

⑫

DEMANDE DE BREVET D'INVENTION

A1

②2 Date de dépôt : 7 février 1983.

③0 Priorité

④3 Date de la mise à disposition du public de la
demande : BOPI « Brevets » n° 32 du 10 août 1984.

⑥0 Références à d'autres documents nationaux appa-
rentés :

⑦1 Demandeur(s) : *MARTEL Jean-Pierre.* — FR.

⑦2 Inventeur(s) : Jean-Pierre Martel.

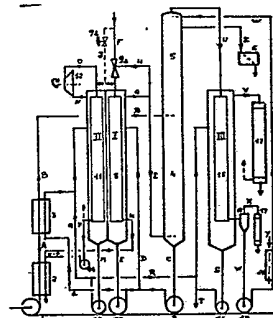
⑦3 Titulaire(s) :

⑦4 Mandataire(s) :

⑤4 Procédé et installation polyvalente de distillerie avec concentration d'effluents ou de liquides thermosensibles.

⑤7 Procédé d'économie d'énergie et de dépollution en distil-
lerie, notamment d'alcool éthylique à haut degré, mettant en
œuvre au moins une colonne de distillation 4, 5, trois corps
d'évaporateur dont l'un utilisé en bouilleur 8 pour la colonne,
l'autre en condenseur 15 et le troisième en capacité complé-
mentaire 11, un dispositif de thermo-compression 9 et un
autre de recompression mécanique 12 des buées, un préchauf-
feur-récupérateur de chaleur sensible en deux stades 2, 3 un
refroidisseur d'alcool 6, un réchauffeur de reflux 21 et des
moyens de mise en circulation et de transfert des liquides
entre les étapes successives.

Cet ensemble est agencé pour permettre l'emploi optimal
d'une bi-énergie, thermique et mécanique, l'adaptation aisée à
des fonctions multiples, pour le travail de toutes matières
premières, telles que vins, marcs, moûts, lies et piquettes, ainsi
que la réduction de l'investissement total, grâce à la limitation
du nombre de corps d'évaporateur d'une part, et des perfor-
mances thermodynamiques requises au niveau de la recom-
pression mécanique des buées d'autre part.



PROCÉDE et INSTALLATION POLYVALENTE de DISTILLERIE avec
CONCENTRATION d'EFFLUENTS ou de LIQUIDES THERMOSENSIBLES

La présente invention a essentiellement pour objet un procédé de Distillerie et une installation à combinaisons et usages multiples permettant la résolution simultanée du problème du rejet des effluents de distillation, ainsi que la concentration de liquides thermosensibles, dans l'esprit d'une optimisation des coûts relatifs d'investissement et de fonctionnement.

Les Distilleries, dont l'exemple est pris parmi les Distilleries agricoles produisant de l'alcool éthylique à haut degré, ont de plus en plus à résoudre le problème du rejet des vinasses, c'est-à-dire des effluents restant après la récupération par distillation de l'alcool des vins - qu'ils soient de raisin, de betterave, de canne, de mélasse, etc... ou des sous-produits tels que marcs et lies - Les composés organiques contenus dans ces effluents aqueux présentent un potentiel important de pollution des eaux du milieu naturel en raison de leurs Demandes Chimique et Biologique en Oxygène.

Cependant, la teneur en extrait sec soluble des effluents est faible, soit au maximum de 6 %. Ce qui impose la séparation de grandes quantités d'eau.

Les deux technologies les plus employées pour la traitement de ces effluents sont celle de la dégradation biologique et celle de la concentration. La première permet la production de méthane - source d'énergie - mais au prix d'investissements élevés et surtout d'implantations exigeantes en superficie.

La seconde se réalise soit par traitement sur membranes micro-poreuses (par exemple en osmose inverse), soit par évaporation thermique de l'eau. Cette dernière solution permet d'atteindre industriellement des concentrations en extrait sec plus élevées que la précédente.

Les Distillateurs recherchent un taux de concentration élevé pour les vinasses, de manière à pouvoir utiliser le concentré final, soit comme combustible de mélange, soit comme additif d'aliments du bétail. Dans cette dernière application, la qualité nutritionnelle de l'extrait sec - notamment protéique - doit être préservée. De plus, les produits organiques contenus dans les vinasses ont tendance à entartrer les surfaces d'échange, particulièrement au-dessus d'un certain taux de concentration.

Les évaporateurs continus doivent donc être conçus en fonction de ces sujétions.

L'évaporation thermique de l'eau des vinasses demande une dépense d'énergie supérieure à celle nécessaire à la production de l'alcool à partir du vin correspondant, en colonne continue. Si l'on prend l'exemple d'un vin à 10° GL, la production de 100 litres d'alcool à 95° GL nécessite environ 220 kg de vapeur.

La concentration des 900 litres de vinasses restants, jusqu'à l'obtention par exemple de 50 kg de concentré à 66° Brix, nécessite l'évaporation de 850 kg d'eau, représentant plus de 4 fois plus de vapeur.

Bien entendu, les techniques connues des effets multiples et de la recompression des buées (thermique ou mécanique) sont appliquées sur de tels évaporateurs. Cependant, le besoin de vapeur reste du même ordre que celui de la colonne de distillation à haut degré. Le coût énergétique de production de l'alcool est pratiquement doublé. Le coût d'exploitation est également presque doublé car la valeur marchande des concentrés de vinasses est relativement faible.

Les techniques de thermo et de turbo-compression peuvent également s'appliquer aux colonnes de distillation, mais en pratique elles trouvent moins d'applications que sur les évaporateurs, pour les raisons suivantes :

- les économies d'énergie à escompter sont relativement plus importantes sur le poste concentration,
- la recompression des vapeurs alcooliques à des températures supérieures à 100°C peut entraîner leur dégradation chimique partielle, augmentant ainsi la freinte de distillation ou diminuant la qualité de l'alcool.

Les recherches actuelles portent sur le couplage des opérations unitaires de distillation et d'évaporation. Des résultats remarquables sont obtenus pour la réduction de la consommation de vapeur, mais au prix de lourds investissements en machines de recompression mécanique, eu égard aux volumes de buées concernées et aux taux de compression nécessaires. Le demande en énergie mécanique, généralement électrique est également relativement importante.

Dans le cas de la production d'alcool à partir des marcs fermentés, deux techniques sont connues :

- la première consiste à les soumettre à une diffusion méthodique aqueuse. Elle fournit les "piquettes", de degré alcoolique de moitié inférieur environ à celui des vins, et dont les vinasses de distillation posent les mêmes problèmes de rejet,
- la seconde consiste à soumettre les marcs à un entraînement de leur alcool par la vapeur. Les flegmes obtenus à un degré environ double de celui des vins, étant des distillats, ne donnent pas d'eaux épuisées polluantes après leur rectification.

Malheureusement, cette technique exige une consommation importante de vapeur, injectée en direct dans le désalcoolisateur continu, soit près de 400 kg par tonne de marc à 5 % d'alcool.

5 Pour réduire la dépense d'énergie de l'ensemble désalcoolisateur et colonne, des tentatives de couplage ont été effectuées, tendant à alimenter la colonne directement par les vapeurs de flegmes issues du désalcoolisateur.

Cependant, par rapport à l'alimentation en phase liquide, l'alimentation en phase vapeur nécessite un sur-dimensionnement de la section de colonne, et ne dispense pas d'une dépense de vapeur en pied de colonne pour assurer l'é-
10 puisement. La consommation totale de vapeur n'est réduite dans ce cas que de 12 % environ. Elle reste de l'ordre de 900 kg de vapeur par hectolitre d'alcool pur produit à 95° GL à partir de marcs à 5 % d'alcool.

Dans tous les cas où la concentration thermique des vinasses polluantes est à considérer, l'investissement en matériels d'évaporation devient supérieur
15 au coût du matériel de distillation proprement dite.

Cela est d'autant plus sensible que l'on cherche à réduire davantage la dépense de vapeur de concentration par exemple par une application intensive de la technique de recompression mécanique des buées, le coût des turbo-
compresseurs de grande capacité étant élevé.

20 Une autre sujétion qui peut grever encore le coût relatif de la station d'évaporation est le besoin de pouvoir l'utiliser non seulement pour des effluents entartrants, mais aussi pour les liquides alimentaires thermosensibles tels que moûts, jus, sucres de raisins purifiés, extraits anthocyaniques ou vins à désalcooliser. Pour toutes ces applications, les évaporateurs doivent
25 présenter les caractéristiques suivantes :

- fonctionnement à températures limitées, donc sous pression réduite,
- temps de séjour limités, donc capacités internes réduites,
- matériaux inoxydables résistant à l'anhydride sulfureux et aux sodu-
tions de nettoyage,
- 30 - conception et finition de type hygiénique.

Toutes ces spécifications justifient le coût élevé des installations de concentration, comparativement à celui du matériel spécifique de distillation, particulièrement dans le cas des Distilleries agricoles.

La présente invention a pour objet, compte tenu des observations précé-
35 dentes, de minimiser les problèmes d'investissement et d'exploitation exposés, en adoptant comme conception directrice que la colonne de distillation soit considérée technologiquement comme une annexe du complexe évaporatoire.

La solution proposée vise, d'une part à limiter le montant total de l'investissement en équipements de distillation et d'évaporation et,

d'autre part, à réduire au minimum les besoins d'énergie - sous forme thermique et électrique - pour assurer simultanément la production d'alcool requise et la dépollution par concentration thermique des effluents.

- 5 La solution proposée consiste, selon la présente invention, à intégrer les surfaces d'échanges thermiques de la colonne de distillation, c'est-à-dire généralement bouilleur et condenseur, dans le complexe évaporatoire, dont elles constituent ainsi deux corps.

- 10 Selon la présente invention, le bouilleur est conçu comme un véritable évaporateur, où recirculent les vinasses extraites au bas de la colonne, de manière à émettre des vapeurs à 102°/105°C en quantité suffisante pour assurer la fonction de distillation.

- 15 Ce mode de chauffage de la colonne étant indirect - par opposition à l'injection directe de vapeur au bas de la colonne - il n'y a pas de dilution des vinasses. Au contraire, afin que ce corps d'évaporateur assure également une fonction de première concentration des vinasses, il est chauffé, selon une technique déjà connue, par de la vapeur à haute pression, préalablement détendue par passage au travers d'un thermo-compresseur. L'énergie motrice de la vapeur est ainsi utilisée pour aspirer une quantité de buées qui est supérieure aussi bien au débit de vapeur vive consommée qu'au débit de vapeur injectée en colonne.

- 20 Selon la présente invention, le condenseur principal de la colonne est également remplacé par un évaporateur, qui procure une capacité évaporatoire gratuite complémentaire pour les vinasses. Ce second corps d'évaporateur est donc chauffé par la condensation des vapeurs alcooliques à haut degré sortant du sommet de la colonne. La chaleur latente totale de ces vapeurs - qui est, aux pertes près, celle de la vapeur injectée au pied de colonne - est ainsi entièrement récupérée.

- 25 Ce corps d'évaporateur fonctionne donc comme un second effet par rapport au premier, mais par l'intermédiaire de la colonne de distillation. Les vapeurs alcooliques étant à température plus basse que la vapeur de chauffe de la colonne, ce second effet fonctionne à température inférieure de 30 à 40°C à celle du 1er effet.

