

144

Procédé de fabrication de gaz à l'eau.

Société dite : STANDARD OIL DEVELOPMENT COMPANY résidant aux États-Unis d'Amérique.

Demandé le 5 août 1948, à 14^h 43^m, à Paris.

Délivré le 7 juin 1950. — Publié le 28 décembre 1950.

(Demande de brevet déposée aux États-Unis d'Amérique le 18 novembre 1947, au nom de M. Frank T. BARR. — Déclaration du déposant.)

L'invention concerne un procédé de fabrication de gaz à partir de substances carbonées non gazeuses et, plus particulièrement, de mélanges de gaz contenant de l'oxyde de carbone et de l'hydrogène, tels que le gaz à l'eau, à partir de substances carbonées solides, telles que le coke, divers charbons, les lignites, la tourbe, le schiste bitumineux, le coke d'huile, les sables goudronneux, les matières cellulose y compris la lignine, et autres.

On sait depuis longtemps qu'on peut transformer les combustibles solides tels que le charbon, le coke, et autres, en gaz plus précieux, plus faciles à manipuler et utilisés avec un meilleur rendement dans un plus grand nombre d'applications diverses. Une des transformations à l'état de gaz effectuées le plus souvent dans la pratique est celle dite de la préparation du gaz à l'eau, qui consiste à faire réagir des combustibles solides, tels que le charbon ou le coke de n'importe quelle provenance, avec la vapeur à une température d'environ 760 à 1.650° C, pour obtenir des mélanges de gaz à l'eau contenant de l'oxyde de carbone et de l'hydrogène en proportions variables qui dépendent principalement de la durée de contact, de la température de la transformation et du débit de vapeur. Etant donné que la réaction globale du gaz à l'eau est endothermique, il est nécessaire de lui fournir de la chaleur, ainsi qu'on le fait généralement par la combustion d'une partie de la charge de matières carbonées en présence d'un gaz oxydant, tel que l'air et/ou l'oxygène, à une température d'environ 870 à 1.650° C. La réaction de combustion peut s'effectuer en même temps que la réaction du gaz à l'eau ou en deux opérations séparées.

Le procédé du gaz à l'eau permet d'obtenir des mélanges de gaz de compositions et de pouvoirs calorifiques très variables. Tel quel, il convient parfaitement non seulement à la préparation de gaz combustibles de pouvoirs calorifiques variables,

mais encore à celle de gaz convenant aux opérations d'hydrogénation, en particulier à la synthèse catalytique des hydrocarbures et/ou des composés organiques oxygénés à partir de l'oxyde de carbone et de l'hydrogène, dans laquelle les proportions de H² : CO varient entre les limites étendues 0,5 à 5 volumes de H² par volume de CO, suivant la nature des produits qu'on désire obtenir.

Mais les applications industrielles du procédé du gaz à l'eau, en particulier dans les opérations d'hydrogénation et dans la préparation de gaz de synthèse, ont été notablement contrariées par les difficultés rencontrées, en particulier au point de vue de l'apport de chaleur, de la continuité de l'opération et des limitations de températures imposées par les bas points de fusion ou de ramollissement des cendres. Le problème de la continuité de l'opération a été résolu actuellement d'une manière satisfaisante par l'application de la technique dite des solides fluidifiés, qui consiste à faire réagir la charge carbonée sous forme de masse dense, turbulente, de matières solides à l'état de fine division fluidifiée par les réactifs et produits gazeux. En ce qui concerne l'apport de la chaleur, la chaleur nécessaire à l'opération est fournie par la combustion des matières carbonées dans le gazogène ou par circulation continue de la matière carbonée solide à l'état fluidifié dans un réchauffeur séparé dans lequel la chaleur est fournie par la combustion des constituants carbonés du résidu et par recirculation du résidu de la combustion solide fluidifié fortement chauffé, dans la zone de formation du gaz pour y apporter la chaleur nécessaire.

