur 22 pour former en tête, un courant gazeux pré-refroidi 56 et éventuellement, en pied, un courant liquide pré-refroidi 58.

Le courant gazeux pré-refroidi 56 est alors introduit dans la turbine 24 pour y être détendu dynamiquement jusqu'à une pression supérieure à 35 bars, avantageusement supérieure à 40 bars, avantageusement encore supérieure à 44 bars et former un courant supérieur 60 d'alimentation de colonne. Dans cet exemple la pression du courant 60 est de 45 bars, ce qui correspond sensiblement à la pression de la colonne 26.

Le courant 60 présente une température inférieure à -25°C et notamment sensiblement égale à $-35,4^{\circ}\text{C}$. Il est introduit dans la première colonne de fractionnement 26 en dessous de la zone active de fractionnement.

Le courant liquide pré-refroidi 58, lorsqu'il est présent, est détendu à travers une première vanne de détente statique 62 jusqu'à une pression supérieure à 35 bars avantageusement supérieure à 40 bars, avantageusement encore supérieure à 45 bars pour former un courant inférieur 64 d'alimentation de colonne.

La température du courant inférieur 64 d'alimentation de colonne est inférieure à -20°C et est sensiblement égale à -23°C .

Le courant inférieur 64 d'alimentation de colonne est introduit dans la première colonne de fractionnement 26 en dessous du courant supérieur 60 d'alimentation de colonne.

Un gaz naturel de tête purifié 70, pauvre en hydrocarbures en C_5^{+} , est produit et prélevé en tête de la colonne 26. Ce gaz 70 présente une température inférieure à -25°C , et notamment égale à $-36,3^{\circ}\text{C}$.

Ce gaz 70 comprend une teneur en méthane supérieure à 85% et une teneur en hydrocarbures en C_5^{+} inférieure à 0.1%.

Le gaz naturel de tête purifié 70 est ensuite introduit dans le premier échangeur thermique 20, où il est placé en relation d'échange thermique avec le gaz naturel de charge 12. Le gaz purifié 70 refroidit le gaz naturel de charge 12 et est réchauffé jusqu'à une température légèrement inférieure à l'ambiante et notamment sensiblement égale à 30°C , formant ainsi un courant de tête réchauffé 72.

Ainsi, selon l'invention, le gaz naturel de charge 12 est refroidi exclusivement par échange thermique avec le gaz naturel de tête purifié 70, sans qu'il soit nécessaire de fournir des frigories supplémentaires par un cycle de réfrigération externe. Ceci permet de simplifier notablement la structure de l'installation 10 et la mise en œuvre du procédé.

La colonne 26 produit en fond un gaz liquéfié 74 de fond, riche en hydrocarbures en C_5^{+} . Ce gaz liquéfié 74 comprend une teneur en hydrocarbures en C_5^{+} élevée qui correspond à plus de 90 % des hydrocarbures en C_5^{+} présents dans le gaz naturel de charge 12. Cette coupe est en général désignée sous le nom de NGL « Natural Gas Liquid ».

Le gaz liquéfié de fond 74 prélevé dans le fond de la colonne 26 est ensuite détendu dans une deuxième vanne de détente statique 76 jusqu'à une pression inférieure à 25 bars, avantageusement inférieure à 20 bars, avantageusement encore inférieure à 15 bars, pour former un gaz liquéfié de fond détendu 78.

Le gaz liquéfié 78 est ensuite introduit dans le deuxième échangeur thermique 28 pour y être réchauffé jusqu'à une température supérieure à -20°C , avantageusement sensiblement égale à -19°C et donner un gaz liquéfié réchauffé 80.

Le gaz naturel liquéfié réchauffé 80 est alors introduit à un niveau intermédiaire d'alimentation de la deuxième colonne 30.

Un courant de rebouillage 82 est prélevé dans le fond de la deuxième colonne 30 sous le niveau intermédiaire d'alimentation et est réintroduit dans cette colonne 30 après passage dans l'échangeur de rebouillage 32 où il se réchauffe.

Un courant de fond 84 est prélevé au fond de la deuxième colonne 30, puis est introduit dans l'échangeur thermique de fond 34 pour former, après réchauffage jusqu'à la température ambiante la coupe 16 d'hydrocarbures en C_5^{+} .

Cette coupe 16 présente un débit qui dépend de la teneur en hydrocarbures en C_5^{+} dans le gaz de charge 12. Dans cet exemple, ce débit est d'environ 29 800 kg/heure. Elle possède une tension de vapeur inférieure à 1 bar, avantageusement inférieure à 0,8 bar et une teneur en hydrocarbures en C_5^{+} supérieure à 89% en mole.

La teneur molaire en hydrocarbures en C_4^{-} dans la coupe 16 est inférieure à 10% et la teneur molaire en hydrocarbures en C_3^{-} dans la coupe 16 est inférieure à 1%.

Un courant gazeux 86 de tête de colonne est extrait de la tête de la colonne 30. Ce courant 86 est comprimé dans le premier compresseur 38 jusqu'à une pression supérieure à 40 bars et notamment égale à 45,7 bars.

Ce courant comprimé est ensuite refroidi dans l'échangeur thermique de tête 36 par échange thermique avec un réfrigérant jusqu'à une température d'environ 35°C pour former un courant de tête comprimé refroidi 88.

Le courant 88 est ensuite introduit dans le deuxième ballon séparateur 40. Le deuxième ballon séparateur 40 produit un flux de tête 90 gazeux qui est amené jusqu'à une troisième vanne de détente statique 92 et forme après passage dans la vanne 92 un flux de tête détendu 94.