- 30 Les vapeurs alcooliques condensées dans le 2ème effet n'étant pas sous-refroidies, le reflux peut être pompé vers le haut de la colonne, pratiquement à sa température d'équilibre.

La somme des capacités évaporatoires des 2 effets décrits atteint plus de 60 % des besoins dans le cas d'un vin à 10° GL

Selon la présente invention au moins un troisième corps d'évaporateur est ajouté pour compléter la capacité évaporatoire nécessaire à la concentration du débit de vinasses jusqu'à la richesse maximale en extrait sec.

Selon une caractéristique avantageuse du procédé, ce troisième corps
5 est chauffé par une boucle de recompression mécanique de ses propres buées. Ainsi, ce corps ne consomme pratiquement pas de vapeur, et son fonctionnement est indépendant de celui des deux premiers corps. Cela autorise diverses combinaisons de marche à des régimes différents.

Lorsque les 3 corps sont utilisés simultanément, les vinasses précon-
10 centrées au premier corps peuvent être pompées ensuite vers le 2ème avant le 3ème, ou inversement. Le choix est dicté par l'étagement des températures souhaitées en fonction du taux de concentration et du caractère entartrant.

Selon une caractéristique avantageuse du procédé, la température d'éva-
poration dans le 3ème corps à recompression mécanique peut être choisie à
15 un niveau intermédiaire entre ceux des 2 premiers corps, afin de limiter le volume spécifique des buées à turbiner, tout en fonctionnant sous pression réduite.

Selon une autre caractéristique particulièrement avantageuse de ce
procédé appliqué au travail des marcs, ce 3ème corps peut également être
20 chauffé par la condensation des vapeurs alcooliques à bas degré provenant d'un désalcoolisateur continu des marcs par entraînement à la vapeur.

Pour une production finale d'alcool identique, la récupération de
la chaleur latente de ces flegmes (à 20° GL environ) procure une capacité
évaporatoire du même ordre que celle nécessitée pour le cas des vinasses.
25 La vapeur d'eau produite, dans ce cas, sous pression réduite est recomprimée pour être recyclée vers le désalcoolisateur de marcs, diminuant ainsi de moitié environ la consommation de vapeur de cet appareil, qui est environ de 780 kg de vapeur à 102/105°C pour 2 tonnes de marc à 5 % d'alcool, soit pour un hectolitre d'alcool pur.

30 Dans ce cas de fonctionnement, il est à noter que les eaux épuisées provenant de la distillation des flegmes à 20° GL n'étant pas chargées, donc non polluantes, il n'est pas nécessaire de les concentrer. La capacité évaporatoire de l'ensemble des corps N° 2 et 3 peut donc être mise au service de la concentration d'un liquide non concerné par le processus de dis-
35 tillation tel que moût, jus, etc...

Le corps N° 1 fonctionne alors en simple bouilleur pour la colonne si on le chauffe sans thermo-compression.

Enfin, dans les installations où une technique de pré-concentration sur membranes est pratiquée pour les effluents, le corps d'évaporation N° 3 n'est pas utilisé, le double-effet formé par les corps N° 1 et 2 assurant la finition de la concentration en évaporant la seconde moitié de l'eau.

Grâce au procédé et à l'installation de la présente invention, on obtient tout d'abord une contraction du coût d'investissement de l'ensemble de distillation et de concentration. Le poste de dépense des organes thermiques de la colonne est en effet supprimé par leur intégration dans le complexe évaporatoire.

D'autre part, sur le plan des dépenses d'exploitation, la distillation d'un vin et la concentration maximale des vinasses correspondantes s'effectuent avec une consommation totale de vapeur (haute pression) qui n'est pas plus élevée que celle normalement requise pour la distillation considérée isolément (soit 220 kg de vapeur environ par hectolitre d'alcool pur, produit à 95° GL). L'énergie complémentaire est fournie sous forme mécanique mais ne représente en T.E.P. (1 Tonne Equivalent Pétrole = 10.000 Thermies ou 4.000 Kw/h) que 15 % environ de la dépense thermique en vapeur.

Un autre avantage de la présente invention réside dans la souplesse d'utilisation de l'ensemble, et sa polyvalence pour le travail sur d'autres produits, tels que les vins de lies et les piquettes de diffusion, dans des conditions économiques demeurant satisfaisantes en dépit des changements de régimes de marche. Le cas particulier de la distillation des flegmes provenant d'un désalcoolisateur de marcs illustre encore le caractère polyvalent du système.

La consommation totale de vapeur pour les opérations de désalcoolisation du marc et de distillation du flegme est réduite de 40 %, soit à 600 kg par hectolitre d'alcool pur produit à 95° GL.

Une capacité évaporatoire gratuite, au moins égale, est simultanément dégagée pour un autre produit. On peut dire dans ce cas que ce n'est plus l'évaporation qui ne consomme pas de vapeur, mais la distillation. Celle-ci consommerait normalement, sans dispositifs d'économie d'énergie, et toujours par hectolitre d'alcool pur produit à 95° GL, 780 kg environ de vapeur au niveau du désalcoolisateur, et 220 kg au niveau de la colonne, soit environ une tonne.

D'autres buts, caractéristiques et avantages de la présente invention apparaîtront à la lumière de la description explicative ci-dessous, laquelle est faite en référence à un mode de réalisation donné à titre d'exemple non limitatif.

Ce mode de réalisation est représenté dans les dessins annexés, dans lesquels :

5 - la figure (1) représente schématiquement le procédé de distillation d'un vin avec concentration de l'effluent (vinasse) correspondant jusqu'au taux maximum de matières solubles, soit plus de 65 %,

- la figure (2) représente schématiquement le procédé de distillation sur les mêmes équipements de flegmes à bas degré provenant d'un désalcoolisateur continu. La capacité évaporatoire gratuite dégagée peut être utilisée pour un autre liquide à concentrer

10 - la figure (3) représente schématiquement la même installation utilisée pour la seule concentration d'un liquide thermosensible. La colonne qui n'est pas utilisée pour la distillation dans ce cas, peut être employée pour une opération de désulfitation complémentaire, sous pression normale ou réduite,

15 - la figure (4) représente schématiquement un procédé de distillation sur les mêmes équipements, d'un vin de lies avec injection directe de vapeur en colonne et concentration de l'effluent, compte tenu de la teneur en insolubles,

- la figure (5) représente schématiquement un procédé de distillation, 20 sur les mêmes équipements, de piquette de diffusion de marcs, avec concentration partielle, compte tenu du recyclage partiel des vinasses de piquette vers la diffusion ;

- la figure (6) représente, en variante d'utilisation, le procédé de distillation d'un vin dans les mêmes conditions que selon le schéma (1), 25 mais avec une préconcentration de la vinasse par un procédé sur membranes microporeuses ;

- la figure (7) représente schématiquement un ensemble de variantes de réalisation, en particulier dans le cas du procédé du schéma 2 pour les flegmes.

30 En référence à la figure (1), une installation selon la présente invention comprend essentiellement un moyen de pompage (1) de l'influx liquide, au moins un ou deux préchauffeurs (2) et (3) dudit influx, lesquels sont des échangeurs de chaleur liquide/liquide, une colonne de distillation continue dont les deux parties, d'épuisement (4), et de concentration (5), peuvent être indiffé- 35 remment superposées ou séparées, au moins un moyen de refroidissement (6) de l'alcool haut degré soutiré comme produit final, du type échangeur liquide/liquide, un moyen d'extraction et de recirculation (7) des vinasses du pied de colonne.

Selon une caractéristique avantageuse, cette installation comprend un 40 corps d'évaporateur (8) relié à un thermo-compresseur (9a), complété en by-

pass par un détendeur de vapeur (9b), un moyen d'extraction et de recirculation (10) des effluents pré-concentrés au pied du corps d'évaporateur (8), un second corps d'évaporateur (11) relié à un turbo-compresseur (12), un moyen d'extraction et de recirculation (13) du semi-concentré au pied du corps (11),
5 un moyen d'extraction (14) des condensats de chauffe du corps (11).

Selon une caractéristique particulière, l'installation comprend un dernier corps d'évaporateur (15) avec un moyen d'extraction et de recirculation (16) du concentré final, un moyen de condensation sous vide (17), un moyen de séparation (18) des condensats et des incondensables ou volatils, au moins
10 au moyen de condensation (19) de ces événements, un moyen d'extraction et de recirculation (20) des condensats alcooliques et, enfin, un moyen de réchauffage éventuel (21) du reflux alcoolique.

Selon une autre caractéristique particulière de cette installation, telle que schématisée sur la figure (7), l'installation peut inclure un
15 moyen de séparation (22) des condensats et des incondensables ou volatils repris au bas du corps d'évaporation (11), une cuve-tampon (23) pour l'influx condensé, un moyen de reprise et de pompage (14b) de cet influx dans le cas des flegmes notamment, ainsi qu'une colonne épuratrice (24) pour la séparation des têtes avant la distillation-rectification en (4) et (5).

Selon une autre caractéristique de l'installation telle que schématisée sur la figure (6), dans le cas où une pré-concentration des vinasses est assurée par un procédé faisant appel aux membranes, par exemple d'osmose inverse, au moins un échangeur de chaleur liquide/liquide (25) est prévu pour la maîtrise de la température opératoire optimale du procédé sur
20 membranes.

Les liaisons par tubulures de liquides et conduites de vapeur entre les appareils précités sont implicitement définies par les fluides respectivement transportés, qui sont repérés par des lettres et dont les caractéristiques physiques sont présentées en annexe sur sept tableaux correspondant aux sept configurations des schémas directeurs.
30

Selon une caractéristique avantageuse de l'installation, les échanges de chaleur entre liquides (2, 3, 6, 21, 25) particulièrement pour les récupérations de chaleur, sont préférentiellement réalisés sur des échangeurs du type à plaques. Les avantages suivants de ces appareils sont exploités :

- 35 - excellent taux de récupération de chaleur, puisqu'ils fonctionnent efficacement même sous des écarts de température très réduits
- capacité de rétention de liquide et pertes de chaleur par rayonnement très limitées
- encombrement minimum et possibilité de regroupement de deux ou plusieurs échanges sur le même bâti
- 40

Selon une autre caractéristique particulièrement avantageuse du procédé, les surfaces de chauffe des corps d'évaporateurs sont préférentiellement constituées par des faisceaux de plaques verticales, qui offrent les mêmes avantages que dans le cas des échangeurs liquide/liquide.

5 Parmi les différentes configurations que présentent les évaporateurs à plaques existants, une disposition particulièrement avantageuse est offerte par les appareils à flot tombant, dans lesquels le risque d'entartrage est minimisé par la grande vitesse de circulation dans le sens gravitaire naturel.

10 Parmi ces appareils, une disposition encore plus particulièrement avantageuse est offerte par ceux comportant des plaques lisses non juxtaposées, ni jointées, mais formant des éléments à double épaisseur de métal, donc creux, et suspendus verticalement selon un espacement convenable. Les risques de dépôt sont ainsi pratiquement minimisés, l'intérieur des éléments étant réservés à la vapeur de chauffage.