Lorsque la chaleur est fournie par la combustion de matières carbonées solides dans un gazogène en appliquant la technique des solides fluidifiés à la préparation continue du gaz à l'eau, le gaz oxydant doit être de l'oxygène très concentré plutôt que de l'air pour éviter de diluer le produit gazeux dans

une forte proportion d'azote. On remédie à cet inconvénient en produisant la quantité de chaleur nécessaire par la combustion dans un réchauffeur séparé, ainsi qu'il a été dit. Mais l'occlusion des gaz par les matières solides circulant entre le réchauffeur et le gazogène donne lieu à des difficultés considérables. On remédie à ces difficultés, dans d'autres procédés qui comprennent la circulation des matières solides entre différentes zones de réaction, en épurant les matières solides au moyen de gaz appropriés.

Par exemple, la vapeur est largement utilisée comme fluide d'épuration, dans les installations de cracking catalytique des fluides, pour éviter d'entraîner des gaz d'hydrocarbures occlus, de la chambre de réaction dans le régénérateur et inversement.

L'emploi de la vapeur à titre de fluide d'épuration dans les installations de préparation du gaz à l'eau ou du gaz de synthèse qui fonctionnent d'après la technique des solides fluidifiés et comprennent un réchauffeur et gazogène, devient compliqué du fait que la vapeur est aussi un réactif dans l'opération. L'emploi d'un gaz inerte doit être évité, car il donne lieu à la dilution du gaz du produit, ce qui est un résultat fâcheux. A part la vapeur d'eau, on ne dispose d'aucune autre vapeur inerte peu coûteuse qui puisse être facilement séparée du produit gazeux.

Or, on a découvert qu'il est possible, dans la préparation du gaz de synthèse ou du gaz à l'eau à partir de matières carbonées solides fluidifiées qu'on fait circuler entre un réchauffeur et un gazogène, de réaliser une épuration satisfaisante permettant d'éviter une dilution inutile du produit gazeux par les gaz brûlés sortant du réchauffeur et les pertes du produit gazeux entre le gazogène et le réchauffeur, au moyen des matières elles-mêmes qui sont utilisées ou produites dans l'opération. Suivant l'invention, la vapeur est utilisée pour épurer les matières solides chaudes circulant du réchauffeur au gazogène et, pour épurer les matières solides relativement froides qui circulent du gazogène au réchauffeur on utilise un gaz qui contient un élément inerte, en particulier un oxyde de carbone, qui est obtenu de préférence en amenant ces matières solides relativement froides en contact avec un gaz d'épuration oxydant, contenant de l'oxygène libre, tel que l'air.

La vapeur, qui vient en contact avec les matières solides circulant du réchauffeur au gazogène, réagit avec les constituants carbonés des matières solides pour former du gaz à l'eau, de la même manière que par la réaction qui s'accomplit dans le gazogène. Mais cette formation est un avantage plutôt qu'un inconvénient, car le volume du gaz d'épuration est ainsi à peu près doublé. On règle le degré d'épuration ainsi obtenu de façon à remplacer, dans la mesure la plus avantageuse possible, les

gaz brûlés occlus au début, par le courant de matières solides en circulation sortant du réchauffeur, et à réduire au minimum la perte au passage dans le réchauffeur du produit gazeux engendré dans le courant en circulation. Les quantités de vapeur qui ne sont pas transformées en produit gazeux au cours de l'opération d'épuration, agissent aussi évidemment comme agent d'épuration et leurs pertes, soit par renversement du sens de circulation en retour dans le réchauffeur, soit par entraînement par les matières solides en circulation vers le gazogène, ne sont pas appréciables. De plus, en opérant dans ces conditions, il n'est pas nécessaire d'augmenter la quantité de combustible, ni d'adopter un taux de combustion plus fort, ni d'augmenter les dimensions du réchauffeur, ni la vitesse de circulation des matières solides chaudes, ni de régler à une valeur plus élevée les débits et les capacités, car le gaz d'épuration qui a remplacé les gaz brûlés dans les matières solides en circulation est transporté dans le gazogène dans lequel il se réunit au produit gazeux qui s'y forme et augmente ainsi la quantité du produit gazeux obtenu par l'opération.

Ainsi qu'il a déjà été dit, l'air est le fluide d'épuration qu'on adopte de préférence pour les matières solides en circulation qui sortent du gazogène pour être réchauffées. Le but de l'épuration est, dans ce cas, de déplacer le produit gazeux précieux occlus par un gaz en principe indésirable. La vapeur d'eau ne peut pas servir d'une manière efficace à cet effet, étant donné qu'elle réagit avec les éléments carbonés des matières solides en circulation en formant un supplément de produit gazeux, et que le but de l'épuration ne serait pas atteint. La quantité d'air utilisé dans cette opération d'épuration peut être réglée de façon à déplacer dans la plus large mesure possible le produit gazeux occlus et à le ramener dans le gazogène proprement dit, tandis que, en même temps, on maintient à une valeur minimum cette quantité d'air ou du produit de sa réaction qui peut arriver dans le gazogène et se mélanger avec le produit gazeux.

