



(51) Classification internationale des brevets :  
C10J 3/54 (2006.01) C10J 3/84 (2006.01)  
C10J 3/56 (2006.01) B01J 8/26 (2006.01)

(21) Numéro de la demande internationale :  
PCT/FR2009/052563

(22) Date de dépôt international :  
16 décembre 2009 (16.12.2009)

(25) Langue de dépôt : français

(26) Langue de publication : français

(30) Données relatives à la priorité :  
0858622 16 décembre 2008 (16.12.2008) FR

(72) Inventeur; et

(71) Déposant : MORIN, Jean-Xavier [FR/FR]; 39, rue du Cas Rouge Marchandon, F-45170 Neuville Aux Bois (FR).

(74) Mandataires : LENNE, Laurence et al.; Feray Lenne Conseil, Le Centralis, 63 avenue du Général Leclerc, F-92340 Bourg-la-Reine (FR).

(81) États désignés (sauf indication contraire, pour tout titre de protection nationale disponible) : AE, AG, AL, AM,

AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PE, PG, PH, PL, PT, RO, RS, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

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

Publiée :

— sans rapport de recherche internationale, sera republiée dès réception de ce rapport (règle 48.2.g)

(54) Title : METHOD AND DEVICE FOR PRODUCING AND PURIFYING A SYNTHESIS GAS

(54) Titre : PROCEDE ET DISPOSITIF DE PRODUCTION ET DE PURIFICATION DE GAZ DE SYNTHESE

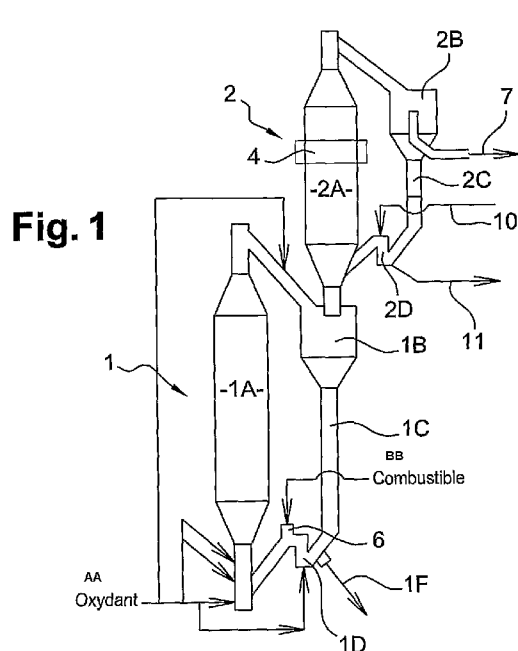


Fig. 1

(57) Abstract : The invention relates to a method for producing and purifying a synthesis gas using a carbon fuel, consisting of carrying out gasification in a first reactor (1A) at a temperature of between 780 and 1150°C and carrying out a purification of the resulting gas in a second reactor (2A). According to the invention: said gasification is carried out using a first reactor loop with a fast fluidised bed (1) including said first reactor (1A) supplied with an oxidiser, a first associated cyclone separator (1B) and a first duct (1C) for returning the solids towards the first reactor (1A); and the purification is carried out using a second reactor loop with a fast fluidised bed (2) including said second reactor (2A) fluidised by the gas resulting at the output of the first cyclone separator (1B), a second associated cyclone separator (2B) and a second duct (2C) for returning the solids towards said second reactor (2A), the second reactor (2A) operating at a temperature of about 600°C in the lower portion and of about 400°C in the upper portion.

(57) Abrégé : L'invention concerne un procédé de production et de purification d'un gaz de synthèse au moyen d'un combustible carboné, consistant à effectuer une gazéification dans un premier réacteur (1A) à une température comprise entre 780 et 1150°C et à effectuer une purification du gaz obtenu dans un deuxième réacteur (2A). Selon l'invention,

[Suite sur la page suivante]

AA Oxidiser  
BB Fuel

---

-ladite gazéification est effectuée au moyen d'une première boucle de réacteur à lit fluidisé rapide (1) comportant ledit premier réacteur (1A) alimenté en oxydant, un premier séparateur cyclone associé (1B) et une première conduite de retour des solides (1C) vers ledit premier réacteur (1A), -ladite purification est effectuée au moyen d'une unique deuxième boucle de réacteur à lit fluidisé rapide (2) comportant ledit deuxième réacteur (2A) fluidisé par le gaz obtenu en sortie de gaz dudit premier séparateur cyclone (1B), un deuxième séparateur cyclone associé (2B) et une deuxième conduite de retour des solides (2C) vers ledit deuxième réacteur(2A), ledit deuxième réacteur (2A) fonctionnant à une température d'environ 600°C en partie basse et à une température d'environ 400°C en partie haute.

## **PROCEDE ET DISPOSITIF DE PRODUCTION ET DE PURIFICATION DE GAZ DE SYNTHÈSE**

L'invention concerne un procédé et un dispositif de production et  
5 de purification de gaz de synthèse.