15 Ces appareils présentent en outre une caractéristique les rendant particulièrement adaptés au chauffage par recompression des buées : le faisceau de plaques, de forme extérieure parallélépipédique, étant disposé à l'intérieur même du séparateur cylindrique, les buées émanant du liquide vaporisé trouvent en tous points un large et libre parcours vers leur collecteur d'extraction.

20 Leurs vitesses et, par conséquent, leurs pertes de charges sur ces parcours sont donc très faibles, ce qui réduit la proportion du travail de recompression nécessaire à vaincre ces pertes de charge au détriment de l'élévation utile de pression, donc de température, recherchée.

25 De plus, ces évaporateurs fonctionnent sous des écarts moyens de température réduits de l'ordre de 5 à 10° entre fluide chauffant et fluide vaporisé. Des plaques de 5 à plus de 10 mètres de hauteur étant utilisées, de telles installations se présentent sous forme de tours cylindriques de forme haute, ce qui ne pose pas de problème d'implantation à proximité de colonnes de distillation, ayant une configuration similaire.

30 Une autre caractéristique avantageuse de ces installations d'évaporation réside dans la possibilité de grouper plusieurs corps d'évaporation dans la même enceinte cylindrique, ce qui réduit les coûts et simplifie encore les questions d'implantation.

35 Selon une autre caractéristique de l'invention, il n'est pas nécessaire que les différents corps d'évaporation soient réalisés selon le même type. Une différenciation peut, dans certains cas, s'avérer nécessaire entre les stades de préconcentration et de finition, lorsque la viscosité du concentré subit de fortes variations.

De même, il n'est pas nécessaire que le produit à concentrer circule d'un corps à l'autre selon l'ordre rigoureusement décroissant des températures de fonctionnement.

La figure N° 7 montre enfin que l'invention peut également être réalisée avec des évaporateurs à plaques construits selon des principes différents de celui exposé préférentiellement. Dans le schéma 7, les faisceaux des plaques d'échange sont symbolisés par des carrés, dans lesquels la diagonale sépare le côté vapeur de chauffage du côté liquide à concentrer. La plupart de ces appareils impliquent un cheminement commun des phases liquide et vapeur du produit à concentrer, jusqu'à une capacité de séparation de ces phases, de forme généralement cyclonique.

Bien que ce trajet engendre des pertes de charge sur le circuit des buées, ces évaporateurs peuvent également être utilisés pour la réalisation du présent procédé. Ce caractère non limitatif s'applique également à l'emploi d'évaporateurs tubulaires classiques moyennant une attention particulière au niveau de la réalisation des ensembles.

Dans tous les cas, un taux élevé de recirculation, de 10 à 30 fois le débit d'alimentation, doit assurer un mouillage convenable des surfaces d'échange et donc un coefficient de transfert optimal.

Le fonctionnement de cette installation ci-dessus décrite est le suivant, en référence plus particulière à la figure 1 et en prenant comme exemple le travail du vin.

Mis en circulation par la pompe (1), le vin à distiller est préchauffé d'abord partiellement (A) par récupération des chaleurs sensibles des condensats des corps d'évaporateur (8) et (11), sur l'échangeur (2). Il est ensuite porté à une température voisine de sa température d'ébullition (B) par échange thermique avec les vinasses pré-concentrées, à 102°C environ.

Le vin est distillé de manière classique dans la colonne continue à 2 sections, (4) et (5). Les vinasses (C) recueillies à la base de la colonne sont reprises par la pompe (7) pour être envoyées sur le bouilleur (8), formant le stade d'évaporation I.

Ce bouilleur est chauffé par de la vapeur haute-pression (F) qui, transitant au travers d'un thermo-compresseur (9a), aspire une partie de la vapeur à basse pression (H) émise par les vinasses.

L'évaporation dans le corps (11) ayant lieu à une pression réduite à environ la moitié de la pression atmosphérique, donc à une température voisine de 80°C, les vinasses pré-concentrées (L) peuvent céder leur chaleur sensible

comprise entre les niveaux de température 102° et 80°, afin de compléter le préchauffage de l'influx jusque vers 90°C. Cet échange a lieu dans le second préchauffeur (3).

5 L'évaporateur (11) est chauffé par recompression mécanique de ses propres buées (N), grâce au turbo-compresseur (12) qui élève la pression en (O) et la température correspondante vers 90°C minimum. (température saturée).

Le détenteur de vapeur (9b) est prévu pour permettre d'une part le démarrage du corps d'évaporation (11) et d'autre part un éventuel petit débit d'appoint (J) compensant les pertes calorifiques du système.

10 Les condensats d'évaporation du stade II sont extraits en (P) à l'aide d'une pompe d'extraction sous vide (14). Ces condensats éventuellement regroupés avec (K) servent au premier stade de préchauffage du vin en (2).

Les vinasses semi-concentrées (M) sont extraites sous vide par la pompe (13) pour être simultanément recirculées sur le corps (11) via (Q) et dirigées
15 vers le stade concentration finale III via (R).

Ce dernier stade est réalisé sur le corps d'évaporateur (15) également équipé d'une pompe (16) pour la recirculation et l'extraction du concentré final en (T).

20 L'évaporateur (15) est chauffé par la condensation des vapeurs alcooliques à haut degré (U) provenant de la colonne, à 79°C environ. Les buées émises sont extraites en (V) sous le vide correspondant à une température de 65 à 70°C. Elles sont condensées sur le condenseur à surface ou à mélange (17), à eau ou à air.

25 Les condensats alcooliques formés côté chauffage du corps (15) sont recueillis à pression atmosphérique dans la bouteille de séparation (18) et repris comme rétrogradation vers la colonne via (W) par la pompe (20). Ces condensats se trouvent à une température intermédiaire entre 79°C et la température d'évaporation au stade III. Il est donc souhaitable de ramener leur température vers 79°C avant leur entrée en colonne. Le réchauffeur (21)
30 récupère les calories d'un fluide (Y), qui peut particulièrement être le fluide (L) après son passage en (3).

Dans la bouteille (18), les condensats alcooliques se séparent des gaz incondensables (X) et aussi des impuretés volatiles de tête, qui sont condensées en (19) par un échangeur à eau froide et/ou un moyen frigorifique.

35 Enfin, l'alcool, principal objet de la production, est soutiré "en pasteurisé", c'est-à-dire en phase liquide bouillante sur un plateau à un niveau légèrement inférieur au dernier plateau de la colonne. Il est refroidi sur l'échangeur (6).

Cette méthode connue qui assure un faible taux d'impuretés de tête, ne constitue cependant pas une obligation inhérente à la réalisation du procédé.

L'alcool produit à haut degré peut en effet être prélevé aussi bien sur le circuit de reflux (W), qu'en phase vapeur (X) si l'on n'effectue qu'une
5 condensation partielle dans le corps (15).

En référence à la figure 2, on démontre un second mode d'utilisation des mêmes matériels, au même dimensionnement, pour la production de la même quantité d'alcool, au même degré.

Dans ce cas, la matière première n'est plus un vin, à 10° GL par exemple,
10 mais un marc fermenté de raisins par exemple.

Ce marc, à 5 % d'alcool environ, est traité sur un désalcoolisateur continu - non représenté sur la figure 2 - par entraînement à la vapeur d'eau à contre-courant.

Des vapeurs alcooliques à un degré environ double de celui d'un vin
15 sortent de ce désalcoolisateur et arrivent par (U), à 90°C environ. Plutôt que d'être dirigées sur la colonne de distillation, elles sont condensées selon une caractéristique avantageuse de ce procédé, sur le corps d'évaporation (11), pour lequel elles constituent donc le moyen de chauffage dans ce cas.

20 Les condensats alcooliques (P'), flegmes à environ 20° GL, sont recueillis par un moyen permettant le dégagement des incondensables. La pompe (14) alimente ensuite cet influx liquide vers la colonne de distillation, à un débit réduit d'environ 50 % par rapport au débit de vin du cas de la figure 1, puisque la richesse alcoolique est pratiquement doublée.

25 La colonne (4 + 5) fonctionne donc avec une alimentation en phase liquide, et chaude puisque les condensats (P') n'ont pratiquement pas été sous-refroidis. Par rapport à une alimentation en phase vapeur, et pour un même dimensionnement de la colonne, on double environ ainsi la production d'alcool. La consommation de vapeur au pied de la colonne est par contre également doublée, mais la
30 consommation doit être appréciée par hectolitre d'alcool produit, et en additionnant celle du désalcoolisateur et celle de la colonne.

Selon la configuration représentée, la colonne est chauffée par le corps d'évaporateur (8), fonctionnant en simple bouilleur par recirculation. Du fait que l'effluent de distillation n'est pas polluant dans ce cas, il n'est pas
35 nécessaire de le concentrer. Donc tout en restant possible, le chauffage par thermo compresseur n'est pas obligatoire. Le corps (8) peut être chauffé par vapeur (J) détendue en (9 b). Les condensats de vapeur (K) peuvent dans ce cas être retournés à la chaudière.

Le corps d'évaporateur (11) est également dispensé de concentrer l'effluent. Il est donc utilisable pour la concentration de tout autre produit (B'), du type liquide aqueux. L'alimentation de (B') se fait au travers de l'un ou des deux préchauffeurs (2 et 3), qui récupèrent la chaleur emportée par l'effluent (1).

5 Les buées (N) émises par le liquide (B') dans l'évaporateur indépendant (11) vont, selon une caractéristique avantageuse du procédé, être recyclées sur le désalcoolisateur continu, diminuant ainsi son importante consommation de vapeur. Ce recyclage s'effectue grâce au turbo-compresseur (12), fonctionnant dans des conditions de débit et de pression à peu près identiques à celles
10 du cas de la figure (1). L'économie de vapeur réalisée pour le fonctionnement du désalcoolisateur est ainsi de plus de 50 %, ce qui est plus de 4 fois plus important qu'une économie relative du même ordre sur le chauffage de la colonne.

Les buées recomprimées (N') devront être complétées, avant leur entrée dans
15 le désalcoolisateur, par un appoint de vapeur du même ordre. Cet appoint, s'il s'effectue au travers d'un thermo-compresseur, permet d'ajuster les caractéristiques de pression et de température du mélange de vapeur aux besoins exactes du désalcoolisateur, c'est-à-dire en général à une pression légèrement supérieure à la pression atmosphérique. Le thermo-compresseur nécessaire est
20 de taille supérieure au thermo-compresseur (9a) de la figure (1).

La concentration du liquide (B') commencée dans le corps 11 se termine dans le corps (15), qui fonctionne ainsi toujours comme condenseur pour la colonne.

La capacité gratuite d'évaporation offerte par la configuration décrite atteint près de 600 kilogrammes d'eau évaporée par hectolitre d'alcool pur
25 produit. La consommation totale de vapeur du désalcoolisateur et de la colonne est du même ordre.

En référence à la figure 3, on montre le fonctionnement de l'installation construite selon le procédé, lorsqu'elle n'est utilisée que pour la concentration thermique, sans opération simultanée de distillation. Cela peut être
30 le cas pour la concentration des moûts de raisins, par exemple, des jus de fruits, des solutions de sucres de fruits purifiés, des liqueurs d'extraction de colorants naturels, anthocyaniques par exemple, ou encore de vin que l'on désalcoolise partiellement ou totalement.