L'emploi de l'air à titre d'agent d'épuration des matières solides en circulation extraites du gazogène, peut donner lieu à la combustion des éléments carbonés de ces matières solides. Mais, comme précédemment, cette combustion n'est pas un inconvénient étant donné que la matière solide en circulation doit être conduite au réchauffeur dans lequel on fait arriver une quantité d'air supplémentaire pour fournir la quantité de chaleur nécessaire à l'opération par une nouvelle combustion des éléments combustibles des matières solides en circulation. Il n'est pas nécessaire de fournir une quantité de chaleur supplémentaire, d'augmenter la quantité d'air de combustion ni la vitesse de circulation des matières solides, étant donné que la totalité de la

chaleur ainsi dégagée est finalement utilisée dans l'opération.

Bien que l'air soit le gaz d'épuration choisi de préférence pour les matières solides circulant du gazogène au réchauffeur, les gaz brûlés, sortant par exemple du réchauffeur, peuvent aussi être utilisés comme agent d'épuration de ces matières solides en circulation. Dans ce cas, aucune réaction ne s'accomplit entre le fluide d'épuration et les matières solides en circulation. On se débarrasse finalement de l'agent d'épuration dans le réchauffeur dans lequel il se mélange avec d'autres gaz brûlés et d'où il sort à la manière ordinaire. Ce mode opératoire, qui a l'avantage de ne donner lieu à aucune réaction dans la colonne de charge et dans l'épurateur, nécessite une circulation d'une quantité de gaz brûlé un peu plus forte et, par suite, les dimensions du réchauffeur doivent être un peu plus grandes.

On comprend que le déplacement du gaz occlus initial par le fluide d'épuration n'est pas une solution théoriquement parfaite, qu'une certaine quantité de ce gaz initialement occlus est entraînée avec les matières solides en circulation et qu'une certaine quantité du gaz d'épuration pénètre dans la zone de réaction d'où sont extraites les matières solides en circulation à épurer. Mais on peut réduire au minimum cet écart par rapport à la solution théoriquement parfaite au moyen de récipients d'épuration de grande longueur convenablement pourvus de chicanes, conformément aux dispositions connues dans la technique.

La nature et les caractéristiques générales de l'invention ayant été indiquées ci-dessus, elle est facile à comprendre d'après la description détaillée qui en est donnée ci-après en référence au dessin annexé, qui représente une forme de réalisation choisie de préférence d'une installation propre à sa mise en œuvre.

L'installation représentée au dessin comprend en principe un gazogène 20 et un réchauffeur 80 contenant des parties d'épuration 25 et 35 respectivement, dont le fonctionnement et la coopération sont décrits ci-après en prenant comme exemple la fabrication d'un gaz de synthèse dont les proportions de H² et CO sont d'environ 1 : 1 en partant directement du charbon. Il doit être cependant bien entendu qu'on peut préparer un gaz à l'eau de la même composition, ou d'une composition différente, à partir d'autres matières solides carbonées, telles que le coke, le schiste, et autres, d'une manière généralement analogue.

On suppose, à titre d'exemple, que l'installation représentée est destinée à produire environ 4.956.000 m³ d'un mélange de H² et CO en proportions approximatives de 1,25:1 en partant d'un charbon bitumineux dont la teneur en humidité est d'environ 2,9 %, le pouvoir calorifique d'environ

7.056 calories et dont la composition est à peu près la suivante :

C	73,8 %	en poids
H ²	5,3 %	—
N ²	1,5 %	—
O ²	8,1 %	—
S	1,1 %	—
Condres	10,2 %	—
	100,0 %	—

On broie environ 2,760 tonnes de ce charbon par jour dans un broyeur 1 en particules dont environ 50 % passent à travers un tamis à mailles de 0,3 mm. On fait monter ou on transporte d'une manière quelconque appropriée, par une conduite 3, le charbon en particules de grosseur appropriées dans une trémie 5. En sortant de cette trémie, le charbon est transporté par des conduites 7 et 9 et un transporteur à vis sans fin 11, sous une pression d'environ 3,8 kg./cm² dans un gazogène 20, avec un débit d'environ 115 tonnes par heure. La charge de charbon entre dans le gazogène 20 en un point situé au-dessus d'une grille de distribution 15 disposée dans la partie inférieure du gazogène 20. La grille 15 entoure une zone d'épuration contenant plusieurs chicanes verticales concentriques 27.

