

⑫

DEMANDE DE BREVET EUROPEEN

⑳ Numéro de dépôt: 88402656.8

⑥ Int. Cl.⁴: **B 01 J 8/04**
// C01C1/04, C07C29/15

㉑ Date de dépôt: 21.10.88

③⑩ Priorité: 28.10.87 FR 8714912

④③ Date de publication de la demande:
03.05.89 Bulletin 89/18

⑧④ Etats contractants désignés: DE GB IT NL

⑦① Demandeur: **SOCIETE CHIMIQUE DE LA GRANDE PAROISSE, AZOTE ET PRODUITS CHIMIQUES**
Tour Aurore Place des Reflets
F-92080 La Défense 2 Cédex 5 Paris la Défense (FR)

⑦② Inventeur: **Papillon, André**
32, rue Henri Martin
F-94400 Saint Maur Des Fossés (FR)

Lesur, Pierre
20, avenue Rapp
F-75007 Paris (FR)

Faury, Christian
16, avenue Victor Hugo
F-92170 Vanves (FR)

Badoual, Christian
8, rue Ramollo Garnier
F-91300 Massy (FR)

Lafeur, Guy
2, rue de Bordeaux Saint Rémy L'Honoré
F-78690 Les Essarts le Roi (FR)

⑦④ Mandataire: **Rieux, Michel**
NORSOLOR Service Propriété Industrielle Tour Aurore
Place des Reflets Cédex no. 5
F-92080 Paris la Défense 2 (FR)

⑤④ Procédé de synthèse catalytique hétérogène exothermique, en phase gazeuse sous haute pression et réacteur de mise en oeuvre.

⑤⑦ La présente invention concerne un procédé de synthèse catalytique, hétérogène exothermique, en phase gazeuse, sous haute pression.

Selon le procédé, mettant en oeuvre au moins un lit catalytique dans lequel les gaz circulent de façon radiale centrifuge, chaque lit catalytique (20) est constitué par au moins deux zones réactionnelles : une zone adiabatique centrale et une zone périphérique soumise à un refroidissement (5); le lit catalytique peut être partagé en plusieurs zones concentriques alternativement adiabatiques et refroidies.

Application du procédé notamment aux synthèses de l'ammoniac et du méthanol.

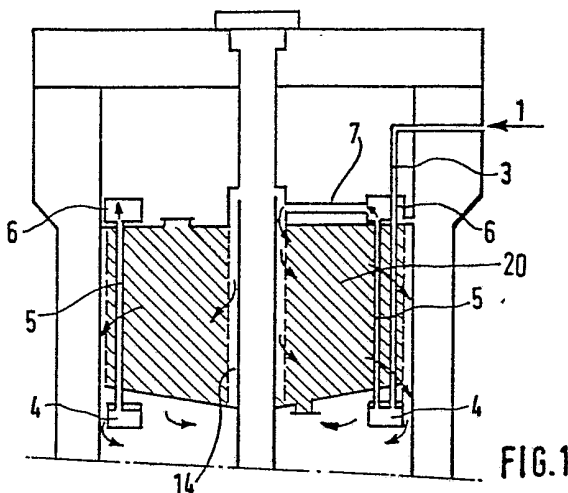


FIG.1

Description

**PROCEDE DE SYNTHESE CATALYTIQUE HETEROGENE EXOTHERMIQUE, EN PHASE GAZEUSE SOUS HAUTE
PRESSION ET REACTEUR DE MISE EN OEUVRE**

La présente invention a pour objet un procédé de synthèse catalytique hétérogène exothermique, en phase gazeuse sous haute pression, ainsi que des réacteurs de mise en oeuvre.

Elle s'applique notamment à la synthèse de l'ammoniac et à celle du méthanol.

Depuis deux décennies, l'augmentation de la capacité de production des installations industrielles et l'abaissement de la pression de ces réactions ont conduit à la conception de réacteurs de grande dimension. Ainsi, des réacteurs ont été construits de manière à ce que la section de passage du gaz à travers le catalyseur soit agrandie, par exemple par une circulation radiale des gaz. La circulation radiale centrifuge, comparée à la circulation centripète, permet d'augmenter le taux de conversion. Mais ceci est rarement réalisé de façon systématique sur chaque lit dans les techniques radiales à lits adiabatiques connues.

En outre, le contrôle de température par l'intermédiaire d'un ou plusieurs échangeurs thermiques placés entre les lits adiabatiques, engendre une augmentation du volume nécessaire du récipient sous haute pression. D'autre part, la circulation du gaz du synthèse entre les chicanes de ces échangeurs intermédiaires provoque une perte de charge de ce gaz.

La présente invention pallie ces divers inconvénients, en permettant une circulation radiale centrifuge sur tous les lits catalytiques, en transformant les dits échangeurs intermédiaires en échangeurs-réacteurs radiaux centrifuges, tout en maintenant à un faible niveau la perte de charge des flux gazeux dans ces échangeurs.

Le procédé de synthèse hétérogène exothermique en phase gazeuse sous haute pression, met en oeuvre au moins un lit catalytique cylindrique dans lequel les gaz circulent de façon radiale centrifuge. Selon l'invention le lit catalytique supérieur comprend au moins deux zones catalytiques réactionnelles de type différent, constituées par une zone catalytique réactionnelle centrale adiabatique et une zone catalytique réactionnelle périphérique refroidie, contigue à la zone adiabatique, les volumes respectifs des dites zones étant fonction du réglage optimal du catalyseur, la zone réactionnelle centrale ayant le volume le plus important.

Ce procédé permet d'obtenir un profil de température dans la masse catalytique tel que le fonctionnement pratiquement optimum d'un point de vue cinétique soit alternativement adiabatique puis refroidi in situ dans chaque lit.

Le lit catalytique supérieur peut comprendre une succession de zones réactionnelles concentriques contiguës alternativement adiabatique et refroidie, avec une zone réactionnelle centrale adiabatique et une zone périphérique refroidie, la zone réactionnelle centrale ayant le volume le plus important et l'ensemble des zones refroidies ayant un volume inférieur à celui des zones adiabatiques.

5 Les volumes des différentes zones catalytiques sont choisis dans des proportions permettant d'atteindre le réglage optimal de la température. Pour un lit catalytique constitué de deux zones, la zone catalytique refroidie représente 5 à 25 % de la masse catalytique totale. Pour un lit catalytique constitué par une succession de zones réactionnelles, l'ensemble des zones refroidies représente entre 5 et 25 % de la masse catalytique totale et la zone réactionnelle centrale représente entre 40 et 10 50 % du total de la masse catalytique adiabatique.

15 Quand le procédé est conduit dans plusieurs lits catalytiques superposés, constitués par au moins une zone adiabatique et une zone refroidie, le dernier lit peut éventuellement être adiabatique.