Dans ce cas, la liaison (I) entre le corps d'évaporateur (8) et la colonne (4)
35 est remplacée par une liaison de buées (I'), entre les corps (8) et (15). La configuration de ces deux corps devient alors celle d'un évaporateur à double effet classique, avec thermo-compression. Sa consommation spécifique de vapeur est

environ de 270 kg de vapeur par tonne d'eau évaporée, soit 0,017 TEP.

La pression de fonctionnement, et par conséquent la température d'évaporation, peuvent être réduites dans ce cas aux valeurs convenables selon le degré de thermo-sensibilité des produits traités. La capacité évaporatoire totale peut subir ainsi une diminution allant jusqu'à 20 % par rapport au cas de la figure (1).

De plus, il peut être nécessaire de prévoir un thermo-compresseur (9c) présentant des caractéristiques de marche différentes de celle du (9a) utilisé dans les cas de figure (1) et (2).

Le troisième corps d'évaporateur (11) fonctionne toujours indépendamment, avec sa propre recompression, de préférence mécanique, des buées. Sa capacité d'évaporation est comprise entre 30 et 40 % de la capacité évaporatoire totale, selon les régimes de températures relatifs des 3 stades. Sa consommation énergétique est inférieure à 25 Kw par tonne d'eau évaporée à environ 80°C, soit 0,006 TEP. Comme elle s'applique environ à 35 % du travail d'évaporation, la consommation spécifique de l'ensemble des 3 corps par tonne d'eau évaporée peut se calculer comme suit :

$$(0,017 \times \frac{65}{100}) + 0,006 \times \frac{35}{100} = 0,013 \text{ TEP}$$

L'évaporation simple d'une tonne d'eau correspondant à 0,062 TEP, l'installation décrite exige une énergie primaire totale proche de celle d'un évaporateur à 5 effets. Les consommations électriques des pompes de transfert de liquide ou de génération de vide ne sont pas prises en compte dans ce calcul sommaire, mais elles sont évidemment supérieures sur une installation d'évaporation à 5 effets.

L'ordre d'alimentation et de circulation du liquide à concentrer sur les 3 corps de l'installation peut varier selon la gamme des températures successives la mieux adaptée au produit à ses divers stades de concentration. La figure (3) représente, à titre d'exemple non limitatif, une alimentation sur le corps (11), une reprise vers le corps (8) pour le stade intermédiaire, et une finition en (15).

La colonne de distillation est représentée comme non utilisée dans ce cas. Il faut toutefois noter qu'elle peut être employée à une désulfitation éventuelle du liquide à concentrer, dans le but d'atteindre un taux de désulfatage supérieur à celui obtenu par la seule évaporation.

Le liquide est donc dans ce cas introduit en (B') sur la colonne, il ruisselle en descendant les plateaux, tandis qu'un courant de vapeur et/ou de gaz (J) est injecté en pied de colonne à contre courant. Cette opération peut s'effectuer

normalement à pression atmosphérique, mais il est possible également de la réaliser à pression réduite en raccordant directement la sortie de vapeurs (U) au dispositif condenseur et générateur de vide (17).

5 D'autres exemples de fonctionnement de la même installation sur des produits différents illustreront encore la polyvalence et la facilité d'adaptation du procédé objet de l'invention.

10 En référence à la figure (4), on traite le cas de distillation des lies, dont le degré alcoolique est inférieur à celui du vin, mais dont la teneur élevée en matières insolubles oblige à réduire de moitié environ le débit d'alimentation de la colonne de distillation. Il est préférable, dans ces conditions, de chauffer la colonne par injection directe de vapeur (I), laquelle a un effet de dilution. La figure 4 montre la faculté d'adaptation du système proposé à une technique déjà connue, celle de l'injection de vapeur vive (F) au travers d'un thermo-compresseur (9d) qui aspire des buées (G) provenant des
15 vinasses. Dans ce cas, le corps d'évaporateur (8) n'est plus chauffé, mais, recevant toujours les vinasses chaudes par (D), leur offre d'excellentes conditions d'auto-évaporation sous l'effet du vide partiel engendré par le thermo-compresseur.

20 L'économie de vapeur pour le chauffage de la colonne est dans cet exemple, citée à titre non limitatif, de l'ordre de 25 %. Un avantage de ce système est l'auto-refroidissement des vinasses (E), qui sont dirigées en (L) vers l'extraction tartrique - non représentée - à une température adéquate de l'ordre de 75-80°C.

25 Au retour de l'atelier d'extraction, les vinasses de lies détartrées (L') sont dirigées sur le corps d'évaporateur (11), toujours chauffé préférentiellement par recompression mécanique de ses buées. La concentration se termine ensuite sur le finisseur (15), dont la capacité évaporatoire est réduite d'environ 50 % par rapport aux cas exposés précédemment, du fait de la moins grande quantité d'alcool produite. Néanmoins, la capacité évaporatoire
30 totale des corps (11) et (15) est suffisante pour l'effluent du débit de lies traité, compte tenu également de la teneur en matières en suspension, qui augmente le poids de concentré final.

L'installation permet également de travailler les lies selon le même schéma que celui de la figure (1) pour les vins.

35 Dans cette hypothèse, on dilue les lies avec des condensats (K) et/ou (P), par exemple avant leur introduction (B) en colonne. La capacité évaporatoire fournie par le montage du thermo-compresseur selon la figure (1) permet de compenser cette dilution par une évaporation quasi gratuite correspondante.

Un avantage de cette solution est la possibilité d'utiliser pour le pré-chauffage des lies des échangeurs (2) et (3) du type à plaques, comme pour le vin.

En référence à la figure (5), on décrit le cas de la distillation des piquettes, qui sont des liquides aqueux de diffusion des marcs, dont le degré alcoolique est au moins réduit de moitié par rapport à celui du vin. Dans cet exemple, la piquette est alimentée vers la colonne à un débit supérieur à celui du vin, de l'ordre de 25 %. Cependant, il n'est pas nécessaire d'utiliser toute la capacité évaporatoire offerte par l'installation, car la piquette épuisée de son alcool peut être en grande partie recyclée sur l'installation de diffusion dans la mesure où sa teneur en extrait sec polluant est maintenu à une valeur convenable.

La figure (5) représente donc un schéma de fonctionnement où seuls les corps d'évaporation (8) avec sa thermo-compression (9a) et (15) sont en service. Le premier sert de bouilleur et de pré-concentreur. Les vinasses L qui en sont extraites sont refroidies de 102° vers 75°C sur l'échangeur (2) ou (3) avant de se diriger vers l'extraction tartrique - non représentée. Après l'extraction, les vinasses sont recyclées vers l'atelier de diffusion des marcs.

La piquette alcoolisée (A) en ressort à une température d'environ 70°C, et son préchauffage final est assuré dans l'échangeur-récupérateur (2) ou (3) avant son introduction (B) en colonne.

Après l'extraction tartrique, mais avant la diffusion, on prélève un débit de 10 à 20 % des vinasses pour les dépolluer par évaporation. Ce débit (R') correspond à la capacité évaporatoire du corps (15), fonctionnant toujours comme condenseur de la colonne.

Au niveau de la diffusion, un appoint d'eau propre, compensant ce prélèvement, est assuré par des condensats tels que (K).

Selon une caractéristique avantageuse du procédé, le corps d'évaporateur (11), inutilisé dans ce cas, peut offrir indépendamment une capacité évaporatoire quasi gratuite - à la dépense mécanique de recompression près - pour un liquide (B') autre que la piquette. La capacité évaporatoire sous pression réduite disponible est de l'ordre de 600 kg par hectolitre d'alcool pur produit.

En référence à la figure 6, on montre l'adaptation du système au cas où la dépollution des vinasses s'effectue partiellement par traitement sur membranes micro-poreuses, comme par exemple en osmose inverse.

Le schéma de la figure (6) est une variante de celui de la figure (1) pour le cas d'un vin à 10° GL. Compte tenu du fait que les procédés sur

membranes sont plus performants en milieux dilués, on montre comment les vinasses (C) extraites au pied de colonne peuvent être dirigées vers un poste par exemple d'osmose inverse - non représenté - . Si nécessaire, un échangeur de température (25) permet de les amener à la température optimale pour le procédé de pré-concentration sur membranes.

Au retour de ce procédé, les vinasses pré-concentrées (C') repassent par l'échangeur (25) pour récupérer de la chaleur aux dépens des vinasses (C), puis elles sont dirigées sur le corps d'évaporateur (8), qui fonctionne toujours à la fois comme bouilleur de la colonne et comme évaporateur partiel des vinasses.

Les vinasses semi-concentrées (R) sont ensuite dirigées vers le corps finisseur (15).

Cette configuration est donnée à titre d'exemple non limitatif, l'ordre des divers stades de concentration pouvant être modifié.

Dans tous les cas, la capacité évaporatoire du corps indépendant (11) n'est plus nécessaire, en raison de la pré-concentration effectuée sur membranes. Donc cette capacité peut être mise au service de la concentration d'un autre liquide (B'), comme dans le cas de la figure (5). Elle peut atteindre 400 kg d'eau évaporée par hectolitre d'alcool pur.

Enfin, la figure (7) montre un ensemble de variantes d'exécution, plus spécialement par rapport au cas de la figure (2), relatif à la distillation des flegmes d'un désalcoolisateur. L'énumération de ces variantes n'est donnée qu'à titre d'exemple, et n'est pas limitative dans la mesure où les principes du procédé décrit, ainsi que les matériels composant l'installation correspondante demeurent dans l'esprit et dans le cadre de la présente invention.

En référence à la figure (7) on montre un corps d'évaporateur (11) dans lequel le séparateur liquide/vapeur est construit à côté du faisceau chauffant, et non autour de lui comme dans les figures précédentes.

Le faisceau (11) est chauffé par la condensation des vapeurs alcooliques (O') à 20° GL et 90° C environ provenant d'un désalcoolisateur de marcs - non représenté. La condensation n'est dans ce cas que partielle, de manière à laisser échapper sous forme de vapeurs (P") de la bouteille de séparation (22) les fractions les plus volatiles constituées par les impuretés de tête de l'alcool, ainsi que par l'anhydride sulfureux libéré. Ces vapeurs sont traitées sur une colonne épuratrice (24), concentrant les têtes (X') et rétrogradant la plus grande partie de l'influx (P'') condensé, vers la colonne de rectification (5).

Le flegme condensé (P') - dont le degré est légèrement moindre que celui des vapeurs (O') en raison de l'effet de condensation fractionnée - est

pompé vers un bac tampon (23) avant d'être dirigé par la pompe (14b) vers la colonne (4). L'intérêt de cette capacité tampon, de préférence calorifugée, est de rendre l'alimentation de la colonne indépendante de toute fluctuation dans la marche du désalcoolisateur ou du condenseur partiel et également d'homogénéiser l'influx.

La capacité évaporatoire de (11) se trouve diminuée dans la proportion même des vapeurs de tête non condensées, qui peut varier de 10 à 20 %.

Cette capacité évaporatoire peut toujours être utilisée pour la concentration de l'effluent (C) ou d'un liquide différent. Selon une caractéristique avantageuse du procédé, les buées (N) émises par le liquide aqueux sont recyclées sur le désalcoolisateur. Mais elles doivent auparavant être recomprimées et additionnées d'un débit de vapeur vive supérieur de 20 à 25 % à leur propre débit.