La pression du flux de tête détendu 94 est sensiblement égale à la pression de la première colonne de fractionnement 26 et son débit est d'environ de 15760 kg/heure.

Le flux de tête détendu 94 est ensuite injecté dans le courant de tête réchauffé 72 pour former le gaz naturel traité 14.

Le gaz naturel traité 14 est ensuite introduit successivement dans le premier compresseur aval 42, dans le premier échangeur thermique aval 44, dans le deuxième compresseur aval 46, et enfin dans le deuxième échangeur thermique aval 48 afin d'obtenir un gaz traité comprimé 96 destiné à être liquéfié.

Le gaz traité comprimé 96 présente alors une pression supérieure à 60 bars, notamment sensiblement égale à 75 bars et une température sensiblement égale à la température du réfrigérant circulant dans le deuxième échangeur thermique aval 48, soit environ 40 °C.

Le gaz traité comprimé 96 est envoyé à une unité de liquéfaction du gaz naturel (non représentée) pour former, après liquéfaction totale, du gaz naturel liquéfié propre à être transporté.

Un flux de pied liquide 100 est récupéré au pied du deuxième ballon séparateur 40. Ce flux liquide 100 est séparé en une première partie 102 formant reflux de la deuxième colonne 30 et en une deuxième partie 104 formant reflux de la première colonne 26.

Le rapport du débit massique de la première partie 102 au débit massique de la deuxième partie 104 est avantageusement compris entre 30% et 90%.

La première partie 102 est détendue dans une quatrième vanne de détente 106 à une pression inférieure à 25 bars, avantageusement inférieure à 20 bars, avantageusement encore inférieure à 15 bars, pour être introduite comme reflux au voisinage de la tête de la deuxième colonne 30. La température de la deuxième partie 102 après détente dans la vanne 106 est inférieure à 15 °C et notamment égale à 9,7°C.

La deuxième partie 104 est convoyée jusqu'au deuxième échangeur thermique 28 pour y être placée en relation d'échange thermique avec le gaz naturel liquéfié 78 de fond de la colonne de fractionnement 26. La deuxième partie 104 réchauffe le gaz naturel liquéfié de fond 78 et forme une deuxième partie refroidie 108.

La deuxième partie refroidie 108, qui présente une température inférieure à 30°C, et notamment égale à -35°C, est ensuite introduite dans la première colonne 26, après détente dans une cinquième vanne de détente 110 jusqu'à la pression de la première colonne de fractionnement 26.

Un flux secondaire 112 est prélevé dans la deuxième partie de reflux 108, entre son passage dans le deuxième échangeur 28 et son passage dans la cinquième vanne de détente 108. Le rapport du débit massique du flux secondaire 112 au flux total de la deuxième partie de reflux refroidi 108 est inférieur à 10 %.

Le flux secondaire 112 est alors détendu dans une sixième vanne de détente 114 jusqu'à une pression sensiblement égale à la pression de la première colonne de fractionnement 26 pour être mélangé au gaz naturel de tête 70 issu de la première colonne 26 avant son passage dans le premier échangeur 20.

A titre d'illustration, la composition molaire du gaz naturel liquéfié de fond 74, les compositions du flux de tête gazeux 90 et du flux de pied liquide 100, et la composition du gaz traité 14 sont données dans le tableau 1.

TABLEAU 1

Flux (% molaire)	74	90	100	14
Azote	0,38	0,89	0,12	5,05
Méthane	31,34	63,28	18,41	87,40
Ethane	12,39	16,54	15,36	5,05
Propane	12,77	10,15	22,39	1,51
i-C4	9,07	4,45	18,28	0,50
n-C4	11,95	4,47	23,22	0,46
i-C5	5,01	0,14	1,43	194 ppm
n-C5	4,96	0,07	0,80	98 ppm
n-C6	4,85	-	0,01	2 ppm
Benzène	2,42	-	-	1 ppm
n-C7	4,85	-	-	0 ppm

Des exemples de température, de pression et de débit massique des différents courants illustrés dans le procédé de la Figure 1 sont résumés dans le tableau 2 ci-dessous.

TABLEAU 2

Courant	Pression (bars)	Températures (°C)	Débit (kg/h)
12	60	35	751179
54	60	- 20	751179
60	45	- 35,4	708045
64	45	- 23	43134
70	44,8	- 36,3	704487
14	44,3	30.2	721380
96	75	35	721380
80	11,5	- 19	73913
16	10.6	35	29799
88	45,4	35	57941
94	45.3	35	15760
102	45,4	35	13830
108	45,2	- 35	28360
112	45,2	- 35	1140

La consommation énergétique du procédé est donnée dans le tableau 3.

TABLEAU 3

Compresseur 38	1,91 MW
Compresseur 46	13,62 MW
Total	15,53 MW
Echangeur 32	9,05 MW

Une deuxième installation 130 selon l'invention est représentée sur la Figure 2. Cette installation 130 est destinée à la mise en œuvre d'un deuxième procédé selon l'invention.

Le deuxième procédé selon l'invention diffère du premier procédé en ce qu'une fraction de dérivation 132 est prélevée dans le flux de tête gazeux 90.

La fraction de dérivation 132 est introduite, après passage dans une septième vanne de contrôle 134, dans la deuxième partie 104, en aval d'une huitième vanne de contrôle 136, et en amont du deuxième échangeur 28.

Le rapport du débit massique de la fraction de dérivation 132 au débit total du flux de tête gazeux 90 issu du deuxième ballon séparateur 40 est inférieur à 10%.

A titre d'illustration, la composition molaire du gaz naturel liquéfié de fond 74, les compositions du flux de tête gazeux 90 et du flux de pied liquide 100, et la composition du gaz traité 14 sont données dans le tableau 4.