En même temps que le charbon, une conduite 29 et un distributeur 31 introduisent dans le gazogène 20 une quantité d'environ 84.960 à 96.800 m³ de vapeur par heure, préchauffée à une température d'environ 593° C et sous une pression d'environ 3,8 kg./cm², ainsi qu'on le verra en détail plus loin. Le gazogène 20 est construit de façon que cette vapeur pénètre dans la partie principale du gazogène à travers la grille 15, à une vitesse d'environ 0,15 à 0,60 m./sec., qui est suffisante pour maintenir les matières solides au-dessus de la grille 15 sous forme de masse dense, turbulente, analogue à un liquide en ébullition, et s'élevant jusqu'à un niveau supérieur nettement défini L₂₀. Cette masse est maintenue à une température d'environ 982° C par l'arrivée des matières solides chauffées à haute température, provenant du réchauffeur 80, ainsi qu'on le verra plus loin.

La totalité du produit gazeux, qui atteint environ 5.947.000 m³ par jour et peut contenir environ 300 tonnes par jour de fines solides entraînées, est extraite à la partie supérieure à partir du niveau L₂₀ sous une pression d'environ 3,5 kg./cm² par un tuyau 33. La composition de la totalité du gaz du tuyau 33 peut être à peu près la suivante :

H ²	46,5 vol. %
CO	37,3 —
CO ²	2,6 —
CH ⁴	4,7 —
N ²	3,8 —
H ² O	4,8 —
S (à l'état de H ² S)	0,3 —

Ce gaz passe dans un échangeur de chaleur 35 dans lequel il préchauffe la vapeur du traitement et d'épuration amenée par une conduite 33 sous une pression d'environ 4,5 kg./cm² en quantité d'environ 2.407.000 m³ par jour ou d'environ 75.700 kg. par heure. La vapeur préchauffée à une température d'environ 593° C, sort de l'échangeur de chaleur 35 par la conduite 37 et 90 % environ de cette vapeur préchauffée passe par la conduite 29 et arrive dans le gazogène 20, ainsi qu'il a été décrit.

Le produit gazeux ainsi refroidi à environ 315° C peut alors passer par la conduite 39, sous une pression d'environ 3,62 kg./cm² dans un second échangeur de chaleur 41, qui peut servir par exemple à réchauffer le produit gazeux, une fois H₂S et CO₂ éliminés, à une température d'environ 315° C qui convient à l'élimination du soufre organique par un procédé catalytique quelconque connu. Ce gaz de synthèse à réchauffer peut ensuite entrer dans l'échangeur de chaleur 41 par une conduite 43, à une température d'environ 149° C et en sortir par une conduite 45 à une température d'environ 315° C.

Le produit gazeux, qui peut sortir de l'échangeur de chaleur 41 par une conduite 47 à une température d'environ 663° C et sous une pression d'environ 3,58 kg./cm², passe ensuite dans une chaudière à vapeur perdue 49 susceptible de produire 52.100 kg. de vapeur par heure sous une pression d'environ 21,0 kg./cm², qui en sort par une conduite 51 qui est utilisée dans l'opération. Le produit gazeux, qui est maintenant refroidi à une température d'environ 260° C, passe par une conduite 53 sous une pression d'environ 3,5 kg./cm², et arrive dans un cyclone 55 dans lequel la majeure partie des matières solides entraînées, c'est-à-dire environ 200 tonnes par jour, se séparent pour revenir dans le gazogène 20 par une conduite 57. Pour éliminer le reste des matières solides entraînées et abaisser la température du gaz à une valeur convenant à l'élimination de CO₂ et H₂S, on peut faire passer le produit gazeux par une conduite 59 dans un épurateur à eau 60, qui peut être alimenté avec une quantité totale d'environ 15.140 litres d'eau à 29° C par minute pour épurer et refroidir le gaz. Une suspension de matières solides dans l'eau sort par une conduite 61 pour être utilisée d'une manière quelconque appropriée. Le produit gazeux est extrait par une conduite 63 à une température d'environ 33° C et sous une pression d'environ 3,37 kg./cm². Ce gaz humide, en quantité d'environ 5,664,000 m³ par jour, et contenant environ 4,956,000 m³ par jour d'un mélange de H₂ et CO en proportion de 1,25 : 1, peut être purifié davantage par élimination du CO₂ et du soufre et peut alors être utilisé à la synthèse des hydrocarbures.