Le compresseur mécanique (12) tel que dimensionné pour les conditions de marche décrites précédemment ne permet que d'effectuer une première étape, en remontant le niveau de température des buées (N) d'une dizaine de degrés. Selon une caractéristique avantageuse de ce procédé cela est suffisant pour assurer à un thermo-compresseur (9e), monté en série, les conditions de fonctionnement nécessaires pour délivrer le débit total de vapeur (N") exigé par le désalcoolisateur de marcs, à une pression légèrement supérieure à la pression atmosphérique.

Ces variantes permettent d'insister à nouveau sur la polyvalence du système proposé, c'est-à-dire la possibilité de réaliser des combinaisons et des usages multiples à partir soit des mêmes éléments, soit d'éléments similaires comme dans le cas des évaporateurs, soit d'éléments identiques mais de tailles différentes comme dans le cas des thermo-compresseurs. Ces derniers appareils étant relativement peu coûteux peuvent être montés en batterie.

L'invention permet donc, comme le montrent les descriptions ci-dessus et les tableaux numériques en annexe, d'utiliser le même ensemble de dispositifs pour résoudre les problèmes de concentration des effluents, simultanément à la production d'alcool avec une augmentation minime des besoins énergétiques de la Distillerie, et quelle que soit la matière première.

Dans le cas d'utilisation d'un désalcoolisateur pour le travail des marcs, l'invention permet de réduire la dépense totale d'énergie jusqu'à 50 %, tout en offrant une capacité évaporatoire disponible de l'ordre de la consommation de vapeur.

L'invention offre également les conditions optimales pour la concentration de liquides thermosensibles dans d'excellentes conditions énergétiques.

Sur le plan de l'investissement total, l'invention permet de réduire les coûts, pour les raisons suivantes :

- limitation du nombre des corps d'évaporateur à trois au minimum
- limitation de la taille du turbo-compresseur
- 5 - intégration des organes d'échanges thermiques de la colonne dans le complexe évaporatoire.

Le fonctionnement continu de l'installation avec des paramètres constants est bien entendu fonction de la conception et de la réalisation d'un ensemble de boucles de régulation judicieusement adaptées aux schémas de fonctionnement
10 utilisés dans chaque Distillerie.

Il est également à noter que le turbo-compresseur décrit peut être remplacé par un compresseur volumétrique. De même, son entraînement peut être assuré par moteur électrique ou thermique ou par turbine à gaz.

D'autres caractéristiques et avantages de la présente invention sont
15 énumérés ci-après :

- . Pour la partie distillation :
 - alimentation de la colonne en phase liquide dans tous les cas
 - chauffage du type indirect
 - opération à pression normale
 - 20 - récupération de la chaleur latente des vapeurs alcooliques dans la quasi totalité des cas sans surchauffe par recompression
 - préchauffage de l'influx par récupération des chaleurs sensibles des condensats d'évaporateur.
- . Pour la partie évaporation :
 - 25 - utilisation de l'énergie motrice de la vapeur à haute pression
 - opération sous pression réduite, sauf dans le cas des effluents, pour le premier effet fonctionnant à pression à peine supérieure à la normale, cela sans inconvénient à ce premier stade de concentration
 - possibilité, lorsque la colonne n'est pas en service, de la by-passer, en reliant directement les corps (8) et (15) pour former un double
30 effet classique (avec thermo-compression)
 - possibilité, dans cette dernière configuration d'évaporer sous des vides plus poussés (moûts, jus..)
 - limitation du nombre de corps d'évaporateur et donc du nombre et de la
35 puissance des pompes correspondantes
 - limitation de la capacité volumique des turbines de compresseurs et limitation correspondante de la puissance électrique consommée

- limitation des taux de compression requis, et par conséquent, limitation en général à des compresseurs mono-étagés
- répartition des consommations d'énergie entre vapeur et électricité, avec possibilité de varier le rapport dans certaines configurations
- 5 - séparation des zones de pré-concentration et de finition
- limitation de la consommation d'eau de refroidissement : le seul condenseur à eau est celui du dernier corps, lequel participe pour pour 20 % maximum à la capacité évaporatoire totale
- 10 - possibilité d'utiliser, en complément d'une opération de concentration sous vide, la colonne de distillation comme colonne de désulfitage à contre-courant de vapeur ou de gaz.

L'invention s'applique, en dehors du cas des Distilleries d'alcool éthylique, à tout autre matière première, d'origine naturelle ou synthétique, de nature liquide ou solide, et renfermant au moins un composant à isoler par
15 distillation ainsi que des composants, solubles ou insolubles, posant des problèmes de rejet en milieu naturel susceptibles d'être résolus par concentration par voie thermique ou partiellement sur membranes microporeuses.

Bien entendu, l'invention n'est nullement limitée au mode de réalisation décrit et représenté, qui n'a été donné qu'à titre d'exemple. En particulier,
20 elle comprend tous les moyens constituant des équivalents techniques des moyens décrits, ainsi que leurs combinaisons, si celles-ci sont exécutées suivant son esprit et mises en oeuvre dans le cadre des revendications qui suivent.

TABLEAU N° 1 (figure 1)

DISTILLATION D'UN VIN AVEC CONCENTRATION TOTALE DES VINASSES

Rep	FLUIDE	POIDS kgs	VOLUME litres	DEGRE ALCOOL. G-L	PRESSION ABSOLUE bar	TEMPE- RATURE ° C	CHALEUR SPECIF. Kal/kg	LATENTE TOTALE thermie	OBSERVATIONS
A	Vin préchauffé	985	1.000	10		80			3,3 % matière sèche
B	Vin chauffé	985	1.000	10		90			
C	Vinasses de vin	1.120		0		105			
F	Vapeur vive	235				179	482	128	(enthalpie)
G	Buées 1er corps	550			10	105	535	294	r = 0,7
H	Buées aspirées	330			1,25	105	535	177	Rejet à 30-35° C
I	Chauffage colonne	220			1,25	105	535	117	5,8 % matière sèche
K	Condensats 1er corps	565				110			9 KM-h
L	Vinasses pré-concentrées	570	570			105			R = 1,45
N	Buées 2ème corps	360			0,5	80	550	198	Rejet à 30-35° C
O	Buées recomprimées	360			0,7	90	545	196	15,7 % matière sèche
P	Condensats 2ème corps	360				85			66 % matière sèche
R	Vinasses semi-concentrées	210	200			80			
T	Concentré final	50				70			
U	Vapeurs alcooliques	400		95	1	79	230	92	
V	Buées 3ème corps	160			0,3	69	557	89	
W	Reflux	400	500	95		78			non-alcool
X	Têtes	4	5	(95)		78			Refroidissement à 25-30° C
Z	Alcool produit	80	100	95		79			

Quantité totale d'eau évaporée = 1.070 kg (dont 220 kg pour chauffage de la colonne)

2540512

DISTILLATION D'UN FLEGME BAS DEGRE PROVENANT DE MARCS

TABLEAU N° 2 (figure 2)

Rep	FLUIDE	POIDS kgs	VOLUME litres	DEGRE ALCOOL. G-L	PRESSION ABSOLUE bar	TEMPÉ- RATURE ° C	CHALEUR LATENTE SPECIF. TOTALE Kal/kg thermie	OBSERVATIONS
A'	Liquide à concentrer	700		0		20		Moult, jus, etc ... Apport calories de (17) Vap HP au T/C du désalcoolisé - sateur = 380 kg Rejet à 30-35° C 9 à 10 KW-h $R = 1,45$ Concentration 2,3 X Concentration 5 X Non-alcool Refroidissement à 25-30° C
B'	Liquide préchauffé	700				80		
C	Eaux épuisées	600		0		105		
G	Chauffage colonne	200			1,25	105	535	
J	Vapeur détendue	210			1,75	115	529	
K	Condensats recyclables	210				110	107	
L	Effluent non polluant	400				105	111	
N	Buées 1er corps	400			0,5	80	220	
N'	Buées recomprimées	400			0,7	90	218	
O'	Vapeurs du désalcoolisateur	480		20	1	90	230	
P'	Flegme/influx de colonne	480	500	20		88		- 22 - Concentration 2,3 X Concentration 5 X Non-alcool Refroidissement à 25-30° C
R	Liquide semi-concentré	300				80		
T	Concentré final	140				70		
U	Vapeurs alcooliques	400		95	1	79	92	
V	Buées 2ème corps	160			0,3	69	89	
W	Reflux	400	500	95		78		
X	Têtes	4	5	(95)		78		
Z	Alcool produit	80	100	.95		79		

2540512

Quantité totale d'eau évaporée = 760 kg (dont 200 pour le chauffage de la colonne)

CONCENTRATION D'UN LIQUIDE THERMOSENSIBLE (MOÛT, JUS, etc...)

TABLEAU N° 3 (figure 3)

Rep	FLUIDE	POIDS kgs	VOLUME litres	DEGRE ALCOOL. potent.	PRESSION ABSOLUE bar	TEMPÉ- RATURE ° C	CHALEUR SPECIF. Kal/kg	LATENTE TOTALE thermie	OBSERVATIONS
A	Moût préchauffé	1.200	1.120	9	10	69	482	95	15,5 % matière sèche (enthalpie) $r = 0,55$ Rejet à 30-35° C 20 % matière sèche 9 KW-h $R = 1,46$ éventuellement aromatiques 42 % matière sèche 64 % matière sèche (780 g/l)
B	Moût chauffé	1.180				75			
F	Vapeur vive	165				179			
G	Buées 2ème corps	460				70			
H	Buées aspirées	300				70			
I'	Chauffage 3ème corps	160				70			
K	Condensats 2ème corps	465				75			
L'	Moût pré-concentrée	880				75			
N	Buées 1er corps	300				75			
O	Buées recomprimées	300				85			
P	Condensats 1er corps	300				80			
R	Moût semi-concentrée	420				70			
T	Concentré final	290				60			
V	Buées 3ème corps	150				60			
W	Condensats 3ème corps	160		45	0,20	67	563	84	

Quantité totale d'eau évaporée = 910 kg

2540512

TABLEAU N° 4 (figure 4)

DISTILLATION DE LIES AVEC CONCENTRATION TOTALE DES VINASSES

Rep	FLUIDE	POIDS kgs	VOLUME litres	DEGRE ALCOOL. G-L	PRESSION ABSOLUE bar	TEMPE- RATURE ° C	CHALEUR SPECIF. Kcal/kg	LATENTE TOTALE thermie	OBSERVATIONS
A	Lie brute	500		8		62			Apport calories de (17) préchauffage incomplet = D = L vers extraction tartrique (enthalpie) avec chauffage influx Eventuellement centrifugées 9 KW-h $R = 1,45$ Rejet à 30-35° C Concentration moyenne = 10 X
B	Lie préchauffée	500		8		105			
C	Vinasses de lies	600		0		78			
E	Vinasses auto-refroidies	570				179			
F	Vapeur vive	100				78	482	54	
G	Auto-évaporation 1er corps	30			10	105	553	16	
I	Chauffage colonne	130			0,45	75	535	70	
L	Vinasses détartées	520			1,25	90			
N	Buées 2ème corps	390			0,5	85	550	214	
O	Buées recomprimées	390			0,7	80	545	212	
P	Condensats 2ème corps	130				80			non-alcool Refroidissement à 25-30° C
R	Vinasses semi-concentrées	50				70			
T	Concentré final	200			1	79	230	46	
U	Vapeurs alcooliques	80			0,3	69	557	44	
V	Buées 3ème corps	200	250			78			
W	Reflux	1,6	2	(95)		78			
X	Têtes	32	40	95		79			
Z	Alcool produit								