20 Selon l'invention, le refroidissement des zones réactionnelles est assuré par un ou plusieurs moyens d'échange thermique noyés dans les zones catalytiques refroidies et placés à la périphérie de la zone ou des zones adiabatiques, les dits moyens d'échange thermique étant traversés par un fluide thermique à haut coefficient d'échange, tel que les gaz réactifs sous haute pression.

25 La circulation des gaz réagissant dans la zone refroidie par le moyen d'échange thermique est aussi radiale, centrifuge. La température des gaz parvenant à la périphérie du lit catalytique est modérée et la perte de charge dans chaque moyen d'échange thermique est faible, bien que le coefficient d'échange soit élevé en raison de la présence des grains de catalyseur conducteurs de la chaleur.

30 Selon l'invention, le fluide d'échange thermique est partagé en deux flux parallèles avec alimentation descendante, et circulation ascendants divisée assurant l'échange thermique; puis quand le fluide d'échange thermique est constitué par les gaz réactifs, il participe à la circulation radiale centrifuge à travers la masse catalytique.

35 Selon une variante, quand le procédé est conduit dans plusieurs lits catalytiques superposés, le flux d'échange thermique étant partagé en deux flux parallèles, l'un des flux formant une alimentation descendante à travers le premier lit catalytique, puis le second lit catalytique, et ensuite dans le second lit catalytique une circulation ascendante divisée assurant l'échange thermique dans le second lit, puis le dit flux est ramené au premier lit catalytique après 40 mélange avec les autres gaz réactifs et participe à la circulation radiale centrifuge à travers la masse catalytique du premier lit.

45 Quand le fluide d'échange thermique est constitué par les gaz réactifs, il participe après mélange avec les autres gaz réactifs à la circulation radiale centrifuge à travers la masse catalytique du premier lit.

50 La solution proposée par la présente invention remédie aux différentes difficultés rencontrées dans

les techniques actuelles, par une conception simple de réacteur cylindrique, à circulation radiale centrifuge, à lits catalytiques principalement adiabatiques puis refroidis avant la sortie périphérique des gaz, le refroidissement se faisant par un échange-réacteur à faible perte de charge situé à la périphérie du lit catalytique considéré ; l'ensemble du lit catalytique composé d'une partie adiabatique et d'une partie refroidie constituant un module mécanique homogène de construction simple, empilable sur un lit-module du même type placé immédiatement en dessous de lui.

La présente invention s'applique également à un réacteur à un seul lit d'abord adiabatique puis refroidi.

Le procédé peut être mis en oeuvre de la manière suivante non limitative, selon laquelle le gaz de synthèse réactif est préchauffé à la température d'entrée au premier lit catalytique puis amené dans un conduit cylindrique central, en général de section annulaire. La paroi de ce conduit la plus éloignée de l'axe du récipient cylindrique est perforée de façon à répartir de manière uniforme le gaz réactif dans la masse catalytique. Le gaz traverse le lit catalytique cylindrique suivant une trajectoire radiale centrifuge. Les fonds supérieur et inférieur du lit catalytique étant à peu près dans des plans horizontaux, la section de passage du gaz augmente proportionnellement à son éloignement de l'axe du cylindre. La vitesse linéaire décroît donc, alors que la réaction progresse et que la vitesse de réaction, de ce fait, diminue. Le gaz fortement chauffé par cette réaction adiabatique continue d'être dirigé vers la périphérie du cylindre, suivant une trajectoire radiale centrifuge, en traversant ensuite une zone catalytique du même lit traversée par des moyens d'échange thermique. La dite zone catalytique contigüe à la partie adiabatique du lit ne présente pas de discontinuité avec celle-ci. D'autre part, les moyens d'échange thermique sont en général des tubes d'échange verticaux, disposés de la façon la plus efficiente les uns par rapport aux autres. Cette disposition permet à la fois de réaliser un bon échange thermique, de ne pas créer une perte de charge nuisible et de faciliter le remplissage de cette zone en catalyseur. La présence des grains de catalyseur au contact direct des tubes d'échange thermique présente des avantages : la vitesse du gaz circulant entre les grains étant maintenue à des valeurs facilitant le transfert thermique ; les grains étant constitués de matière conductrice de la chaleur (grains à base de fer métallique pour la synthèse de l'ammoniac, par exemple) jouent un rôle très important, analogue à celui d'ailettes de transfert thermique au contact des tubes ; enfin, dernier avantage, comme mentionné précédemment, l'intérêt d'un point de vue réactionnel d'une zone du lit refroidie in situ avant la sortie du gaz. Le coefficient d'échange thermique à l'extérieur des tubes d'échange verticaux en l'absence de catalyseur est faible parce que le gaz circule de façon croisée sur toute la hauteur du lit catalytique, donc à une vitesse réduite. Et, au contraire le coefficient d'échange à l'intérieur des tubes est élevé parce que la section de passage du gaz circulant dans les

tubes parallèles est relativement faible, et donc la vitesse y est élevée.

Le gaz refroidi et ayant réagi dans la zone catalytique refroidie passe à travers une tôle cylindrique, perforée de façon à maintenir une circulation uniforme dans le lit catalytique, et placée à sa périphérie. Le gaz est ensuite collecté dans une chambre annulaire cylindrique à la périphérie du récipient, pour être ensuite conduit vers un autre lit du même type ou un lit final lequel, rappelons-le, est radial, centrifuge, exclusivement adiabatique en général.

Ainsi, le gaz circulant dans la dite chambre annulaire a été refroidi à la température d'entrée au lit suivant. Dans le cas de la synthèse de l'ammoniac, le gaz est refroidi d'environ 500°C à environ 400°C. A cette dernière température, on sait que l'on peut laisser au contact de la paroi métallique sous haute pression, le gaz riche en hydrogène, sans craindre de corrosion de la dite paroi, à condition de recourir, pour la construction de la dite paroi, à des aciers faiblement alliés qui restent faciles à mettre en oeuvre. A une température de 500°C, il serait nécessaire de recourir à des aciers fortement alliés, travaillant au fluage, la paroi deviendrait très épaisse et difficile à réaliser : il est donc indispensable de refroidir le gaz effluent à 400°C.

Selon une variante, dans le cas de la synthèse de l'ammoniac, il reste possible de continuer à utiliser les aciers traditionnels non alliés ou à 0,5 % de molybdène employés pour la construction des parois sous haute pression des réacteurs conventionnels. Dans ce cas, il est nécessaire d'entreposer, entre la chambre annulaire de gaz effluent à 400°C et la paroi sous haute pression, le circuit bien connu de gaz de protection thermique voisin de 200°C. Cette variante peut être utilisée pour moderniser des réacteurs conventionnels dont on voudrait conserver l'enceinte résistante à la haute pression.

Il est donné ci-après, à titre non limitatif, divers modes de réalisation et de mise en oeuvre de l'invention représentés schématiquement sur les figures des dessins annexés.

Exemple 1

La figure 1 illustre l'invention dans le cas d'un lit catalytique à une seule nappe d'échanges thermiques verticaux internes.