La technologie de gazéification des combustibles carbonés  
d'origine fossile et non fossile est une étape incontournable dans le  
remplacement progressif des hydrocarbures actuels du type pétrole ou  
gaz naturel pour la production d'énergie, la production de carburants  
10 synthétiques et enfin la production de produits intermédiaires chimiques  
de synthèse. En particulier, la gazéification de biomasses est devenue  
stratégique, car elle offre une solution de remplacement valable sur le  
long terme, après épuisement des ressources de combustibles fossiles,  
tout en contrôlant les rejets de dioxyde de carbone dans l'atmosphère,  
15 qui sont jugés responsables du changement climatique à venir.

Pour réaliser cette gazéification, diverses voies sont possibles en  
fonction de la qualité finale recherchée pour le gaz : soit une  
gazéification à l'air dont le gaz produit offre un faible pouvoir calorifique  
inférieur (PCI) résultant de la présence de l'azote de l'air et qui n'est  
20 utilisé que pour des applications thermiques, soit une gazéification à  
l'oxygène et à la vapeur d'eau, l'oxygène provenant d'une unité de  
séparation d'air dont le gaz produit, qui possède un PCI moyen, est  
utilisé, après extraction du dioxyde de carbone contenu, comme gaz de  
synthèse à monoxyde de carbone et hydrogène ou converti en  
25 hydrogène de façon ultime.

Enfin, il est possible de réaliser une gazéification en cycle  
thermochimique, sans besoin d'unité de production d'oxygène, dont le  
gaz produit possède un PCI moyen, qui peut être utilisé comme gaz de  
synthèse à monoxyde de carbone et hydrogène ou qui peut être  
30 converti en hydrogène après extraction du dioxyde de carbone contenu.

Mais ces technologies de conversion de biomasse qui peuvent utiliser des lits fixes ou des lits fluidisés ont toutes un problème commun à résoudre qui est celui de la capture des alcalins et des goudrons fatals présents dans le gaz de synthèse contenant du CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, CH<sub>4</sub>, voire N<sub>2</sub> si gazéification à l'air, et incompatibles avec de nombreuses utilisations suite aux corrosions et aux encrassements provoqués.

Il est connu que la vaporisation des alcalins de type Na<sub>2</sub>O et K<sub>2</sub>O contenus dans le combustible et notamment ses cendres s'effectue entre 780 et 1150°C. Par ailleurs, il est connu que la condensation des alcalins est effectuée en dessous de 600°C de température de gaz, tandis que la condensation des goudrons est effectuée en dessous de 400°C.

Le document de brevet US 3 804 606 décrit un système de production d'un combustible gazeux à faible teneur en soufre dans le but d'alimenter une centrale à turbines à gaz et à vapeur.

Ce système comporte un réacteur de séchage du charbon et deux étages de gazéification au moyen de deux réacteurs de gazéification en série en ce qui concerne le gaz et interconnectés en ce qui concerne le charbon, un premier réacteur de gazéification fonctionnant à une température de l'ordre de 1040 à 1260°C et un deuxième réacteur de gazéification fonctionnant à une température de l'ordre de 930°C. Le gaz résultant est traité par deux réacteurs de traitement dont le premier fonctionne à une température de l'ordre de 82 à 315°C et le deuxième à une température de l'ordre de 760 à 1090°C, également en série en ce qui concerne le gaz et interconnectés en ce qui concerne les solides, le gaz résultant étant introduit dans un séparateur cyclone, où les solides sont réintroduits dans le premier réacteur de gazéification et le gaz de synthèse purifié est transmis à une centrale à turbine. De la chaux et du sulfure de calcium est

introduit en aval de ces deux réacteurs de traitement et le sulfure de calcium est extrait par gravité en amont de ces deux réacteurs de traitement.

Ces réacteurs sont des lits fluidisés de type dense à faible vitesse  
5 et à hauteur fixe, qui, faute de turbulence, de mélange transversal gaz/solides de forte intensité et de long temps de séjour, nécessitent une cascade de lits fluidisés avec de multiples interconnexions de transfert de gaz et de solides, qui sont complexes à construire et à exploiter industriellement, car sujettes à des bouchages.

10 De plus, l'utilisation de sulfure de calcium est extrêmement problématique sur le plan environnemental et sanitaire, sachant qu'il s'agit d'un déchet classifié déchet dangereux dont l'élimination affecte économiquement ce procédé de façon négative.

Le but de l'invention est de produire un gaz de synthèse et de  
15 pouvoir supprimer à coût minimum la teneur en alcalins et goudrons dans ce gaz de synthèse, afin de ne pas dépasser une teneur de 5 ppm, ce qui revient à atteindre une réduction de ces composés supérieure à 95 à 99 % sachant que cette suppression doit être effectuée sur des gaz à haute température comprise entre 780 à 1150 °C.