TABLEAU 4

Flux (% molaire)	74	90	100	14
Azote	0,43	0,97	0,14	5,05
Méthane	32,58	64,23	19,46	87,40
Ethane	12,36	16,06	15,28	5,05
Propane	12,59	9,76	21,82	1,51
i-C4	8,99	4,34	17,87	0,50
n-C4	11,92	4,40	22,90	0,46
i-C5	4,85	0,16	1,60	204 ppm
n-C5	4,77	0,08	0,93	104 ppm
n-C6	4,60	-	0,01	2 ppm
Benzène	2,30	-	-	1 ppm
n-C7	4,60	-	-	0 ppm

Des exemples de température, de pression et de débit massique des différents courants illustrés dans le procédé de la Figure 2 sont résumés dans le tableau 5 ci-dessous.

TABLEAU 5

Courant	Pression (bars)	Température (°C)	Débit (kg/h)
12	60	35	751179
54	60	- 21	751179
60	47	- 34,1	706827
64	47	- 23,6	44352
70	46,8	- 35,4	708442
14	46,3	31.3	721430
96	75	36	721430
80	11,5	- 10,6	76608
16	10.6	35	29750
88	47,4	35	60585
94	47.3	35	11690
102	47.4	35	13730
108	47,2	- 35	35165
112	47.2	-35	1290
132	47.4	35	4990

La consommation énergétique du procédé est donnée dans le tableau 6 ci-après.

TABLEAU 6

Compresseur 38	2,09 MW
Compresseur 46	12,75 MW
Total	14,84 MW
Echangeur 32	8,7 MW

La composition du reflux 104 de la première colonne 26, enrichie en gaz légers par l’apport de la fraction de dérivation 132, conduit à une vaporisation de ces gaz en tête de colonne 26, ce qui abaisse la température de la tête de cette colonne 26. Ainsi, la température de tête de colonne est inférieure à la température du courant supérieur 60.

Une troisième installation 150 selon l’invention est représentée sur la Figure 3. La troisième installation 150 est destinée à la mise en œuvre d’un troisième procédé selon l’invention.

A la différence de la deuxième installation 130, la troisième installation 150 comprend un troisième échangeur thermique 152 disposé en aval du deuxième échangeur thermique 28.

Le troisième procédé selon l'invention diffère du deuxième procédé selon l'invention en ce que le gaz naturel liquéfié réchauffé 80 est introduit dans le troisième échangeur 152 en aval du deuxième échangeur 28 pour y être réchauffé avant son introduction dans la deuxième colonne de récupération 30.

La température du gaz naturel liquéfié 153 issu du troisième échangeur 152 est ainsi supérieure à 15°C, et notamment égale à 10°C.

Le courant de tête comprimé 88 est introduit également dans le troisième échangeur thermique 152, pour y être refroidi par échange thermique avec le gaz naturel liquéfié 80 jusqu'à une température inférieure à 0°C, et notamment égale à - 3,4°C.

Le fonctionnement du troisième procédé est par ailleurs identique à celui du deuxième procédé.

A titre d'illustration, la composition molaire du gaz naturel liquéfié de fond 74, les compositions du flux de tête gazeux 90 et du flux de pied liquide 100, et la composition du gaz traité 14 sont données dans le tableau 7.

TABLEAU 7

Flux (% molaire)	74	90	100	14
Azote	0,44	1,59	0,21	5,05
Méthane	33,00	80,54	28,19	87,40
Ethane	12,27	10,91	17,11	5,05
Propane	12,49	4,19	19,84	1,51
i-C4	9,01	1,43	14,71	0,50
n-C4	11,98	1,30	18,35	0,46
i-C5	4,75	0,03	1,06	192 ppm
n-C5	4,66	0,01	0,53	93 ppm
n-C6	4,55	-	-	2 ppm
Benzène	2,28	-	-	1 ppm
n-C7	4,56	-	-	0 ppm

Des exemples de température, de pression et de débit massique des différents courants illustrés dans le procédé de la Figure 3 sont résumés dans le tableau 8 ci-dessous.

TABLEAU 8

Courant	Pression (bars)	Température (°C)	Débit (kg/h)
12	60	35	751179
54	60	- 21	751179
60	48	- 33	706827
64	48	- 23,4	44352
70	47,8	- 34,8	713145
14	47,5	30.3	721360
96	74,5	35	721360
80	11.5	-25	77047
16	10.6	35	29820
88	48,7	- 3,4	62766
94	48	-3.4	4200
102	48.1	-3.4	15540
108	47,9	- 34,2	43026
112	47.9	-34.2	4010
132	48.1	-3.4	3020
153	11,5	10	77047

La consommation énergétique du procédé est donnée dans le tableau 9 ci-après.

TABLEAU 9

Compresseur 38	2,24 MW
Compresseur 46	12,29 MW
Total	14,53 MW
Echangeur 32	7,7 MW

Grâce à l'invention qui vient d'être décrite, il est possible de produire un gaz traité 14 qui peut être liquéfié, avec un nombre d'équipements très faibles et avec un rendement amélioré.

Ainsi, les installations 10, 130, 150 selon l'invention, décrites ci-dessus, sont par exemple disposées à terre ou avantageusement sur une structure flottante ou sur une structure fixée à la surface d'eau, telle qu'une plateforme ou une unité flottante de récupération, de stockage et de traitement des hydrocarbures, désignées par l'acronyme anglais « FPSO ».

Les frigories nécessaires à la mise en œuvre du procédé sont obtenues exclusivement par la détente dynamique du courant 56 dans la turbine 24 et par l'échange thermique entre le gaz de tête purifié 70 et le gaz naturel de charge 12.