Ce réacteur de synthèse catalytique hétérogène exothermique en phase gazeuse sous haute pression, cylindrique à circulation radiale centrifuge est constitué par une enveloppe métallique résistante à la pression, contenant une chambre annulaire centrale (14) à paroi perforée autour de laquelle sont emboîtées les cartouches catalytiques cylindriques, constituées par au moins un module mécanique homogène contenant la masse catalytique (20) dont les parties supérieures et inférieures sont horizontales ou faiblement inclinées et les parois verticales sont perforées.

Le module à sa périphérie est traversé verticalement par la canalisation d'alimentation (3) interne aboutissant dans la chambre collectrice annulaire inférieure d'alimentation du faisceau annulaire (5) vertical interne du lit catalytique supérieur aboutis-

sant dans la chambre collectrice annulaire supérieure (6) reliée par le conduit de liaison (7) à la chambre annulaire cylindrique centrale d'alimentation du dit lit catalytique.

Exemple 2

La figure 2 illustre le cas d'un réacteur à au moins deux lits catalytiques pour la synthèse de l'ammoniac.

Ce réacteur contenant au moins deux modules mécaniques contenant la masse catalytique (20) reprend les dispositions du réacteur selon la figure 1, et en outre la canalisation d'alimentation (9) interne traverse verticalement le premier module supérieur à sa périphérie, puis le second module, situé au-dessous du premier module, jusqu'à la chambre collectrice annulaire inférieure (10) d'alimentation du faisceau tubulaire annulaire (11) vertical interne du second lit catalytique qui aboutit dans la chambre collectrice annulaire supérieure (12) reliée par le conduit de liaison (13) à la chambre annulaire centrale (14).

La mise en oeuvre des deux premiers lits catalytiques au moins est celle précédemment décrite, les circuits de liaison et de chauffage sont précisés par rapport à cette description antérieure.

Le gaz de synthèse préchauffé à 200°C dans un échangeur extérieur au réacteur est introduit en parallèle en (1) et en (2) dans le récipient. Le gaz introduit en (1) est conduit à l'aide de la tuyauterie (3) interne à travers la partie refroidie du premier lit catalytique jusqu'à la chambre collectrice annulaire inférieure (4) d'alimentation du faisceau tubulaire annulaire (5) du premier lit. Le gaz réactif se réchauffe en remontant dans les tubes du faisceau tubulaire, récupérant la chaleur de réaction du premier lit catalytique. Le gaz réchauffé à la température d'entrée au premier lit catalytique (environ 400°C) est collecté dans la chambre annulaire supérieure (6), puis ramené par la tuyauterie horizontale (7) dans la chambre annulaire cylindrique centrale (8) d'alimentation du premier lit.

D'autre part, de même, le gaz réactif introduit en (2) dans le récipient est conduit à l'aide de la tuyauterie (9) interne à travers les parties refroidies du premier lit catalytique et du deuxième lit catalytique jusqu'à la chambre annulaire inférieure (10) d'alimentation du faisceau tubulaire annulaire (11) du deuxième lit catalytique. Le gaz se réchauffe en remontant dans les tubes du faisceau tubulaire (11), récupérant la chaleur de réaction du deuxième lit catalytique. Le gaz réchauffé à la température d'entrée au premier lit est collecté dans la chambre annulaire supérieure (12), puis ramené par la tuyauterie horizontale (13) dans une chambre annulaire cylindrique centrale (14) qui conduit le gaz vers la résistance électrique de démarrage (15). Lors du démarrage du réacteur, le gaz à réchauffer passe exclusivement par le circuit (2) et la résistance électrique est en service. En marche normale, la résistance est hors service et le gaz du circuit (2) est conduit, par la chambre annulaire centrale (14), à se mélanger avec le flux (16) du même gaz, réchauffé par l'effluent du dernier lit catalytique dans l'échangeur interne conventionnel réactif produit. Une

fraction du flux (16) peut court-circuiter cet échangeur, autorisant un réglage de température avec du gaz à 200°C.

Les débits de gaz des circuits (1) et (2) peuvent être réglés à l'aide de vannes extérieures afin d'atteindre le profil de température optimal du réacteur. Le mélange des flux gazeux (2) et (16) remonte à travers la résistance électrique hors service jusqu'à se mélanger avec le flux (7) réchauffé dans le premier lit catalytique à l'entrée supérieure de la chambre annulaire centrale (8) d'alimentation du premier lit catalytique. Le gaz réactif entre à 400°C dans le premier lit et le traverse conformément à l'invention : le gaz réagissant traverse le lit cylindrique d'abord adiabatique, puis refroidi in situ, en circulant suivant une trajectoire radiale centrifuge.

Le gaz effluent, refroidi à 400°C, quittant le premier lit catalytique, passe dans la chambre annulaire cylindrique périphérique (17), lèchant à 400°C les parois résistant à la haute pression (18), lesquelles sont constituées d'un acier faiblement allié, résistant à la corrosion à chaud par l'hydrogène. Le gaz effluent est ramené vers le lit catalytique suivant, placé en dessous du premier, et suit un circuit du même type que pour le premier lit dans le deuxième lit.

L'exemple comportant seulement deux entrées principales de gaz (1) et (2) réchauffé dans deux circuits parallèles sur les deux lits refroidis, le lit catalytique suivant, non représenté, exclusivement adiabatique : constitue le troisième et dernier lit de ce réacteur. L'effluent du troisième lit catalytique, à 450-500°C, est ensuite, par exemple, refroidi dans le réacteur dans un échangeur conventionnel à contre courant par le flux (16) qui se réchauffe jusqu'à environ 400°C.

Les trois chambres annulaires cylindriques périphériques de type (17) sont séparées entre elles, pour éviter tout court-circuit par des pièces (19) annulaires permettant la libre dilatation thermique tout en assurant l'étanchéité entre les circuits.

La conception mécanique de chaque lit est telle qu'il constitue un module mécanique homogène, indépendant, qui peut être empilé aisément sur celui de même conception placé immédiatement en dessous. Chaque module est pourvu d'une ou plusieurs trappes de visite, ménagées dans la tôle annulaire horizontale supérieure renfermant le catalyseur. Ces trappes permettent un remplissage et la vidange du catalyseur, ainsi que le contrôle aisé des pièces intérieures au module. La partie supérieure du module est équipée d'un dispositif classique évitant tout court-circuit de gaz au-dessus du catalyseur au fur et à mesure que ce dernier se tasse. Ce dispositif n'est pas représenté sur la figure 2.

Cet exemple représente le cas type d'un réacteur neuf, optimisé suivant l'invention.

Exemple 3

La figure 3 illustre l'invention dans le cas type d'un réacteur conventionnel existant que l'on souhaite moderniser suivant le procédé proposé, le problème étant appliqué au cas de la synthèse d'ammoniac.