20 Pour ce faire, l'invention propose un procédé de production et de purification d'un gaz de synthèse au moyen d'un combustible carboné, consistant à effectuer une gazéification dans un premier réacteur à une température comprise entre 780 et 1150°C et à effectuer une purification du gaz obtenu dans un deuxième réacteur, caractérisé en ce  
25 que

ladite gazéification est effectuée au moyen d'une première  
boucle de réacteur à lit fluidisé rapide comportant ledit premier réacteur alimenté en oxydant, un premier séparateur cyclone associé et une première conduite de retour des solides vers ledit premier réacteur,

ladite purification est effectuée au moyen d'une unique deuxième  
boucle de réacteur à lit fluidisé rapide comportant ledit deuxième  
réacteur fluidisé par le gaz obtenu en sortie de gaz dudit premier  
séparateur cyclone, un deuxième séparateur cyclone associé et une  
5 deuxième conduite de retour des solides vers ledit deuxième réacteur,

ledit deuxième réacteur fonctionnant à une température  
d'environ 600°C en partie basse et à une température d'environ 400°C  
en partie haute.

Selon un mode de réalisation, ledit oxydant est constitué de  
10 particules solides porteuses d'oxygène et en ce que ledit premier  
réacteur est fluidisé par un mélange de dioxyde de carbone et de  
vapeur d'eau.

De préférence, lesdites particules solides porteuses d'oxygène  
sont constituées par un oxyde métallique à base d'oxydes purs ou  
15 mélangés de fer, nickel, manganèse et/ou titane.

Avantageusement, lesdites particules solides porteuses  
d'oxygène circulent entre ladite première boucle à lit fluidisé rapide et  
une troisième boucle à lit fluidisé rapide d'oxydation comportant un  
troisième réacteur, un troisième séparateur cyclone associé et une  
20 troisième conduite de retour des solides vers ledit troisième réacteur et  
interconnectée à ladite première boucle à lit fluidisé rapide, pour former  
un cycle thermochimique.

L'invention concerne également une installation de production et  
de purification d'un gaz de synthèse, pour la mise en œuvre d'un tel  
25 procédé, caractérisée en ce que ledit deuxième réacteur est disposé au-  
dessus dudit premier séparateur cyclone, la sortie de gaz dudit premier  
séparateur cyclone constituant le bas dudit deuxième réacteur.

Il est ainsi réalisé un empilement compact des deux réacteurs  
qui minimise les gaines de liaison de gaz entre réacteurs.

L'invention concerne également une installation de production et de purification d'un gaz de synthèse, pour la mise en œuvre d'un tel procédé caractérisée en ce que ledit deuxième réacteur comporte au moins un échangeur de refroidissement de sa température en partie  
5 haute.

L'invention concerne également une installation de production et de purification d'un gaz de synthèse, pour la mise en œuvre d'un tel procédé, caractérisée en ce que des conduites d'interconnexion sont disposées entre la sortie d'un premier siphon agencé sur la première  
10 conduite de retour et ledit troisième réacteur et entre la sortie d'un troisième siphon agencé sur la troisième conduite de retour et ledit troisième réacteur.

L'invention est décrite ci-après plus en détail à l'aide de figure ne représentant que des modes de réalisation préférés de l'invention.

15 La figure 1 est une vue en coupe schématique en coupe verticale d'une installation pour la mise en œuvre d'un premier mode de réalisation conforme à l'invention.

La figure 2 est une vue en coupe schématique en coupe verticale d'une installation pour la mise en œuvre d'un second mode de  
20 réalisation conforme à l'invention.

Les figures 3 et 4 sont des vues en coupe verticale de détail.

Comme illustré sur les figures 1 et 2, l'invention propose un procédé de production et de purification d'un gaz de synthèse au moyen d'un combustible carboné, consistant effectuer une gazéification dans  
25 un premier réacteur 1A à lit fluidisé rapide dans lequel circulent des particules solides d'un diamètre médian d'environ 120 microns à une température comprise entre 780 et 1150°C, dans lequel est injecté le combustible solide ou liquide ou gazeux à convertir et à effectuer une purification du gaz obtenu dans un deuxième réacteur 2A alimenté en  
30 particules solides d'un diamètre médian d'environ 10 à 40 microns.

Cette gazéification est effectuée au moyen d'une première boucle de réacteur à lit fluidisé rapide 1 comportant ce premier réacteur 1A de conversion auto-thermique, c'est-à-dire ne nécessitant pas d'apport externe de chaleur pour effectuer les réactions de conversion 5 thermochimique de nature endothermique, alimenté en oxydant, un premier séparateur cyclone 1B associé et une première conduite de retour 1C des solides vers le premier réacteur 1A.

La gazéification des combustibles carbonés, fossiles ou non fossiles de type biomasses, sous forme solide, liquide, pâteuse ou 10 gazeuse peut être réalisée à pression atmosphérique ou sous pression, si besoin est, pour alimenter une turbine à gaz ou une synthèse chimique.

Dans l'exemple représenté où le premier réacteur 1A garni de réfractaire isolant est à pression atmosphérique, le combustible solide 15 est introduit par un puits gravitaire 6 en sortie d'un siphon latéral de solides 1D équipant la première conduite de retour 1C, vers le bas du premier réacteur 1A. Les cendres du combustible introduit et le lit usagé sont partiellement extraits par la conduite 1F.