L'absence de cycles de réfrigération extérieurs permet de disposer d'un inventaire de liquide relativement faible, limité aux fonds des ballons 22, 44 et des colonnes 26, 30.

En outre, la colonne de purification 26 présente peu d'étages de fractionnement, et un garnissage structuré. Il est donc facile de la mettre en œuvre sur une plateforme flottante.

L'installation est en outre dépourvue de pompes et met en œuvre des échangeurs simples de fluides pouvant être à tube et calandre en acier.

La réfrigération du procédé, fournie sensiblement exclusivement par la turbine de détente 24 sans apport de froid externe, permet de démarrer le procédé plus rapidement et progressivement.

En outre, durant la phase de démarrage, le gaz traité 14 peut être recyclé vers le gaz de charge pour limiter ou éviter la mise à la torche.

Le procédé est en outre très flexible puisqu'il permet d'obtenir un gaz traité 14 dont la teneur en benzène est sensiblement égale à 1 ppm et dont la teneur en C_5^+ est inférieure à 0,1 % molaire à base de gaz de charge présentant des teneurs en C_4^+ très variables comme illustré dans le tableau 10 ci-dessous.

TABLEAU 10

Gaz		1	2	3	4	5
Teneur en C_4^+ du gaz de charge 12	% mole	3,4	3,28	1,9	1,44	0,78
Température de pré-refroidissement du gaz de charge dans l'échangeur 20	°C	- 2,1	- 20,4	- 36,1	- 44	- 57
Pression de la colonne 26	bar	46,8	49,8	49,8	49,8	48,8
Puissance de la turbine 24	kW	3452	2576	2271	1988	1924
Débit de coupe C_5^+ produite	Kg/h	29750	14019	7892	862	5553

On notera que les échangeurs de chaleur 20, 28 et 152 sont des échangeurs à deux flux.

Ainsi, l'échangeur de chaleur 28 est propre à mettre en relation d'échange thermique le gaz liquéfié 78 exclusivement avec la deuxième partie 104 formant reflux de la première colonne 26.

L'échangeur de chaleur 20 est propre à mettre en relation d'échange thermique le courant de gaz 12 exclusivement avec le gaz naturel purifié 70.

L'échangeur de chaleur 152 est propre à mettre en relation d'échange thermique le gaz naturel liquéfié réchauffé 80 exclusivement avec le courant de tête comprimé refroidi 88.

REVENDICATIONS

1.- Procédé de traitement d'un gaz naturel de charge (12) séché et décarbonaté pour obtenir un gaz naturel traité (14) destiné à être liquéfié et une coupe (16) d'hydrocarbures en C_5^+ , le procédé comprenant les étapes suivantes :

- refroidissement du gaz naturel de charge (12) dans un premier échangeur thermique (20) pour former un courant de charge pré-refroidie (54) ;
- introduction du courant de charge pré-refroidie (54) dans un premier ballon séparateur (22) pour former un courant gazeux (56) pré-refroidi et éventuellement un courant liquide (58) pré-refroidi ;
- détente dynamique du courant gazeux pré-refroidi (56) dans une turbine de détente (24) et introduction du courant détendu (60) issu de la turbine de détente (24) dans une première colonne (26) de purification ;
- éventuellement détente du courant liquide pré-refroidi (58) et introduction dans la première colonne (26) ;
- production en tête de la première colonne (26) d'un gaz naturel de tête purifié (70) ;
- récupération au fond de la première colonne (26) d'un gaz naturel liquéfié (74) de fond ;
- introduction du gaz naturel liquéfié de fond (74) dans une deuxième colonne d'élimination des hydrocarbures en C_5^+ ;
- production, au fond de la deuxième colonne (30) de la coupe (16) d'hydrocarbures en C_5^+ ;
- production, en tête de la deuxième colonne (30) d'un courant gazeux (86) de tête de colonne et introduction du courant gazeux (86) de tête de colonne dans un deuxième ballon séparateur (40) pour former un flux liquide (100) de pied et un flux gazeux (90) de tête ;
- introduction d'une première partie (102) du flux liquide de pied (100) en reflux dans la deuxième colonne (30) et introduction d'une deuxième partie (104) du flux liquide de pied (100) en reflux dans la première colonne (26) ;
- injection d'au moins une partie du flux gazeux de tête (90) issu du deuxième ballon séparateur (40) dans le gaz naturel de tête purifié (70) pour former le gaz naturel traité (14),

caractérisé en ce que le procédé comprend les étapes suivantes :

- réchauffement du gaz naturel de tête purifié (70) issu de la première colonne (26) dans le premier échangeur thermique (20) par échange thermique avec le gaz naturel de charge (12) ;

- détente du gaz naturel liquéfié de fond (74) issu de la première colonne avant son introduction dans la deuxième colonne (30) ;
- compression du courant gazeux (86) de tête de colonne dans un premier compresseur (38) et refroidissement avant son introduction dans le deuxième ballon séparateur (40) ;

en ce que lors de l'étape de détente dynamique, le courant gazeux pré-refroidi (56) est détendu jusqu'à une pression supérieure à 35 bars, avantageusement supérieure à 40 bars, avantageusement encore supérieure à 44 bars, et

en ce que la pression régnant dans la deuxième colonne (30) est inférieure à 25 bars, avantageusement inférieure à 20 bars, avantageusement encore inférieure à 15 bars.

2.- Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que la température du courant gazeux pré-refroidi (56), après passage dans la turbine de détente (24), est supérieure à la température de prélèvement du gaz naturel de tête purifié (70) en tête de la première colonne (26).