Le réacteur comporte le même nombre et le même type de lits que dans l'exemple 2. Toutefois, les parois sous pression ayant été étudiées à la construction pour une température de 200-300°C, il n'est pas possible de mettre à leur contact les gaz effluents des lits, à 400°C. Il est donc nécessaire de conserver le circuit conventionnel de gaz de protection thermique (21) à 200°C, qui circule dans l'espace (22) entre les modules catalytiques et l'enveloppe métallique résistant à la pression. Cette disposition diminue le volume disponible pour le catalyseur et restreint les performances par rapport au même type de réacteur conçu suivant les exemples 1 et 2. Les moyens principaux de l'invention sont cependant mis en oeuvre avec des lits catalytiques d'abord adiabatiques puis refroidis in situ, à circulation radiale centrifuge.

Exemple 4

Les figures 4 et 5 représentent des variantes des réacteurs selon les figures 1, 2 et 3.

Selon ces variantes la canalisation d'alimentation (3), la chambre collectrice annulaire inférieure (4), le faisceau tubulaire (5) sont externes à la périphérie du module supérieur contenant la masse catalytique (20).

La canalisation d'alimentation (9), la chambre collectrice annulaire inférieure (10) d'alimentation du faisceau tubulaire annulaire (11) sont externes au premier et second modules contenant la masse catalytique (20).

Selon ces variantes le catalyseur n'apparaît pas dans le faisceau d'échange périphérique. Le coefficient d'échange thermique à l'extérieur des tubes est maintenu à une valeur acceptable, soit en utilisant des tubes à ailettes, ou des tubes comportant un relief en matériau conducteur de la chaleur, soit en resserrant étroitement les tubes les uns des autres. Ces variantes sont moins avantageuses que les réalisations des exemples précédents mais présentent un intérêt industriel dans certains cas. Entre les réalisations de base et les variantes, toutes les réalisations intermédiaires peuvent être envisagées.

Exemple 5

La figure 6 représente une variante très performante pour les grands réacteurs, selon laquelle le faisceau tubulaire périphérique de chaque lit catalytique est partagé en plusieurs nappes concentriques constituant autant de zones de refroidissement du catalyseur. Entre chaque nappe sont ménagées des zones de réaction adiabatique.

La figure 6 constitue une variante directe de la figure 1, représentant un lit catalytique à deux nappes concentriques d'échangeur thermique du type faisceau tubulaire vertical.

Les tubes de l'échangeur sont répartis en plusieurs nappes concentriques noyées verticales, espacées par des zones adiabatiques, la surface d'échange étant comparable à celle définie précédemment. Les nappes d'échange thermique sont disposées de façon à permettre la disposition de zones catalytiques tantôt adiabatiques, tantôt refroidies, les volumes étant dans des proportions

permettant d'atteindre le réglage optimal de température du catalyseur. De cette manière, après la grande zone adiabatique centrale (a) nécessaire, la réaction à la périphérie de cette première zone est refroidie (r) puis adiabatique (a) de façon alternée. La zone située à la périphérie demeure une zone refroidie (r). Cette technique permet d'atteindre une plage de température optimale de fonctionnement, pour une teneur donnée en ammoniac, qui s'étale de plus ou moins dix degrés environ de part et d'autre de la courbe de vitesse maximale. Ce contrôle du réglage de température permet de dimensionner un réacteur selon le minimum théorique correspondant à la dite courbe, donc de coût réduit.

Les nappes de tubes d'échange peuvent être avantageusement alimentées en fluide réfrigérant par le gaz réactif d'alimentation du lit catalytique; il est avantageux que la circulation de ce gaz s'effectue en parallèle dans ces nappes. Les débits de gaz réactif de chaque nappe sont contrôlés chacun par une vanne extérieure au réacteur; ceci permet de régler le profil de la température de réaction dans le catalyseur.

Le module mécanique homogène contenant la masse catalytique (20) dont les parties supérieures et inférieures sont horizontales ou faiblement inclinées et les parois verticales sont perforées, constitue une variante du réacteur selon la figure 1.

Le module à sa périphérie est doublement traversé par les canalisations d'alimentation (3a) et (3b) internes, aboutissant dans les chambres collectrices annulaires inférieures (4a) et (4b) d'alimentation des faisceaux tubulaires annulaires verticaux (5a) et (5b) internes du lit catalytique aboutissant dans la chambre collectrice annulaire supérieure (6) relié par le conduit de liaison (7) à la chambre annulaire cylindrique centrale d'alimentation (14) du dit lit catalytique.

La conception mécanique de ce module est simplifiée par rapport à celle des exemples précédents. On constate une simplification des liaisons extérieures, du montage et du démontage et des opérations de changement de catalyseur. Le remplissage est effectué en partie supérieure du lit catalytique et la vidange par gravité à travers des orifices situés sur le fond conique du lit catalytique.

Ce type de module mécanique est applicable à un quelconque des autres types de lits catalytiques, notamment en amont d'un dernier lit catalytique exclusivement adiabatique.

Le schéma du réacteur selon la figure 6, constitue un exemple de modernisation d'un réacteur existant suivant cette variante de l'invention, dans lequel on a conservé le circuit conventionnel de gaz de protection thermique (21) circulant dans l'espace (22) entre l'enveloppe métallique résistant à la pression.

Revendications

1. Procédé de synthèse catalytique hétérogène exothermique en phase gazeuse sous haute pression, mettant en oeuvre au moins un

lit catalytique cylindrique dans lequel les gaz circulent de façon radiale centrifuge, caractérisé en ce que le lit catalytique supérieur comprend au moins deux zones catalytiques réactionnelles de type différent, constituées par une zone catalytique réactionnelle centrale adiabatique et une zone catalytique réactionnelle périphérique refroidie, contigue à la zone adiabatique, les volumes respectifs des dites zones étant fonction du réglage optimal du catalyseur, la zone réactionnelle centrale ayant le volume le plus important.

2. Procédé de synthèse catalytique hétérogène exothermique en phase gazeuse selon la revendication 1, caractérisé en ce que le lit catalytique supérieur comprend une succession de zones réactionnelles concentriques contigues alternativement adiabatique et refroidie, avec une zone réactionnelle centrale adiabatique et une zone périphérique refroidie, la zone réactionnelle centrale ayant le volume plus important et l'ensemble des zones refroidies ayant un volume inférieur à celui de l'ensemble des zones adiabatiques.

3. Procédé de synthèse catalytique hétérogène exothermique en phase gazeuse selon la revendication 1, caractérisé en ce que pour un lit catalytique constitué de deux zones, la zone catalytique refroidie représente entre 5 et 25 % de la masse catalytique totale.

4. Procédé de synthèse catalytique hétérogène exothermique selon la revendication 2, caractérisé en ce que, pour un lit catalytique constitué par une succession de zones réactionnelles, l'ensemble des zones refroidies représente entre 5 et 25% de la masse catalytique totale et la zone réactionnelle centrale représente entre 40 et 50 % du total de la masse catalytique adiabatique.