Si l'on considère de nouveau le gazogène 20, le

résidu solide fluidifié de gazéification est extrait à la partie inférieure sous la pression pseudo-hydrostatique de la couche de matières solides fluidifiées au-dessus de la grille 15, en passant dans les espaces concentriques formés par les cloisons concentriques 27 de la zone d'épuration 25. En même temps, on souffle de l'air de bas en haut dans ces espaces concentriques, de façon à débarrasser le résidu de gazéification carboné fluidifié du produit gazeux occlus et de la vapeur suivant l'invention. La quantité de matières solides passant dans la zone d'épuration 25 peut être d'environ 175 tonnes par minute. Pour séparer convenablement cette quantité de matières solides, on élève la pression d'environ 54.300 m³ d'air refoulé par un compresseur d'air 65 en le faisant passer dans un compresseur 67, à une valeur de 3,93 kg./cm² et on le fait passer par des conduites 69 et 71 dans la zone d'épuration 25, de préférence après l'avoir préchauffé par les gaz brûlés sortant du réchauffeur 80 dans un échangeur de chaleur 70 à une température d'environ 649° C. Dans ces conditions, le produit gazeux occlus est déplacé d'une manière pratiquement complète dans la zone d'épuration 25 par l'air dont l'oxygène qu'il contient a réagi avec le carbone en formant des oxydes du carbone, c'est-à-dire des gaz brûlés sur place. Un autre avantage de l'emploi de l'air au lieu de la vapeur ou un gaz brûlé extérieur consiste dans le fait que cette réaction avec le carbone est exothermique et que la chaleur ainsi dégagée est directement utilisée dans l'installation par l'intermédiaire du réchauffeur 80.

Les matières solides fluidifiées sont extraites avec le gaz brûlé entraînés, de la zone d'épuration 25 par une conduite 73 à la partie inférieure et sont en suspension dans la conduite 75 dans l'air refoulé par le compresseur 65, par des conduites 66 et 68, sous une pression d'environ 2,8 kg./cm². Cet air est de préférence préchauffé dans un échangeur de chaleur 72 à une température d'environ 649° C, par échange de chaleur avec le gaz brûlé sortant du réchauffeur 80, ainsi qu'on le verra mieux plus loin. L'air arrivant par la conduite 75 sert à entretenir la combustion voulue dans le réchauffeur 80 qui fournit sensiblement la totalité de la chaleur nécessaire dans l'installation. Environ 5.097.600 m³ d'air par jour sont suffisants à cet effet, dans les conditions indiquées dans le présent exemple.

La suspension diluée du résidu carboné de gazéification dans l'air formée dans la conduite 75 s'élève par la conduite 75 et un distributeur 77 sous les actions combinées de la pression de l'air et de la pression pseudo-hydrostatique des matières solides fluidifiées au-dessous du niveau L₀, et pénètre dans l'espace annulaire inférieur qui entoure la zone d'épuration 85 du réchauffeur 80 et, de là, à travers une grille de distribution 83, dans la partie principale du réchauffeur 80. Le réchauffeur 80

est construit de façon que le gaz pénètre dans sa partie principale à une vitesse superficielle d'environ 0,15 à 0,60 m./sec. à laquelle les matières solides entraînés forment une masse dense, turbulente, fluidifiée, au-dessus de la grille 83, jusqu'à un niveau supérieur nettement défini L_{80} . La température dans le réchauffeur 80 est maintenue de préférence à une valeur d'environ 1.033° C et la pression à environ 2,46 kg./cm².