3.- Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce qu'il comprend la mise en relation d'échange thermique dans un deuxième échangeur thermique (28) de la deuxième partie (104) du flux liquide de pied (100) avec le gaz naturel liquéfié de fond (74) issu de la première colonne (26), le deuxième échangeur thermique étant avantageusement un échangeur thermique à deux flux.

4.- Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce qu'il comprend le prélèvement d'une fraction (132) du flux gazeux de tête (90) issu du deuxième ballon séparateur (40) et l'introduction de la fraction prélevée (132) dans la deuxième partie (104) du flux liquide de fond (100) issu du deuxième ballon séparateur (40).

5.- Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que le courant gazeux (86) de tête de colonne issu de la deuxième colonne (30) est mis en relation d'échange thermique, après sa compression dans le premier compresseur (38), avec le gaz naturel liquéfié (74) de fond issu de la première colonne (26) dans un troisième échangeur thermique (52), le troisième échangeur thermique étant avantageusement un échangeur thermique à deux flux.

6.- Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce qu'il comprend une étape de prélèvement d'un flux secondaire (112) dans la deuxième partie (104) du flux liquide de pied (100), avant son introduction dans la première colonne (26), et l'introduction du flux secondaire (112) dans le courant de gaz naturel de tête purifié issu de la première colonne (26).

7.- Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que la totalité du courant gazeux pré-refroidi (56) issu du premier ballon séparateur (22) est introduite dans la turbine de détente dynamique (24).

8.- Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que le nombre de plateaux théoriques de la première colonne (26) est inférieur à 4.

9.- Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que le gaz naturel de charge (12) est refroidi exclusivement par échange thermique avec le gaz naturel de tête purifié (70) issu de la première colonne (26) sans apport de frigories d'un cycle de réfrigération extérieur.

10.- Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que la pression de vapeur du courant d'hydrocarbures en C_5^+ est inférieure à 1 bar, avantageusement inférieure ou égale à 0,8 bar.

11. - Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que le premier échangeur thermique (20) est un échangeur thermique à deux flux.

12.- Installation (10 ; 130 ; 150) de traitement d'un gaz naturel de charge (12) séché et décarbonaté pour obtenir un gaz naturel traité (14) destiné à être liquéfié et une coupe d'hydrocarbures en C_5^+ , l'installation étant du type comprenant :

- des moyens de refroidissement du gaz naturel de charge (12) pour former un courant de charge pré-refroidie (54) comprenant un premier échangeur thermique (20) ;
- un premier ballon séparateur (22) pour former un courant gazeux pré-refroidi (56) et éventuellement un courant liquide (58) pré-refroidi ;
- des moyens d'introduction du courant de charge pré-refroidie (54) dans le premier ballon séparateur (22) ;
- une turbine de détente dynamique du courant gazeux pré-refroidi (56) ;
- une première colonne (26) de purification ;
- des moyens d'introduction du courant détendu (60) issu de la turbine de détente (24) dans la première colonne (26) ;
- éventuellement des moyens de détente et d'introduction dans la première colonne (24) du courant liquide pré-refroidi (58) ;
- des moyens de récupération en tête de la première colonne (26) d'un gaz naturel de tête purifié (70) ;
- des moyens de récupération au fond de la première colonne (26) d'un gaz naturel liquéfié (74) de fond;
- une deuxième colonne (30) d'élimination des hydrocarbures en C_5^+ ;
- des moyens d'introduction du gaz naturel liquéfié de fond (74) dans la deuxième colonne (30) ;

- des moyens de récupération au fond de la deuxième colonne (30) de la coupe (16) d'hydrocarbures en C_5^+ ;
- des moyens de récupération en tête de la deuxième colonne (30) d'un courant gazeux (86) de tête de colonne ;
- un deuxième ballon séparateur (40) ;
- des moyens d'introduction du courant gazeux de tête de colonne (86) dans le deuxième ballon séparateur (40) pour former un flux liquide de pied (100) et un flux gazeux de tête (90) ;
- des moyens d'introduction d'une première partie (102) du flux liquide de pied (100) en reflux dans la deuxième colonne (30) et des moyens d'introduction d'une deuxième partie (104) du flux liquide de pied (100) en reflux dans la première colonne (26) ;
- des moyens d'injection d'au moins une partie du flux gazeux de tête (90) issu du deuxième ballon séparateur (40) dans le gaz naturel de tête purifié (70) pour former le courant de gaz naturel traité (14),

caractérisé en ce que l'installation comprend :

- des moyens d'introduction du gaz naturel de tête purifié (70) issu de la première colonne (26) dans le premier échangeur thermique (20) pour réchauffer le gaz naturel de tête purifié issu de la première colonne (26) dans le premier échangeur thermique (20) par échange thermique avec le gaz naturel de charge (12) ;
- des moyens (76) de détente du gaz naturel liquéfié de fond (74) issu de la première colonne (26) avant son introduction dans la deuxième colonne (30) ;
- des moyens de compression du courant gazeux (86) de tête de colonne avant son introduction dans le deuxième ballon séparateur (40) comprenant un premier compresseur (38) ;

en ce que la turbine de détente dynamique (56) est propre à détendre le courant gazeux pré-refroidi (56) jusqu'à une pression supérieure à 35 bars, avantageusement supérieure à 40 bars, avantageusement encore supérieure à 44 bars et en ce que, la pression régnant dans la deuxième colonne (30) est inférieure à 25 bars, avantageusement inférieure à 20 bars, avantageusement encore inférieure à 15 bars.