2540512

Quantité totale d'eau évaporée = 500 kg (dont 30 pour chauffage de la colonne)

DISTILLATION DE PIQUETTE DE DIFFUSION AVEC CONCENTRATION
PARTIELLE

TABLEAU N° 5 (figure 5)

Rep	FLUIDE	POIDS kgs	VOLUME litres	DEGRE ALCOOL. G-L	PRESSION ABSOLUE bar	TEMPE- RATURE ° C	CHALEUR LATENTE SPECIF. TOTALE Kcal/kg thermie	OBSERVATIONS
A	Piquette de diffusion	1.250	1.250	5		72		
B	Piquette réchauffée	1.250	1.250	5		92		
C	Vinasses de piquette	1.420		0		105		
F	Vapeur vive	235			10	179	482	(enthalpie)
G	Buées 1er corps	550			1,25	105	535	r = 0,7
H	Buées aspirées	330			1,25	105	535	
I	Chauffage colonne	220			1,25	105	535	
K	Condensats 1er corps	565				110		Retour en diffusion
L	Vinasses préconcentrées	870				105		à 75° vers extract. tartrique
R'	Vinasses détartées	200				70		fraction aliquote
T	Concentré final	40				70		
U	Vapeurs alcooliques	400		95	1	79	230	
V	Buées 2ème corps	160			0,3	69	557	
W	Reflux	400	500	95		78		
X	Têtes	4	5	(95)		78		non-alcool
Z	Alcool produit	48	60	95		79		Refroidissement à 25-30° C

2540512

- 25 -

Quantité totale d'eau évaporée = 710 kg (dont 220 pour le chauffage de la colonne)

TABLEAU N° 6 (figure 6)

DISTILLATION D'UN VIN AVEC CONCENTRATION THERMIQUE PARTIELLE DES VINASSES

Rep	FLUIDE	POIDS kgs	VOLUME litres	DEGRE ALCOOL. G-L	PRESSION ABSOLUE bar	TEMPERATURE ° C	CHALEUR LATENTE SPECIF. TOTALE Kal/kg thermie	OBSERVATIONS
A	Vin préchauffé	985	1.000	10		65		Récupération calories de (17)
B	Vin chauffé	985	1.000	10		90		
C	Vinasses de vin	1.120		0		105		3 % matière sèche
C'	Vinasses pré-concentrées	760				100		Procédé membranes
F	Vapeur vive	235			10	179	482	(enthalpie)
G	Buées 1er corps	550			1,25	105	535	r = 0,7
H	Buées aspirées	330			1,25	105	535	
I	Chauffage colonne	220			1,25	105	535	
K	Condensats 1er corps	565				110		
R	Vinasses semi-concentrées	210	200			105		66 % matière sèche
T	Concentré final	50			1	70		
U	Vapeurs alcooliques	400		95	0,3	79	230	
V	Buées 2ème corps	160				69	557	
W	Reflux	400	500	95		78		non-alcool
X	Têtes	4	5	(95)		78		Refroidissement à 25-30° C
Z	Alcool produit	80	100	95		79		

2540512

Quantité totale d'eau évaporée = 710 kg (dont 220 pour chauffage de la colonne)

TABLEAU N° 7 (figure 7)

DISTILLATION D'UN FLEGME DE MARCS APRES CONDENSATION PARTIELLE

Rep	FLUIDE	POIDS kgs	VOLUME litres	DEGRE ALCOOL. G-L	PRESSION ABSOLUE bar	TEMPE- RATURE ° C	CHALEUR LATENTE SPECIF. TOTALE Kal/kg thermie	OBSERVATIONS
C	Eaux épuisées	600			10	105	482	(enthalpie)
F'	Vapeur vive	430			0,50	179	550	9 KW-h
N	Buées 1er corps	350			0,71	80	545	R = 1,45
N'	Buées recomprimées	350			1,25	90	535	r = 1,22
N"	Buées vers désalcoolisateur	780			1,05	105	480	Influx colonne
O'	Vapeurs du désalcoolisateur	480		20		90		
P'	Flegme condensé	400	415	18		89		
P"	Fraction non condensée	80		30	1,05	88	450	Influx colonne
P ^{ab}	Flegme épuré	75	80	26		88		
L	Effluent vers évaporateur	400				105		
R	Concentré	50				80		
X'	Têtes	4	5	(80)		79		Non-alcool

REVENDICATIONS

- 1 - Procédé d'économie d'énergie et de dépollution en Distillerie, notamment d'alcool, caractérisé en ce qu'il met en oeuvre au moins une colonne de distillation (4,5), trois corps d'évaporateur dont l'un utilisé en bouilleur (8) pour la colonne, l'autre en condenseur (15) et le troisième en capacité complémentaire (11), un dispositif de thermo-compression (9) et un autre de recompression mécanique (12) des buées, un préchauffeur-récupérateur de chaleur sensible en deux stades (2,3), un refroidisseur d'alcool (6), un réchauffeur de reflux (21), et des moyens de mise en circulation et de transfert des liquides entre les étapes successives. Cet ensemble est agencé pour permettre l'emploi optimal d'une bi-énergie, thermique et mécanique, l'adaptation aisée à des fonctions multiples, ainsi que la réduction de l'investissement total, grâce à la limitation du nombre de corps d'évaporateur d'une part, et des performances thermodynamiques requises au niveau de la recompression mécanique des buées d'autre part.
- 2 - Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que les deux groupes d'organes thermiques de la ou des colonnes de distillation (4,5) sont substitués par des corps d'évaporateur, l'un assurant le service du bouilleur (8), l'autre celui du condenseur (15) des vapeurs de tête, de telle sorte que la ou les colonnes de distillation se trouvant ainsi intercalées entre les deux corps d'évaporation précités (8,15), l'ensemble est assimilable sur le plan thermique à un système à triple effet, l'énergie étant fournie au premier effet (8) par l'intermédiaire d'un thermo-compresseur (9).
- 3 - Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que le second corps d'évaporateur (15) jouant le rôle de condenseur pour la ou les colonnes, réutilise des chaleurs latentes de vapeurs dont la puissance thermique est, aux pertes près, égale à celle apportée en pied de colonne, mais à un niveau de température inférieur permettant ainsi de concentrer dans ce corps (15) un liquide sous une pression et une température réduites par rapport à celles prévalant dans le premier corps (8).
- 4 - Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que le complément de capacité évaporatoire éventuellement requis pour la quantité d'effluent à concentrer et le taux de concentration à atteindre, est obtenu au moyen d'un troisième corps d'évaporateur (11), indépendant thermiquement des deux premiers corps précités, et chauffé par la recompression mécanique de ses propres buées.

- 5 - Procédé selon la revendication 1, caractérisé d'une part, en ce que le volume des buées à recomprimer pour le fonctionnement du corps (11) est limité par l'opération à une pression de service qui n'est pas inférieure à la moitié de la pression atmosphérique et, d'autre part, en ce que le taux de compression nécessaire est inférieur à 2, permettant l'adoption d'un dispositif de recompression mécanique mono-étagé.
- 6 - Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que le troisième corps (11) peut également être chauffé par la condensation de vapeurs relativement pauvres en principe volatils, provenant d'une source continue ou discontinue, et que dans ce cas, les buées émises par ce troisième corps d'évaporation à partir de tout liquide à concentrer sont recomprimées par le même dispositif mécanique (12) et recyclées comme moyen de chauffage ou d'entraînement vers la source précitée, diminuant ainsi la consommation d'énergie thermique de cette source.
- 7 - Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que les condensats à bas degré extraits du troisième corps d'évaporateur (11) sont dirigés vers la colonne de distillation (4) (5) sous forme d'un influx liquide, d'où il résulte une augmentation de capacité de la colonne par rapport au cas de la même alimentation en phase vapeur, ainsi qu'une économie de l'énergie totale requise par le système émetteur de vapeurs bas degré plus colonne d'enrichissement, par rapport aux techniques de couplage direct en phase vapeur de ce système émetteur et de cette colonne d'enrichissement (4)(5).
- 8 - Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que la condensation des vapeurs bas degré sur le troisième corps (11), si elle n'est que partielle, permet en (24) une épuration séparée de leurs fractions de tête, les condensats étant comme ci-dessus pompés vers la colonne de distillation (4)(5), éventuellement après passage dans une capacité tampon (23) qui procure une meilleure souplesse au niveau de l'articulation des deux opérations de condensation et de distillation.
- 9 - Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que le couplage direct des deux corps (8)(15) formant double-effet à thermo-compression en court-circuitant la colonne, et l'abaissement de la pression de fonctionnement de cet ensemble, ainsi que l'utilisation du troisième corps (11), à recompression mécanique, comme premier stade d'évaporation, au même niveau de température que dans les applications précédentes, c'est-à-dire dans des conditions thermo-dynamiques quasi-inchangées pour le dispositif compresseur (12), permettent l'adaptation

aisée à la concentration d'un liquide thermosensible, sans opération de distillation simultanée.

- 5 10 - Procédé selon les revendications 1 et 4, caractérisé en ce que l'indépendance du fonctionnement du troisième corps d'évaporateur (11) autorise une grande souplesse de marche de l'ensemble de l'installation, du fait que ce corps peut aisément être mis hors service soit pour l'entretien de son dispositif de recompression mécanique (12), soit dans les cas où la quantité totale d'eau à évaporer ne dépasse pas la capacité des deux premiers corps (8) (15), comme par exemple lorsqu'une concentration
- 10 partielle de l'effluent est suffisante.
- 15 11 - Installation pour la distillation d'une matière première renfermant au moins un composant volatil, couplée avec un ensemble de concentration de l'effluent ou d'un liquide thermosensible, en particulier pour la mise en oeuvre du procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 10, caractérisé en ce que les corps d'évaporateur sont préférentiellement du
- 20 type à flot tombant et à recirculation sur plaques creuses, espacées et suspendues verticalement dans une enceinte formant séparateur de buées, ce type de construction autorisant les plus longues durées de marche sans encrassement, ce qui est impératif pour l'équilibre du couplage colonne-évaporateur, notamment au niveau du corps condenseur (15).