Le gaz brut de synthèse produit à une température de 780 à 20 1150°C par conversion auto-thermique du combustible avec l'oxydant dans le premier réacteur 1A sort par la jupe du premier séparateur cyclone 1B.

Pour diminuer les teneurs en goudrons, un prétraitement du gaz brut de synthèse peut être effectué par une injection d'oxydant dans la 25 partie supérieure de la gaine de liaison entre le premier réacteur 1A et le premier séparateur cyclone 1B, à proximité immédiate de l'entrée du séparateur cyclone, pour augmenter la température du gaz, avant mise en turbulence et séjour dans le premier séparateur cyclone 1B.

La purification est effectuée au moyen d'une unique deuxième 30 boucle de réacteur à lit fluidisé rapide 2 comportant ce deuxième

réacteur 2A fluidisé par le gaz obtenu en sortie de gaz du premier séparateur cyclone 1B, un deuxième séparateur cyclone associé 2B et une deuxième conduite de retour 2C des solides vers le deuxième réacteur 2A équipé d'un siphon latéral 2D. Le deuxième réacteur 2A  
5 fonctionne à une température d'environ 600°C en partie basse et à une température d'environ 400°C en partie haute par l'utilisation d'échangeurs dans ce deuxième réacteur, permettant de refroidir par des solides froids le gaz à purifier afin de provoquer la condensation des alcalins et des goudrons.

10 Un apport de particules solides 10 est effectué en sortie de ce deuxième siphon 2D et une extraction permanente de ces particules 11 recyclées vers le premier réacteur 1A est effectuée au bas de ce siphon. Les particules du deuxième réacteur 2A peuvent donc être une combinaison de particules introduites extérieurement et de particules  
15 provenant de la fuite du deuxième séparateur cyclone 2B de rendement plus élevé que le premier cyclone 1B, afin de recirculer vers le réacteur 2A ces fines perdues par le premier cyclone 1B.

Les solides en sortie du deuxième cyclone 2B, sont à une température largement inférieure à la température du gaz brut de  
20 synthèse fluidisant le deuxième réacteur 2A, ce qui permet d'atteindre la température de 600 °C en partie basse pourvue de matériau réfractaire du deuxième réacteur 2A, pour condenser les alcalins sur le support de lit de particules fines en circulation. Le gaz de synthèse refroidi est transporté verticalement de façon ascendante à travers au  
25 moins un échangeur immergé 4 de refroidissement disposé dans le second réacteur 2A, de façon à refroidir à nouveau le gaz de synthèse à la température de 400°C. Un tel refroidissement axial de l'écoulement en deux étapes résulte également des solides froids recirculés dont le débit dépend de l'inventaire en solides dans le dit deuxième réacteur  
30 ajusté par l'apport et l'extraction de particules solides. Cette partie

supérieure du deuxième réacteur 2A n'est pas garni de réfractaire isolant, ce qui permet de contribuer au refroidissement du gaz par ses parois refroidies constituées de tubes de refroidissement jointés par des ailettes soudées.

5 L'échangeur 4 peut être constitué de panneaux de tubes jointifs disposés transversalement dans le deuxième réacteur 2A à l'écoulement chargé de gaz de synthèse, sachant que la grande finesse des particules en circulation ne provoquera pas d'érosion des parties métalliques. Ces panneaux d'échangeur 4 peuvent être constitués de plusieurs panneaux  
10 sur la hauteur du deuxième réacteur 2A avec des retours de solides du deuxième siphon 2D entre ces panneaux à des hauteurs intermédiaires du deuxième réacteur 2A.

En sortie des gaz du deuxième séparateur cyclone 2B, le gaz de synthèse purifié et refroidi à 400°C est transféré par une tuyauterie ou  
15 une gaine 7 vers son utilisation qui peut être soit de nature thermique (combustion en moteur ou turbine), soit de nature procédé pour effectuer des synthèses de type carburants liquides dont les biocarburants.

Le deuxième réacteur 2A est disposé au-dessus du premier  
20 séparateur cyclone 1B, la sortie de gaz de ce premier séparateur cyclone 1B constituant le bas du deuxième réacteur 2A.

Selon le premier mode de réalisation illustré sur la figure 1, l'oxydant est de l'air éventuellement enrichi en l'oxygène ou un mélange d'oxygène et de vapeur d'eau, fluidisant le premier réacteur  
25 1A. Les particules solides circulant dans le premier réacteur (1A) sont constitués des cendres et des inertes du combustible introduit dont la granulométrie a été préparée de façon appropriée pour rendre possible sa fluidisation, dans le cas d'un combustible solide, et par un matériau d'appoint de ce lit d'un diamètre médian de 120 microns environ. Ce

matériau d'appoint est de préférence soit un sable, soit un calcaire, soit une dolomie, soit une argile alumineuse.