13.- Installation (10 ; 130 ; 150) selon la revendication 12, caractérisée en ce qu'elle comprend un deuxième échangeur thermique (28) propre à mettre en relation d'échange thermique le gaz naturel liquéfié de fond (74) issu de la première colonne avec la deuxième partie (104) du flux liquide de fond (100) issu du deuxième ballon séparateur (40), le deuxième échangeur thermique étant avantageusement un échangeur thermique à deux flux.

14.- Installation (130 ; 150) selon l'une des revendications 12 ou 13, caractérisée en ce qu'elle comprend des moyens de prélèvement d'au moins une partie du flux gazeux de tête (90) issu du deuxième ballon séparateur (40) pour l'introduire en mélange dans la deuxième partie (104) du flux liquide de pied (90) issu du deuxième ballon séparateur (40).

15.- Installation (150) selon l'une quelconque des revendications 12 à 14, caractérisée en ce qu'elle comprend un troisième échangeur thermique (152) propre à placer en relation d'échange thermique le courant gazeux de tête comprimé (88) issu de la deuxième colonne (30) et le gaz naturel liquéfié de fond (74) issu de la première colonne (26), le troisième échangeur thermique étant avantageusement un échangeur thermique à deux flux.

1/3

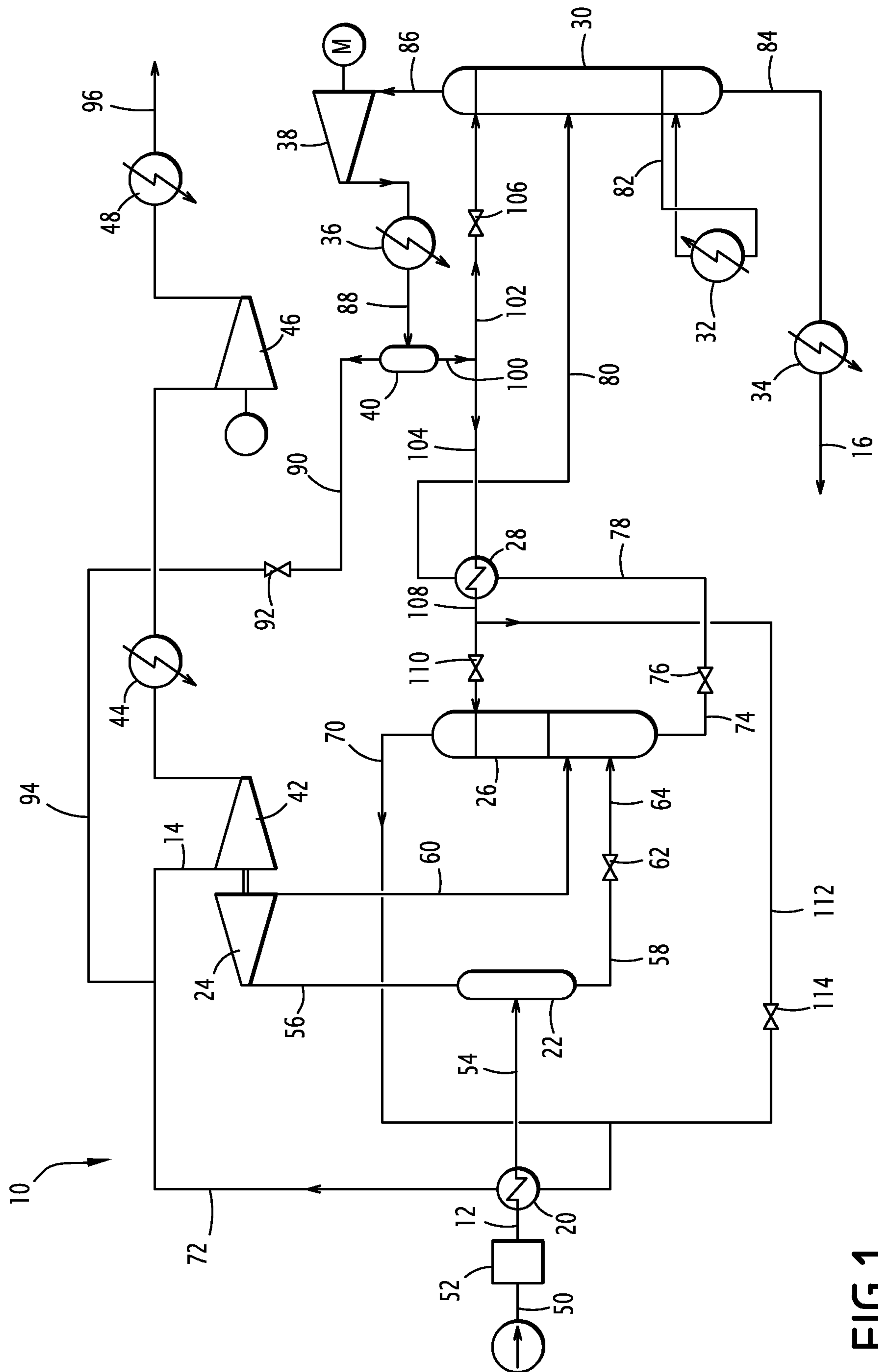


FIG. 1

2/3

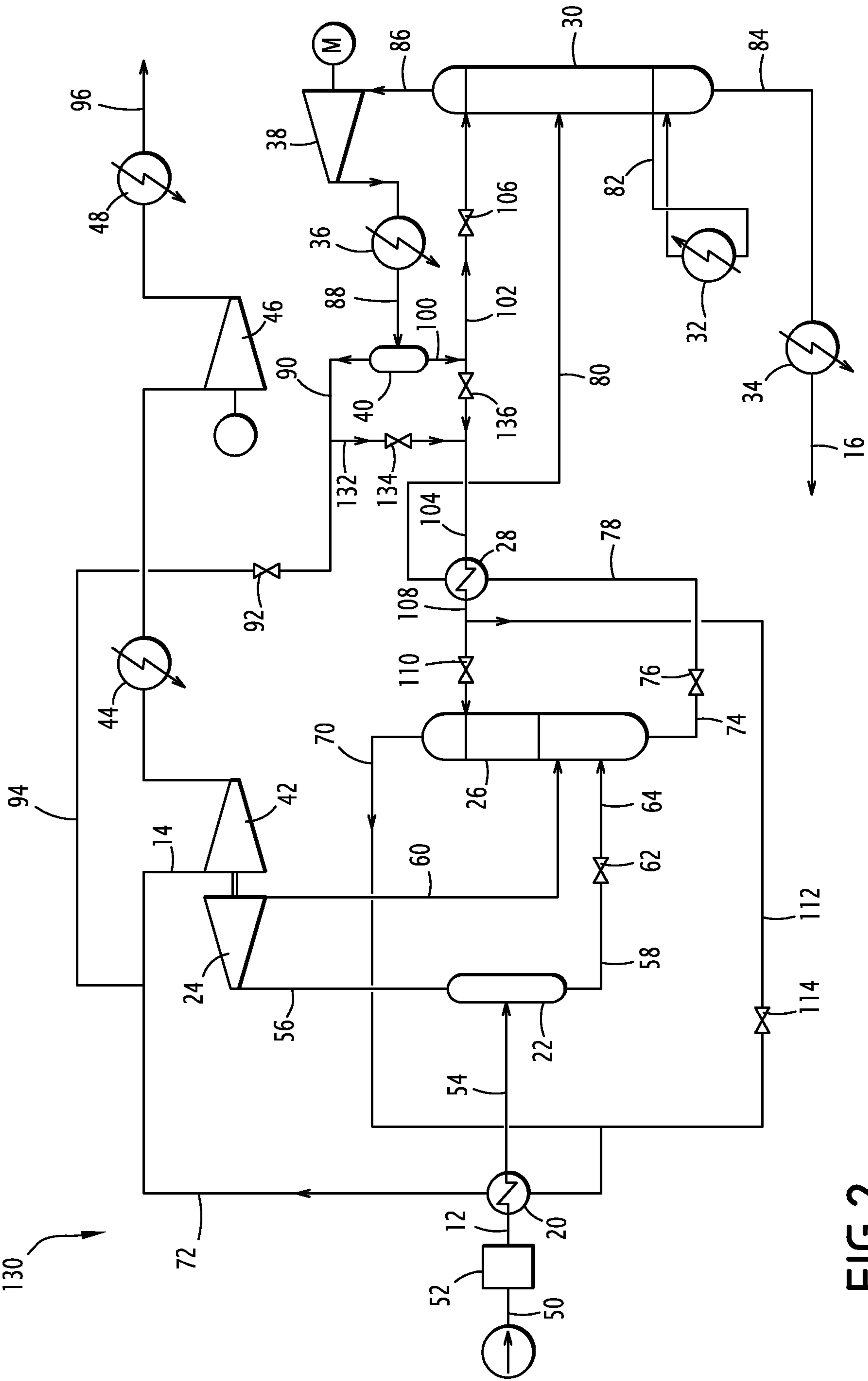


FIG. 2

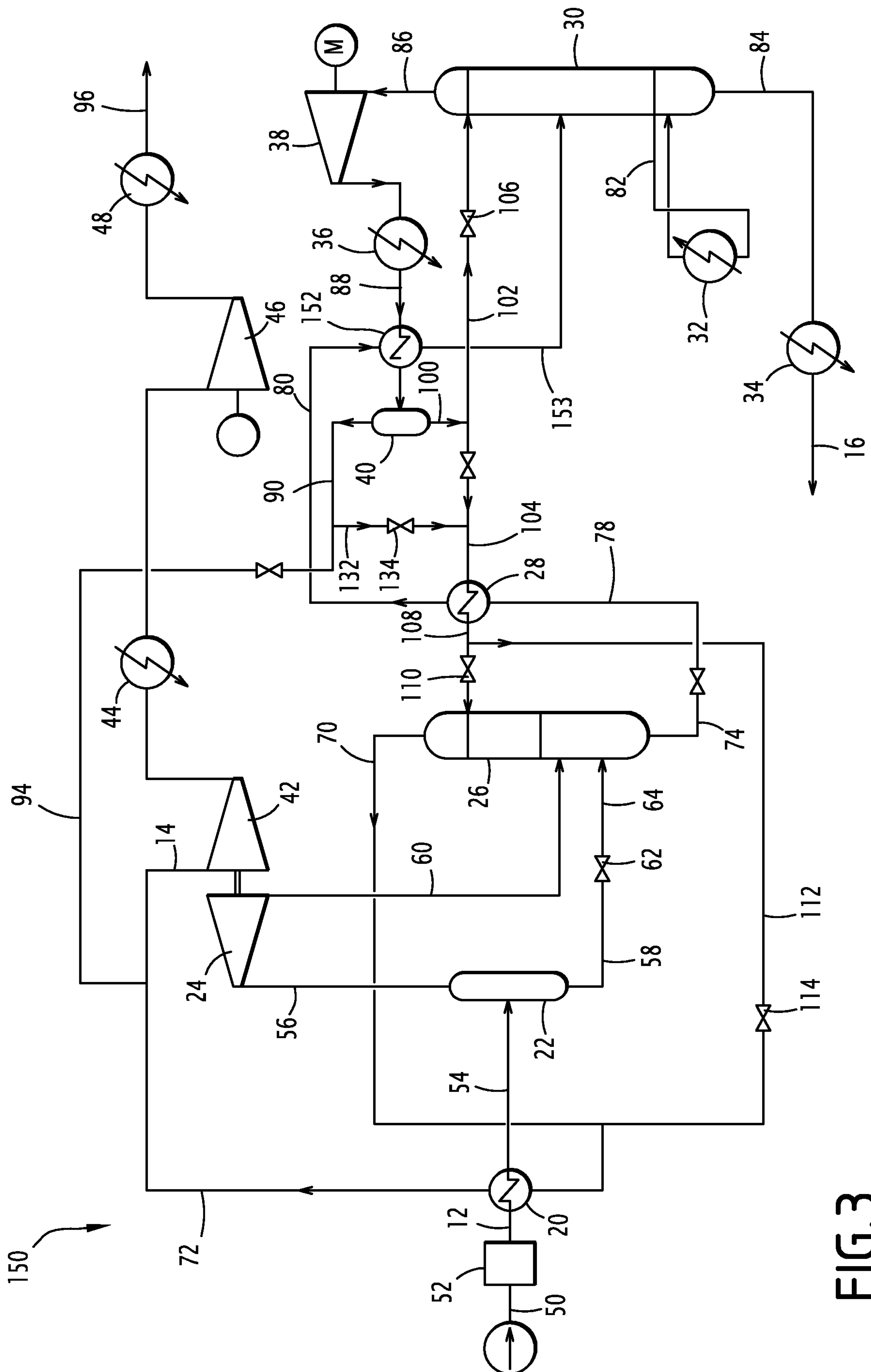


FIG. 3

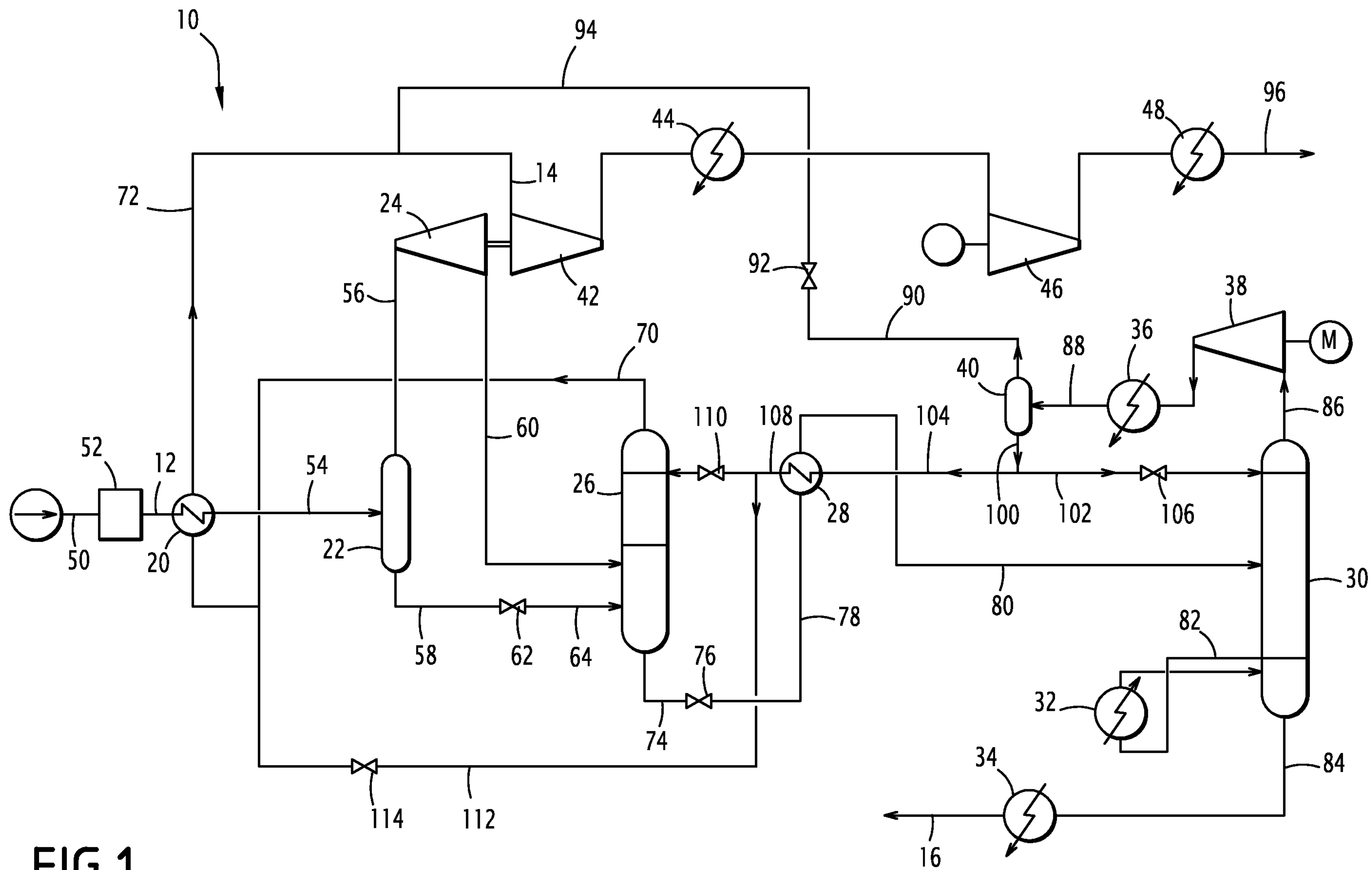


FIG.1