Pl. 1/7

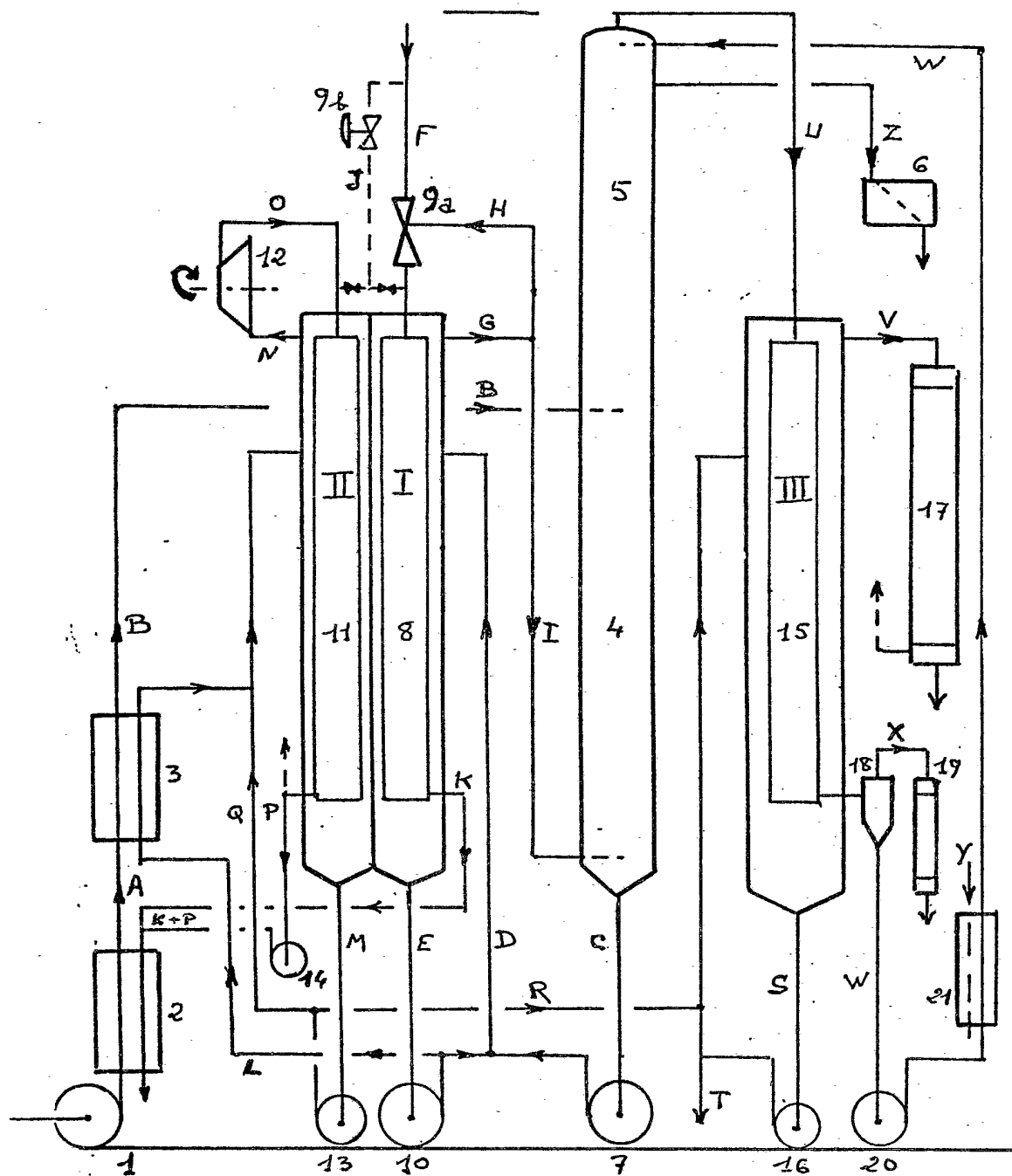


FIG. 1

Pl. 2/7

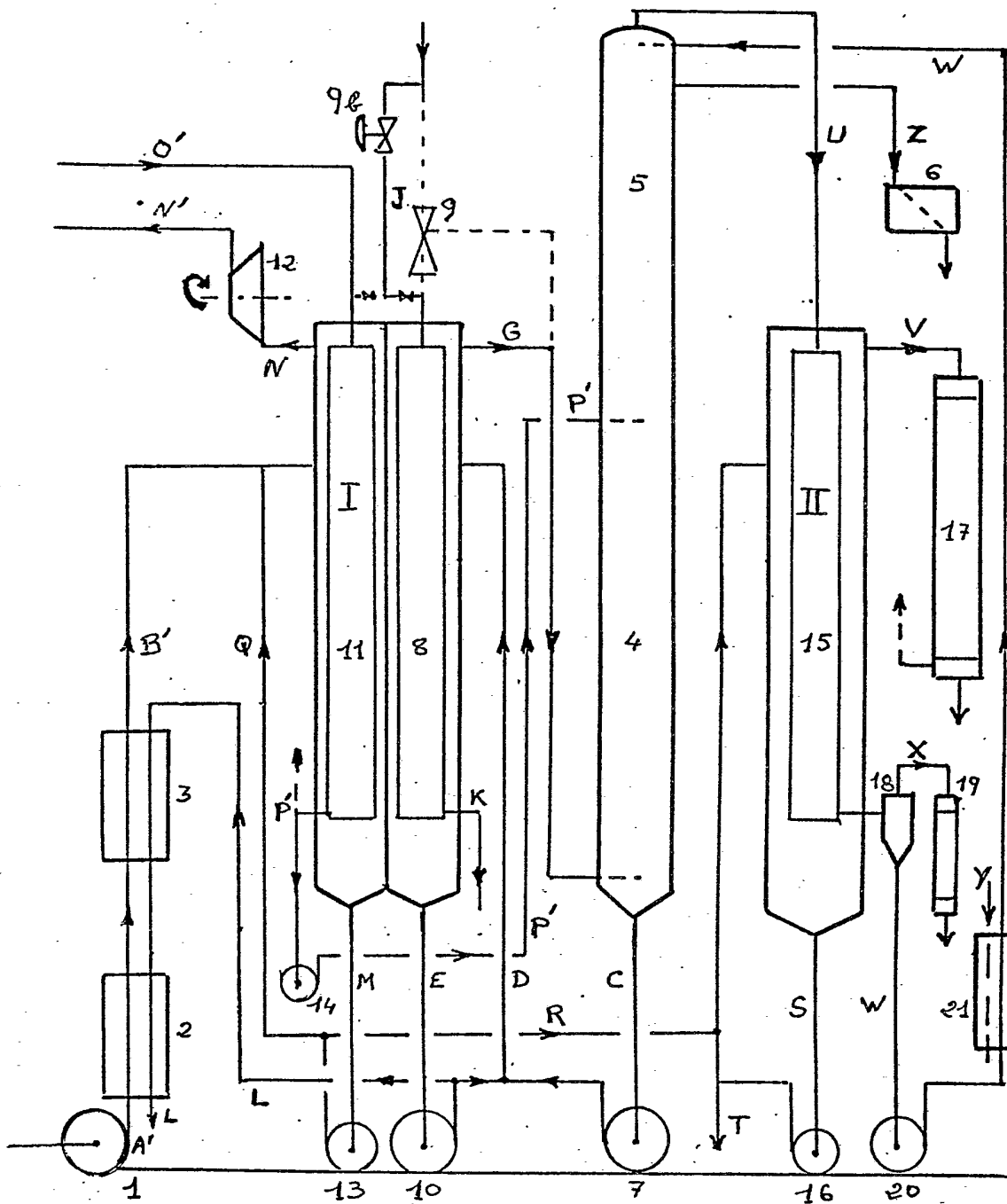


FIG. 2

Pl. 3/7

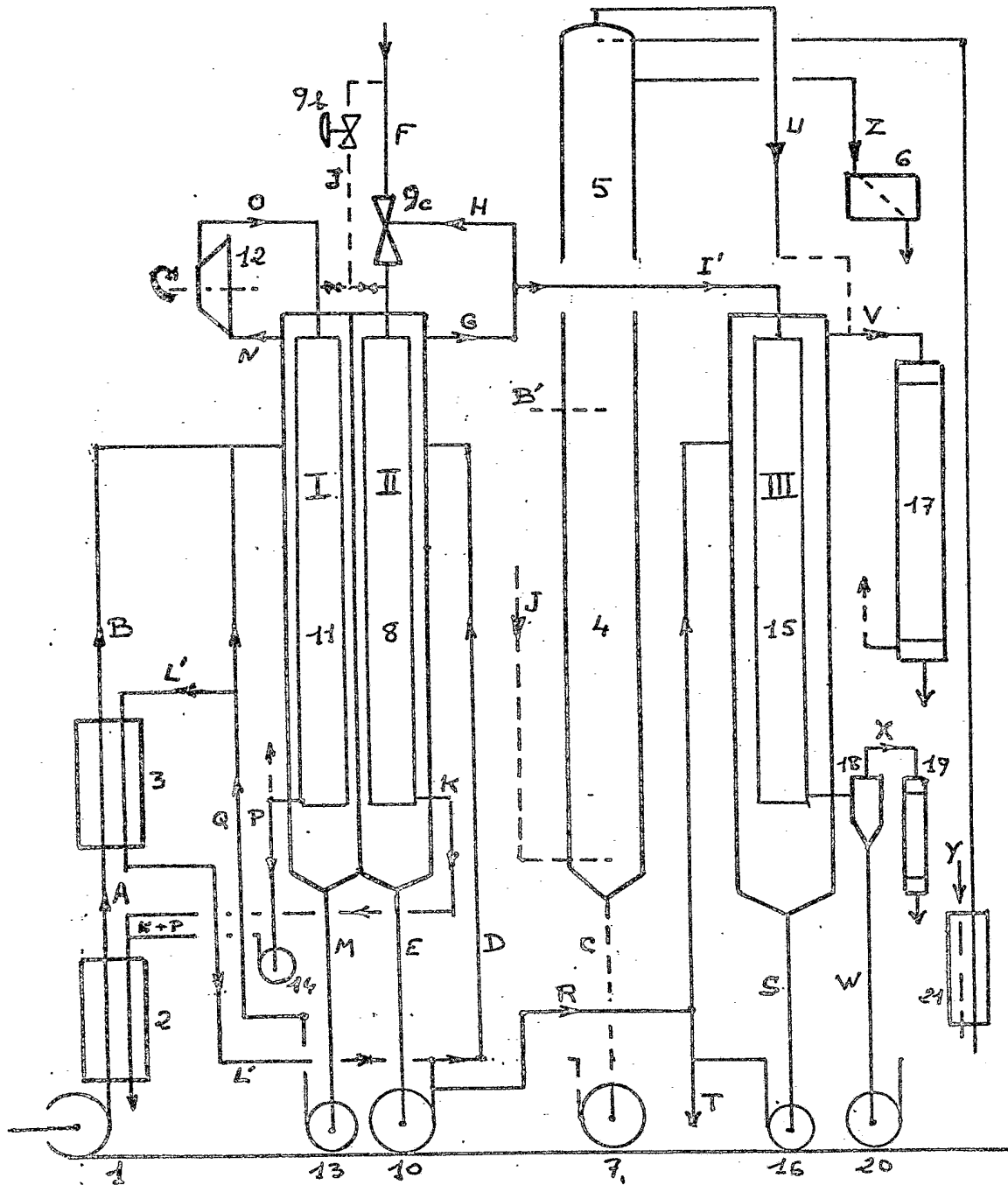


FIG. 3

Pl. 4/7