Selon le second mode de réalisation illustré sur la figure 2, l'oxydant est constitué de particules solides porteuses d'oxygène constituées par un oxyde métallique à base d'oxydes purs ou mélangés de fer, nickel, manganèse et/ou titane et le premier réacteur 1A est fluidisé par un mélange de dioxyde de carbone et de vapeur d'eau.

Ces particules solides porteuses d'oxygène circulent entre la première boucle à lit fluidisé rapide 1 et une troisième boucle à lit fluidisé rapide d'oxydation 3 comportant un troisième réacteur 3A fluidisée à l'air, un troisième séparateur cyclone associé 3B et une troisième conduite de retour des solides 3C avec un siphon latéral de solides 3D vers le troisième réacteur 3A et interconnectée à la première boucle à lit fluidisé rapide 1, pour former un cycle thermo-chimique.

Le troisième réacteur d'oxydation 3A est associé à des échangeurs 8 pour absorber l'exo-thermicité éventuelle de l'oxydation.

De l'air appauvri en oxygène 9 sort de la jupe du troisième séparateur cyclone 3C, pour refroidissement par récupération d'énergie, filtration et rejet à l'atmosphère.

Les conduites d'interconnexion 5A, 5B sont disposées entre la sortie d'un premier siphon 5C agencé sur la première conduite de retour 1C et le troisième réacteur 3A et entre la sortie d'un troisième siphon 5D agencé sur la troisième conduite de retour 3C et le premier réacteur 1A.

En variante, le troisième réacteur 3A peut être un lit dense ou un lit mobile.

La figure 3 représente en détail un siphon latéral tel que le siphon 2D équipant la deuxième boucle à lit fluidisé rapide 2 ou le siphon 1D équipant la première boucle à lit fluidisé rapide 1 selon le premier mode de réalisation (figure 1).

Un tel siphon latéral de solides 20 est constitué d'un tronçon 25 vertical de gaine ou de tuyauterie suivi d'un coude 23 incliné entre 45° et 67,5°, et de préférence à 45°, puis d'un té latéral 21, présentant une course verticale qui est suivie d'un changement de direction de 5 292,5 à 315° par un deuxième té latéral 22 et un coude 24 ayant une sortie verticale 26, et de préférence à 315°, avec une entrée des solides ES et une sortie des solides SS. De ce fait, la quantité de gaz fluidisation GF d'un tel siphon est minimisée et la construction sous pression d'un tel siphon est simplifiée par l'emploi d'éléments standards 10 de tuyauterie du type deux tés 21, 22 latéral entre 45 et 67,5°, et de préférence à 45°, et deux coudes 23, 24 entre 45 et 67,5°, et de préférence à 45°, avec un tronçon droit 25, 26. Le siphon latéral de solides est muni d'un seul système de mise en fluidisation GF, à la base du té 21.

15 La figure 4 représente en détail un double siphon latéral tel que les siphons 3D, 5D équipant la troisième boucle à lit fluidisé rapide 3 ou les siphons 1D, 5C équipant la première boucle à lit fluidisé rapide 1 selon le second mode de réalisation (figure 2).

Un tel double siphon latéral 30 équipant lesdits premier et 20 troisième siphons 5C, 5D est constitué par un tronçon vertical de gaine ou de tuyauterie suivi d'un Y 31 incliné entre 45° et 67,5°, et de préférence à 45°, puis d'un té latéral 32, 33 présentant une course verticale qui est suivie d'un changement de direction de 292,5 à 315° par un deuxième té latéral 34, 35 et un coude 36, 37 ayant une sortie 25 verticale 37, 38, et de préférence à 315°. Le double siphon possède une entrée des solides ES et une double sortie des solides SS et un système de mise en fluidisation GF à la base des composants 31, 32, 33. De ce fait, la quantité de gaz fluidisation GF d'un tel siphon est minimisée et la construction sous pression d'un tel siphon est simplifiée par l'emploi 30 d'éléments standards de tuyauterie du type Y 31 et deux tés 32, 33

latéraux à 45 degrés suivis à nouveau de deux tés latéraux à 45 ° 34, 35 et de deux coudes 36, 37 entre 45 et 67,5°, et de préférence à 45°, avec un tronçon droit 37, 38. Le siphon latéral de solides est muni de trois systèmes de mise en fluidisation 40, 41, 42 dont le central 42 est

5 compartimenté par une paroi interne.