5. Procédé de synthèse catalytique hétérogène exothermique selon une quelconque des revendications 1 à 4, caractérisé en ce que le procédé est conduit dans plusieurs lits catalytiques superposés, constitués chacun par au moins une zone adiabatique et une zone refroidie, le dernier lit étant éventuellement adiabatique.

6. Procédé de synthèse catalytique hétérogène exothermique selon une quelconque des revendications 1 à 5, caractérisé en ce que le refroidissement des zones réactionnelles est assuré par un ou plusieurs moyens d'échange thermique internes noyés dans les zones catalytiques refroidies et placés à la périphérie de la ou des zones adiabatiques, les dits moyens d'échange thermique étant traversés par un fluide thermique à haut coefficient d'échange, tel que les gaz réactifs sous haute pression.

7. Procédé de synthèse catalytique hétérogène exothermique selon la revendication 1, quand le lit catalytique comprend deux zones, caractérisé en ce que le refroidissement de la zone réactionnelle périphérique est assuré par un moyen d'échange thermique externe.

8. Procédé de synthèse catalytique hétérogène exothermique selon une quelconque des revendications 1 à 7, caractérisé en ce que le fluide d'échange thermique est partagé en deux flux parallèles avec alimentation descendante, et circulation ascendante divisée assurant l'échange thermique ; puis quand le fluide d'échange thermique est constitué par les gaz réactifs, il participe après mélange avec les autres gaz réactifs à la circulation radiale centrifuge à travers la masse catalytique.

9. Procédé de synthèse catalytique hétérogène exothermique selon une quelconque des revendications 5 à 7, caractérisé en ce que le flux d'échange thermique est partagé en deux flux parallèles, l'un des flux formant une alimentation descendante à travers le premier lit catalytique, puis le second lit catalytique, et ensuite dans le second lit catalytique une circulation ascendante divisée assurant l'échange thermique dans le second lit, puis le dit flux est ramené au premier lit catalytique après mélange avec les autres gaz réactifs et participe à la circulation radiale centrifuge à travers la masse catalytique du premier lit, l'autre flux d'échange thermique assurant une alimentation descendante et une circulation ascendante divisée assurant l'échange thermique dans le premier lit; puis quand le fluide d'échange thermique est constitué par les gaz réactifs, il participe après mélange avec les autres gaz réactifs à la circulation radiale centrifuge à travers la masse catalytique du premier lit.

10. Réacteur de synthèse catalytique hétérogène exothermique en phase gazeuse sous haute pression cylindrique à circulation radiale centrifuge, constitué par une enveloppe métallique résistant à la pression, contenant une chambre annulaire centrale (14) à paroi perforée, autour de laquelle sont emboîtées les cartouches catalytiques cylindriques, constituées par au moins un module mécanique homogène contenant la masse catalytique (20) dont les parties supérieures et inférieures sont horizontales ou faiblement inclinées et les parois verticales sont perforées, caractérisé en ce que le module à sa périphérie, est traversé verticalement par la canalisation d'alimentation (3) interne aboutissant dans la chambre collectrice annulaire inférieure (4) d'alimentation du faisceau tubulaire annulaire (5) vertical interne, du lit catalytique supérieur, aboutissant dans la chambre collectrice annulaire supérieure (6) reliée par le conduit de liaison (7) à la chambre annulaire cylindrique centrale d'alimentation (14) du dit lit supérieur.

11. Réacteur de synthèse catalytique hétérogène exothermique en phase gazeuse sous haute pression, selon la revendication 10, contenant au moins deux modules mécaniques contenant la masse catalytique (20), caractérisé en ce qu'en outre la canalisation d'alimentation (9) interne traverse verticalement le premier module supérieur à sa périphérie, puis le second module, situé au-dessous du premier

5

10

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

module, jusqu'à la chambre collectrice annulaire inférieure (10) d'alimentation du faisceau tubulaire annulaire (11) vertical interne du second lit catalytique qui aboutit dans la chambre collectrice annulaire supérieure (12) reliée par le conduit de liaison (13) à la chambre annulaire centrale (14).

12. Réacteur de synthèse catalytique, hétérogène exothermique en phase gazeuse sous haute pression, selon la revendication 10, caractérisé en ce que la canalisation d'alimentation (3), la chambre collectrice annulaire inférieure (4), le faisceau tubulaire (5) sont externes à la périphérie du module supérieur contenant la masse catalytique (20).

13. Réacteur de synthèse catalytique hétérogène exothermique en phase gazeuse sous haute pression selon les revendications 11 et 12, caractérisé en ce que la canalisation d'alimentation (9), la chambre collectrice annu-

laire inférieure (10) d'alimentation du faisceau tubulaire annulaire (11) sont externes au premier et second modules contenant la masse catalytique (20).

14. Réacteur de synthèse catalytique hétérogène exothermique en phase gazeuse sous haute pression selon la revendication 10, caractérisé en ce que le module à sa périphérie est doublement traversé par les canalisations d'alimentation (3a) et (3b) internes, aboutissant dans les chambres collectrices annulaires inférieures (4a) et (4b) d'alimentation des faisceaux tubulaires annulaires verticaux (5a) et (5b), internes du lit catalytique, aboutissant dans la chambre collectrice annulaire supérieure (6) relié par le conduit de liaison (7) à la chambre annulaire cylindrique centrale d'alimentation (14) du dit lit catalytique.