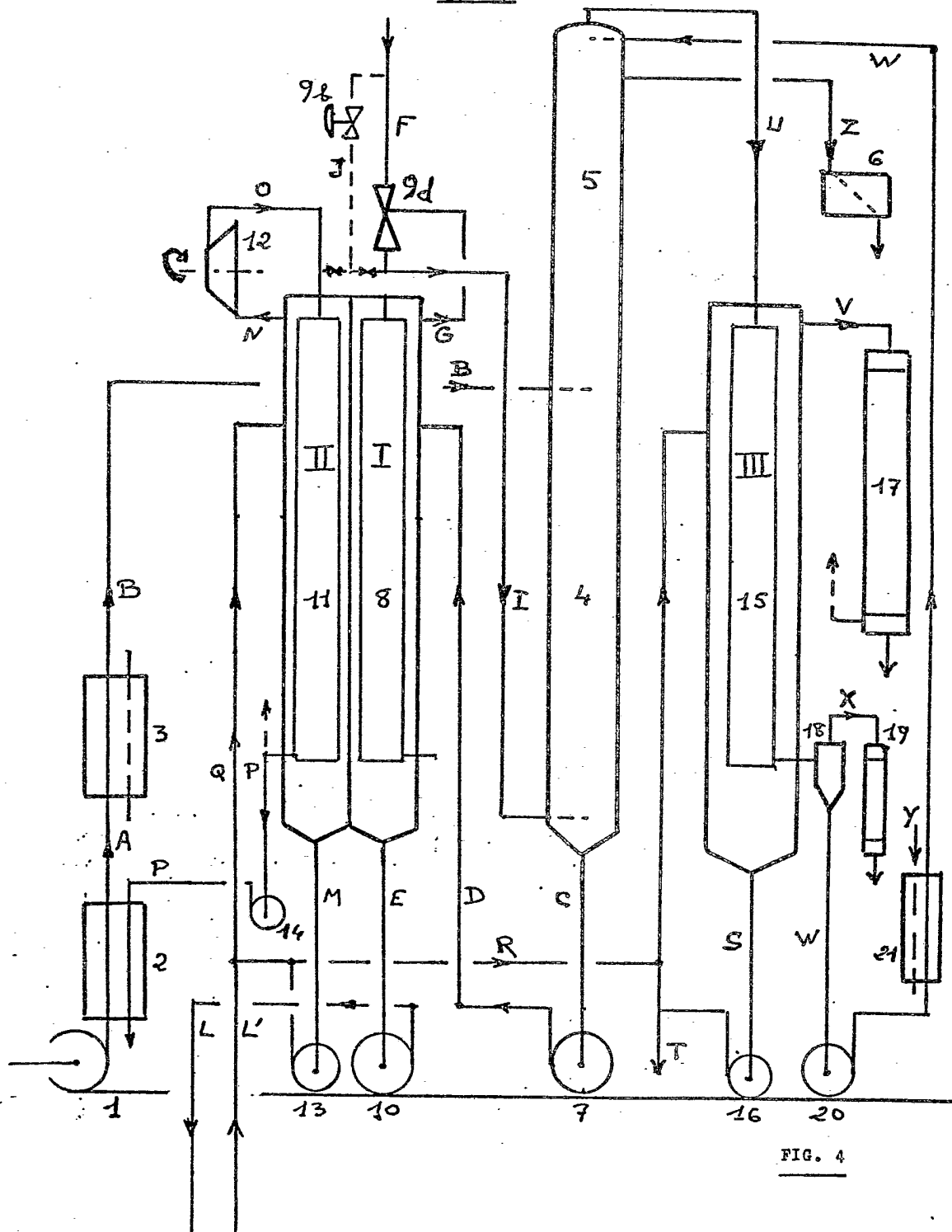


FIG. 4

Pl. 5/7

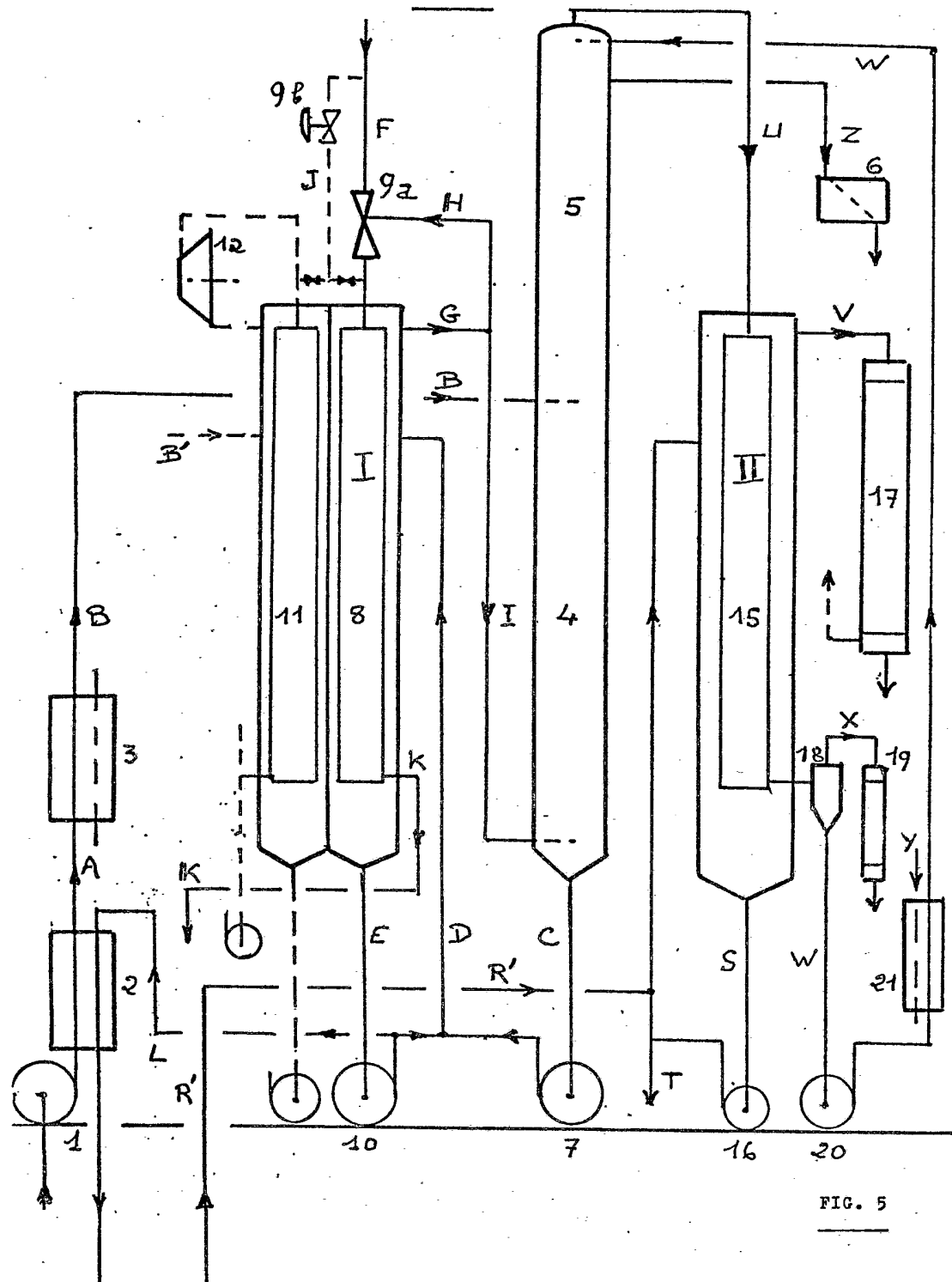
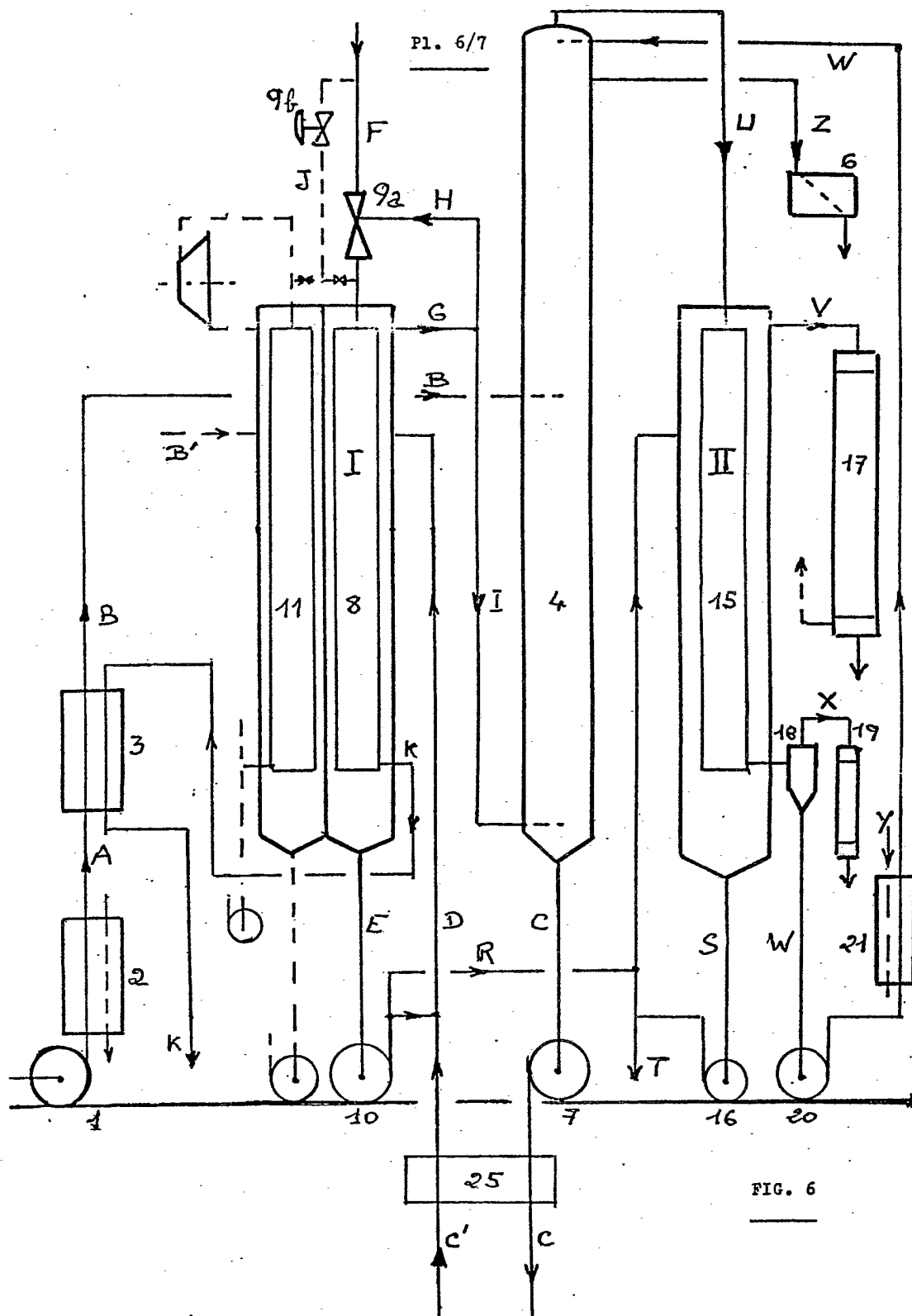


FIG. 5



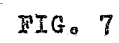


FIG. 7