## **REVENDEICATIONS**

1. Procédé de production et de purification d'un gaz de  
synthèse au moyen d'un combustible carboné, consistant à  
5 effectuer une gazéification dans un premier réacteur (1A) à une  
température comprise entre 780 et 1150°C et à effectuer une  
purification du gaz obtenu dans un deuxième réacteur (2A),  
caractérisé en ce que  
ladite gazéification est effectuée au moyen d'une première boucle  
10 de réacteur à lit fluidisé rapide (1) comportant ledit premier  
réacteur (1A) alimenté en oxydant, un premier séparateur cyclone  
associé (1B) et une première conduite de retour des solides (1C)  
vers ledit premier réacteur (1A),  
ladite purification est effectuée au moyen d'une unique deuxième  
15 boucle de réacteur à lit fluidisé rapide (2) comportant ledit  
deuxième réacteur (2A) fluidisé par le gaz obtenu en sortie de gaz  
dudit premier séparateur cyclone (1B), un deuxième séparateur  
cyclone associé (2B) et une deuxième conduite de retour des  
solides (2C) vers ledit deuxième réacteur (2A),  
20 ledit deuxième réacteur (2A) fonctionnant à une température  
d'environ 600°C en partie basse et à une température d'environ  
400°C en partie haute.
2. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce  
qu'une conversion auto-thermique est réalisée dans ledit premier  
25 réacteur (1A).
3. Procédé selon l'une des revendications précédentes,  
caractérisé en ce que des particules solides d'un diamètre médian  
d'environ 120 microns circulent dans ledit premier réacteur (1A).
4. Procédé selon l'une des revendications précédentes,  
30 caractérisé en ce que ledit deuxième réacteur (2A) est alimenté

en particules solides d'un diamètre médian d'environ 10 à 40 microns.

5. Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce que ledit oxydant est de l'air éventuellement enrichi en l'oxygène ou un mélange d'oxygène et de vapeur d'eau, fluidisant ledit premier réacteur.
6. Procédé selon la revendication précédente, caractérisé en ce que des particules solides d'un matériau d'appoint circulent dans ledit premier réacteur.
7. Procédé selon l'une des revendications 1 à 4, caractérisé en ce que ledit oxydant est constitué de particules solides porteuses d'oxygène et en ce que ledit premier réacteur (1A) est fluidisé par un mélange de dioxyde de carbone et de vapeur d'eau.
8. Procédé selon la revendication précédente, caractérisé en ce que lesdites particules solides porteuses d'oxygène sont constituées par un oxyde métallique à base d'oxydes purs ou mélangés de fer, nickel, manganèse et/ou titane.
9. Procédé selon la revendication 7 ou 8, caractérisé en ce que lesdites particules solides porteuses d'oxygène circulent entre ladite première boucle à lit fluidisé rapide (1) et une troisième boucle à lit fluidisé rapide d'oxydation (3) comportant un troisième réacteur (3A), un troisième séparateur cyclone associé (3B) et une troisième conduite de retour des solides (3C) vers ledit troisième réacteur (3A) et interconnectée à ladite première boucle à lit fluidisé rapide (1), pour former un cycle thermochimique.
- 10.** Installation de production et de purification d'un gaz de synthèse, pour la mise en œuvre d'un procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisée en ce que ledit deuxième

réacteur (2A) est disposé au-dessus dudit premier séparateur cyclone (1B), la sortie de gaz dudit premier séparateur cyclone (1B) constituant le bas dudit deuxième réacteur (2A).

- 5 11. Installation de production et de purification d'un gaz de synthèse, pour la mise en œuvre d'un procédé selon l'une des revendications 1 à 9 ou selon la revendication 10, caractérisée en ce que ledit deuxième réacteur (2A) comporte au moins un échangeur (4) de refroidissement de sa température en partie haute.
- 10 12. Installation selon la revendication précédente, caractérisée en ce que ledit deuxième réacteur (2A) comporte une partie basse pourvue de matériau réfractaire et une partie haute pourvue de tubes de refroidissement.
- 15 13. Installation de production et de purification d'un gaz de synthèse, pour la mise en œuvre d'un procédé selon la revendication 9, caractérisée en ce que des conduites d'interconnexion (5A, 5B) sont disposées entre la sortie d'un premier siphon (5C) agencé sur la première conduite de retour (1C) et ledit troisième réacteur (3A) et entre la sortie d'un
- 20 troisième siphon (5D) agencé sur la troisième conduite de retour (3C) et ledit premier réacteur (1A).
- 25 14. Installation selon la revendication précédente, caractérisée en ce que lesdits premier et troisième siphons (5C, 5D) sont constitués par un tronçon vertical (25) de tuyauterie suivi d'un coude (23) incliné entre  $45^\circ$  et  $67,5^\circ$ , puis d'un té latéral (21) présentant une course verticale qui est suivie d'un changement de direction de  $292,5^\circ$  à  $315^\circ$  par un deuxième té latéral (22) et un coude (24) ayant une sortie verticale (26), et en ce que lesdits siphons possèdent une entrée des solides (ES), une