5

10

15

20

25

30

35

40

45

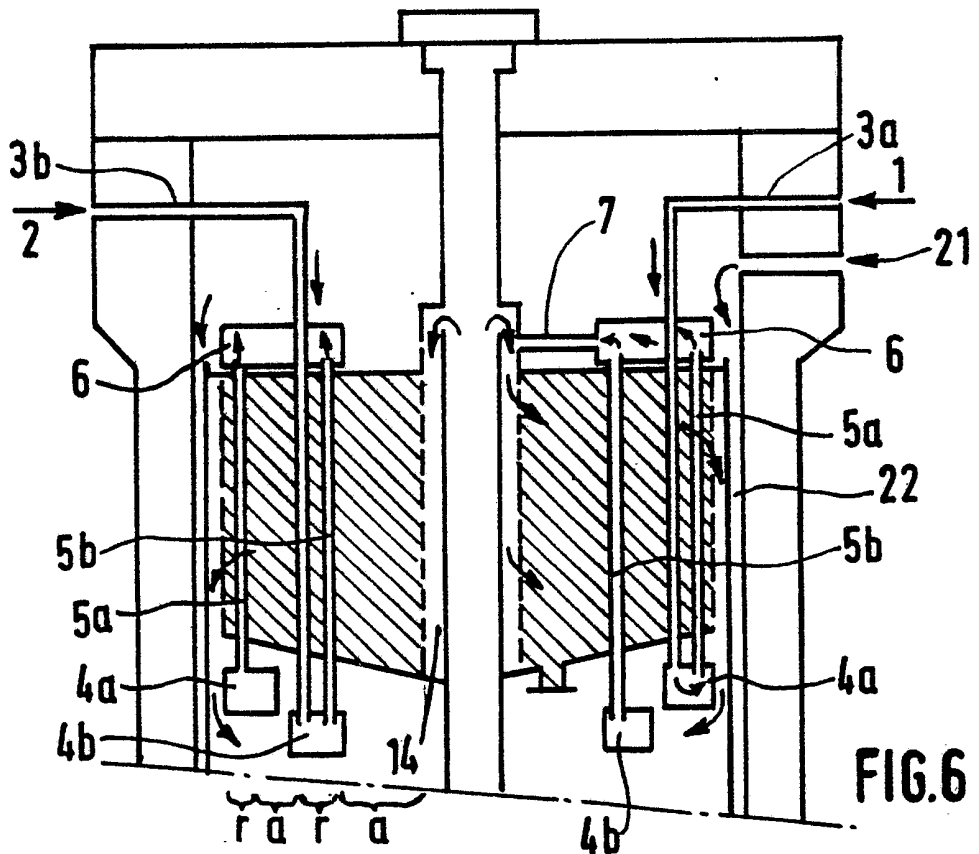
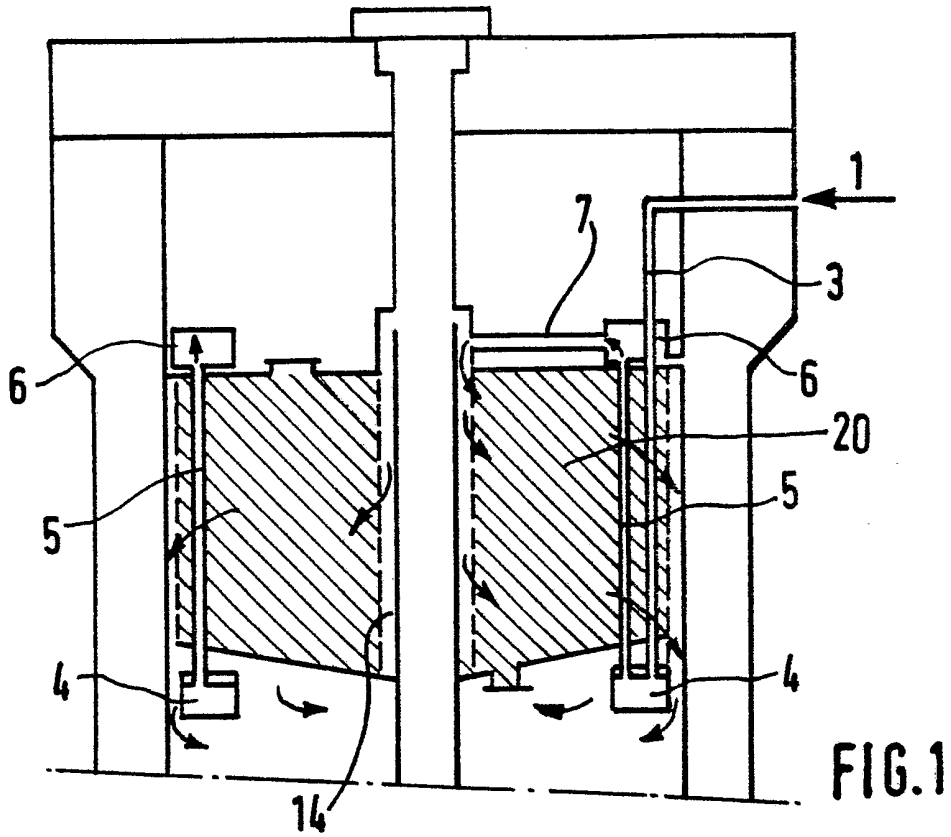
50