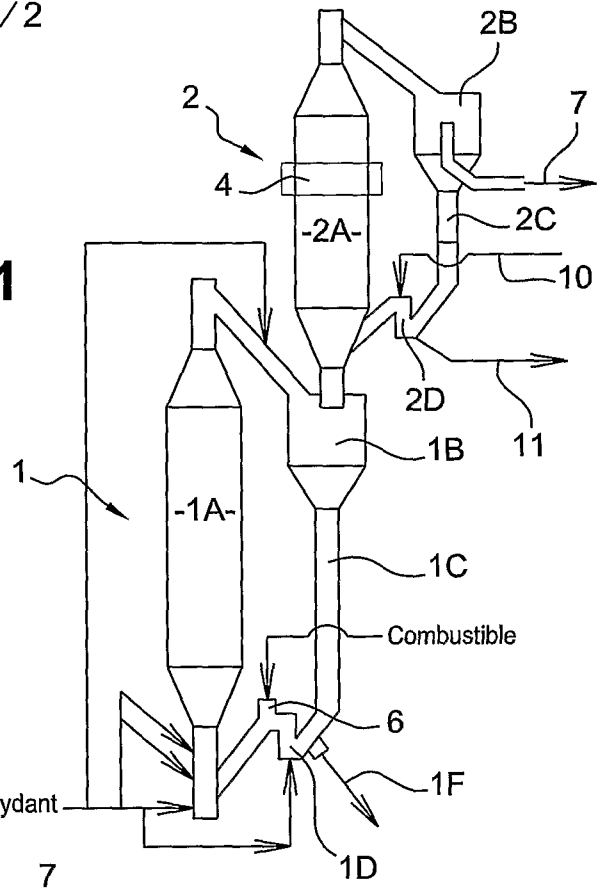
sortie des solides (SS) et un seul système de mise en fluidisation (GF).

15. Installation selon la revendication 13 ou 14, caractérisé en ce que ladite première conduite de retour (1C) et ladite  
5 troisième conduite de retour (3C) sont équipées d'un double siphon latéral (30).

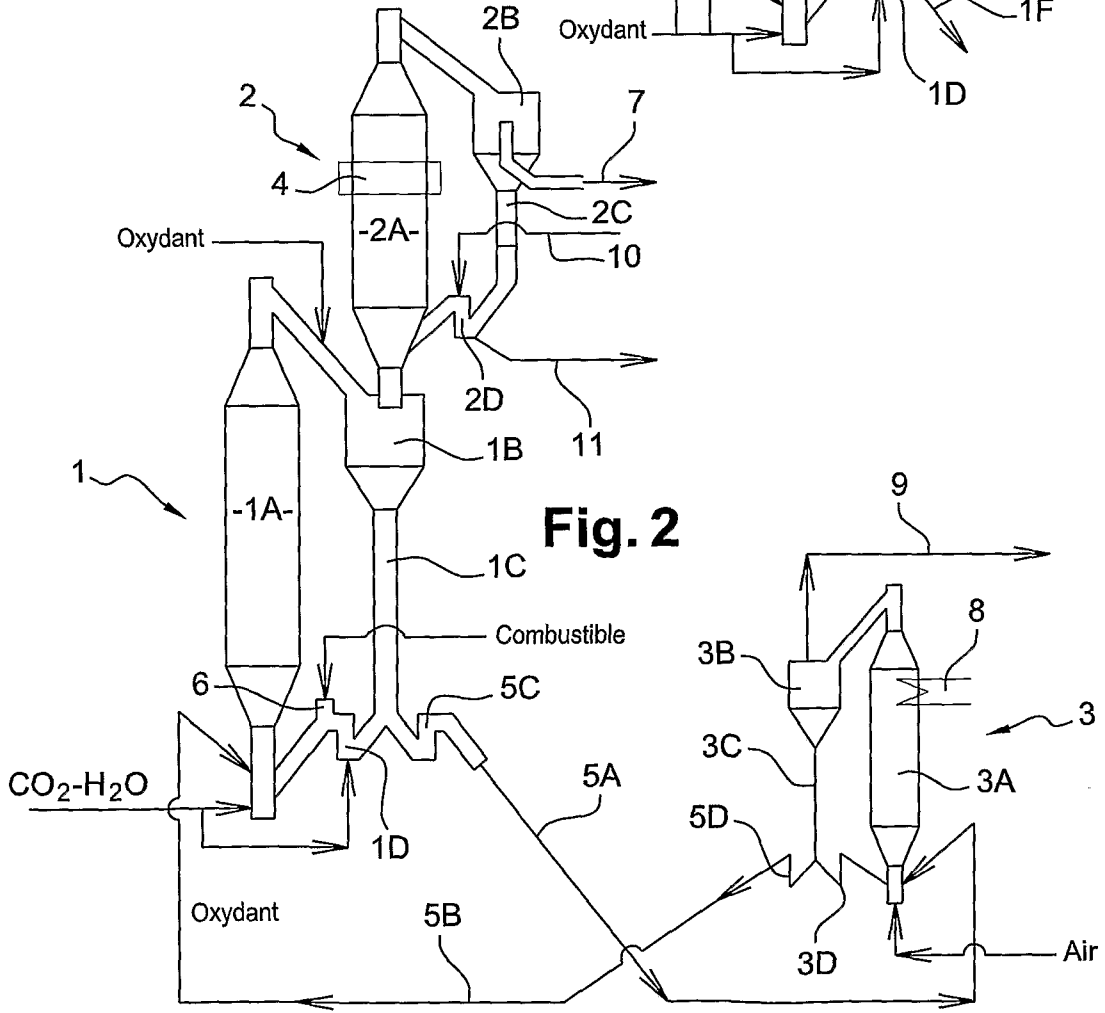
16. Installation selon la revendication précédente, caractérisée en ce que ledit double siphon latéral (30) est constitué par un tronçon vertical tuyauterie suivi d'un Y (31)  
10 incliné entre  $45^\circ$  et  $67,5^\circ$ , puis d'un té latéral (32, 33) présentant une course verticale qui est suivie d'un changement de direction de  $292,5$  à  $315^\circ$  par un deuxième té latéral (34, 35) et un coude (36, 37) ayant une sortie verticale (37, 38), et en ce que ledit  
15 double siphon possède une entrée des solides (ES), une double sortie des solides (SS) et un système de mise en fluidisation (GF).