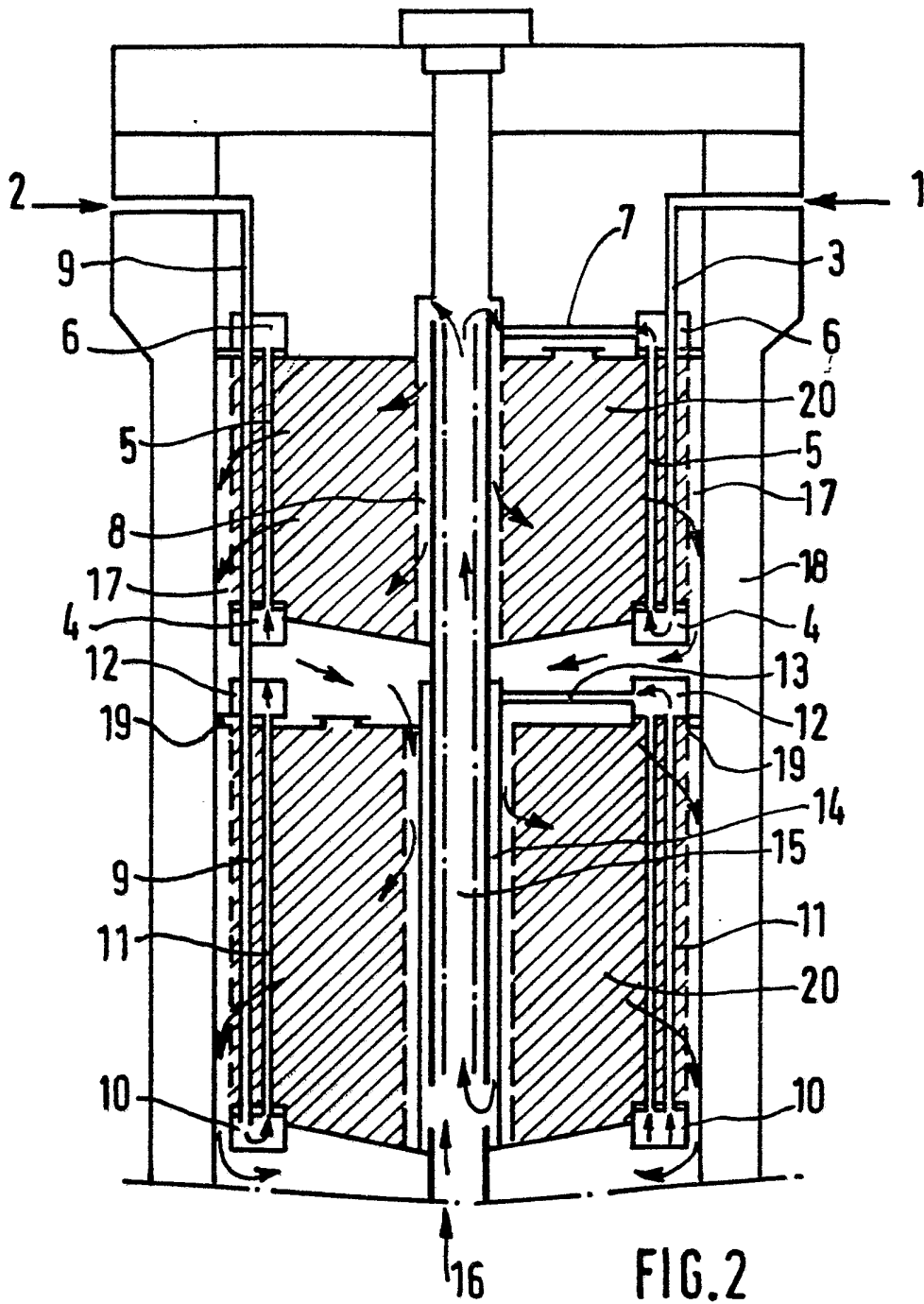
55

60

65

7





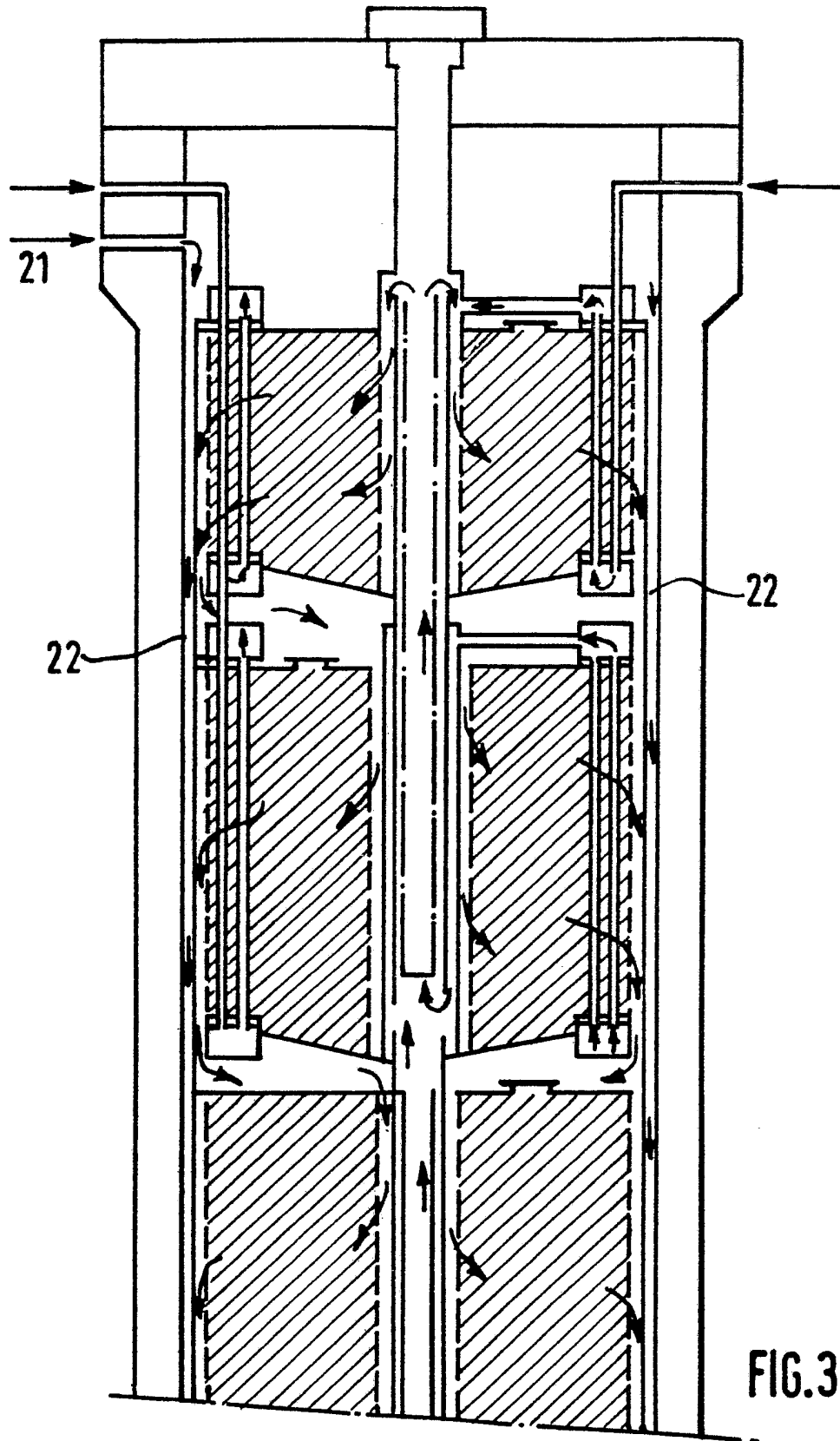


FIG.3

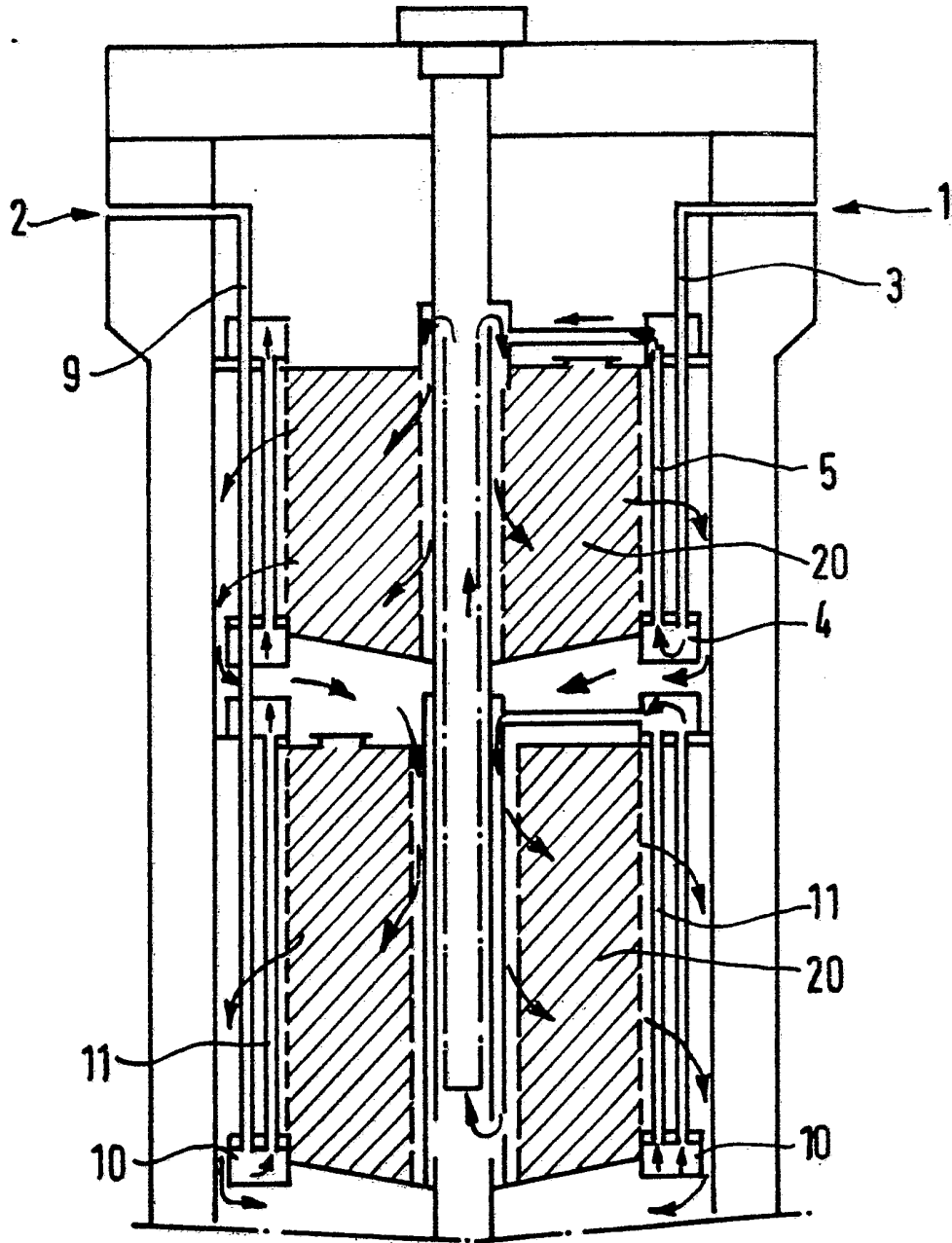


FIG. 4

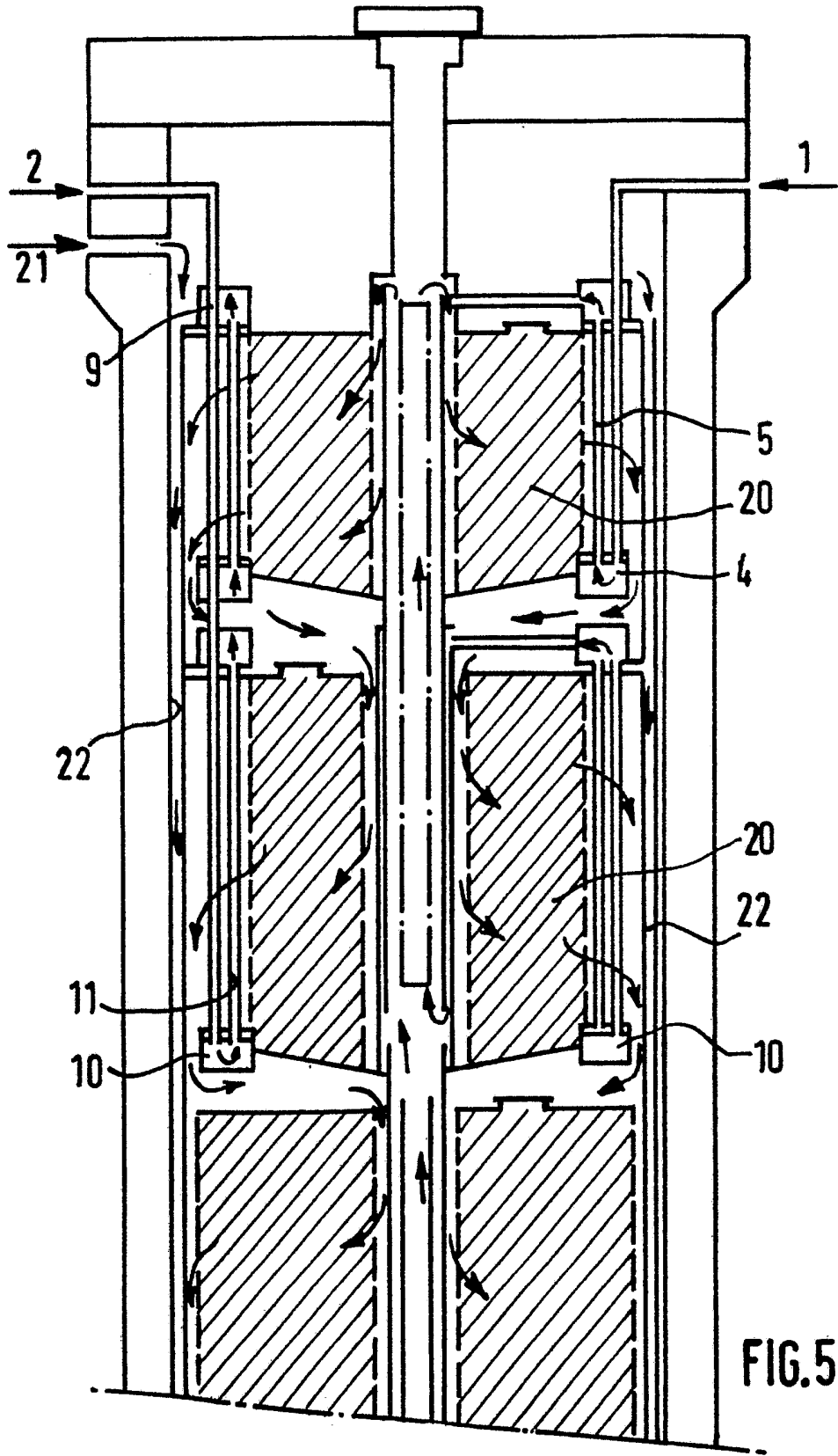


FIG.5



DOCUMENTS CONSIDERES COMME PERTINENTS			
Catégorie	Citation du document avec indication, en cas de besoin, des parties pertinentes	Revendication concernée	CLASSEMENT DE LA DEMANDE (Int. Cl.4)
A	DE-A-1 940 980 (LENTIA) * Page 1, lignes 1-12; page 2, dernier paragraphe - page 4, paragraphe 2; figures 1,3 *	1,3	B 01 J 8/04 C 01 C 1/04 C 07 C 29/15
A	US-A-2 363 738 (P. MATHER et al.) * Figure; page 1, colonne 1, lignes 1-5; page 1, colonne 2, ligne 3 - page 2, colonne 1, ligne 26 *	1,7	
A	DE-A-3 540 457 (LINDE) * Résumé *		
A	DE-A-3 414 717 (LINDE) * Résumé; page 14, ligne 15 - page 15, ligne 16; figures 1,2 *		
			DOMAINES TECHNIQUES RECHERCHES (Int. Cl.4)
			B 01 J C 01 C
Le présent rapport a été établi pour toutes les revendications			
Lieu de la recherche LA HAYE		Date d'achèvement de la recherche 23-12-1988	Examineur SIEM T.D.
<p>CATEGORIE DES DOCUMENTS CITES</p> <p>X : particulièrement pertinent à lui seul Y : particulièrement pertinent en combinaison avec un autre document de la même catégorie A : arrière-plan technologique O : divulgation non-écrite P : document intercalaire</p> <p>T : théorie ou principe à la base de l'invention E : document de brevet antérieur, mais publié à la date de dépôt ou après cette date D : cité dans la demande L : cité pour d'autres raisons & : membre de la même famille, document correspondant</p>			