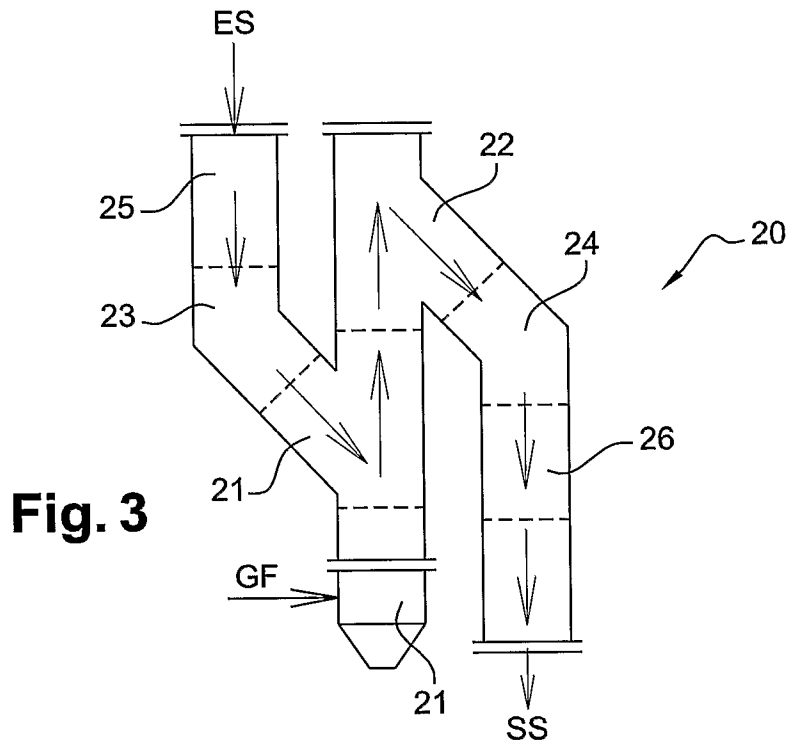
1/2

**Fig. 1**

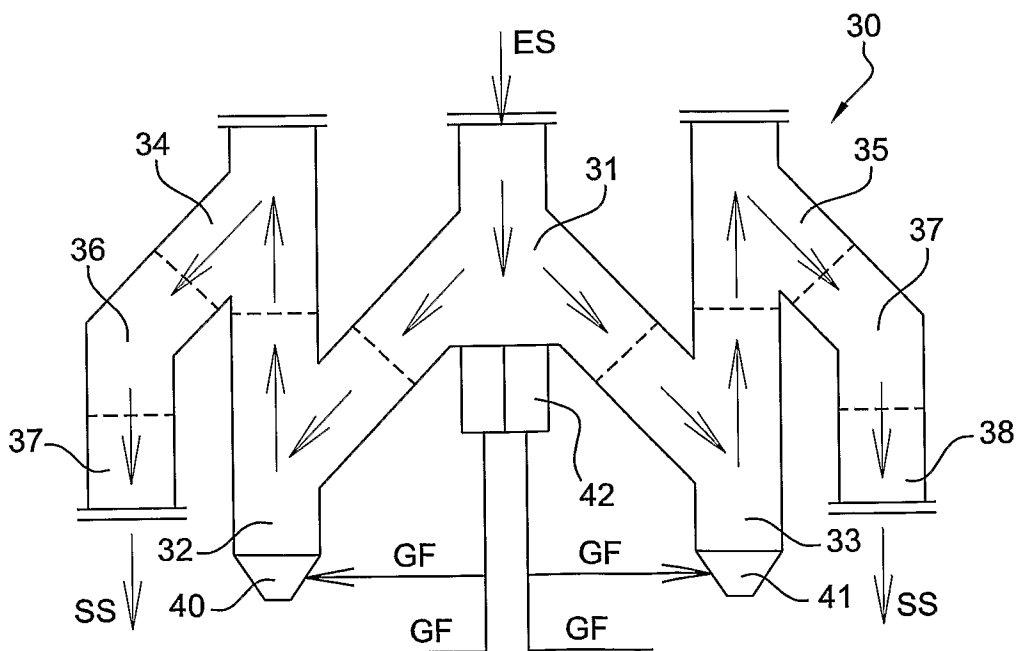


**Fig. 2**





**Fig. 3**



**Fig. 4**