Les gaz brûlés chauds contenant environ 400 tonnes par jour de matières solides entraînées sortent du réchauffeur 80 par une conduite 87 et arrivent dans l'échangeur de chaleur 70 dans lequel ils préchauffent l'air d'épuration arrivant par le tuyau 69, comme précédemment décrit. Les gaz brûlés refroidis en partie, passent alors, par une conduite 89, et à une température d'environ 760° C et sous une pression d'environ 2,46 kg./cm², dans l'échangeur de chaleur 72 dans lequel ils préchauffent l'air de combustion arrivant par le tuyau 68. Les gaz brûlés sortant de l'échangeur de chaleur 72 passent par une conduite 91 à une température d'environ 593° C et arrivent dans une chaudière à chaleur perdue 93 où ils produisent la vapeur du traitement dont la quantité journalière peut être d'environ 36.300 kg. à 21 kg./cm² de pression, et qui passe par un conduit 95 pour être utilisée à volonté. Les gaz brûlés ainsi refroidis à une température d'environ 316° C arrivent finalement dans un cyclone 99 par une conduite 97 sous une pression d'environ 2,32 kg./cm². On peut recueillir environ 275 tonnes de matières solides par jour dans le cyclone 99 et les renvoyer par des conduites 101 et 75 dans l'installation, pour y maintenir la quantité nécessaire du véhicule de chaleur solide. On peut éliminer de l'installation, par une conduite 103, toute proportion désirée de matières solides. Les gaz brûlés peuvent s'échapper du cyclone 99 par une conduite 105 à une température d'environ 316° C.

Si l'on revient au réchauffeur 80, 175 tonnes environ de résidu de la combustion, solide fluidifié, chaud, passent par minute de haut en bas sous la pression pseudo-hydrostatique des matières solides fluidifiées au-dessus de la grille 83, à travers les espaces concentriques formés par les chicanes concentriques 86 de la zone d'épuration 85. En même temps, suivant l'invention, on fait passer de bas en haut environ 113.280 à 233.200 m³ par jour de vapeur amenée par la conduite 37 à une température de préchauffage d'environ 393° C. par une conduite 107 et un distributeur 109, dans les espaces concentriques de la zone d'épuration 85, pour débarrasser les matières solides, qui circulent à contre courant, de l'air et des gaz brûlés occlus. Dans les conditions indiquées, la vapeur se transforme en grande partie en H² et CO, en doublant ainsi sensiblement le volume du fluide d'épuration

initial. Une faible proportion seulement du gaz d'épuration, par exemple d'environ 10 à 25 %, pénètre dans la partie principale du réchauffeur 80, en provenance de la zone d'épuration 85. D'autre part, la vapeur, H² et CO, entraînés par les matières solides extraites de la zone 85, s'écoulent avec les matières solides à travers une conduite d'évacuation, à la partie inférieure 111, et une colonne de charge 113 dans le gazogène 20 dans lequel ils peuvent être utilisés sous forme de produit gazeux. Les matières solides chaudes qui circulent à travers la colonne de charge 113 jusqu'au gazogène 20, fournissent à ce dernier la totalité de la chaleur nécessaire en plus de la chaleur de préchauffage des matières solides et de la vapeur. On peut faciliter la circulation des matières solides dans la colonne de charge 113 en y faisant arriver de faibles quantités de vapeur par une ou plusieurs conduites 115.

Bien que des valeurs numériques précises aient été indiquées dans l'exemple précédent pour les diverses conditions de l'opération, telles que la température, la pression, le débit des gaz et des matières solides, etc., il doit être bien entendu que l'invention n'est pas limitée à ces valeurs qui n'ont été indiquées qu'à titre d'exemple et qui peuvent varier entre des limites assez étendues suivant la nature de la charge de matières solides, du produit gazeux qu'on désire obtenir, et de la conception particulière de l'installation, comme le comprendront les spécialistes. Si l'on désire charger du coke au lieu du charbon dans le gazogène 20, on peut interposer une chambre de cokéfaction appropriée, du type fluidifié, entre la trémie 1 et le gazogène 20, en principe comme décrit dans la demande de brevet français déposée par la demanderesse le 23 juin 1947 et intitulée « Fabrication de gaz à l'eau ». Il convient de se reporter spécialement à cette demande de brevet en ce qui concerne les modifications possibles du fonctionnement et de la forme de construction de l'installation, par exemple le remplacement du transporteur mécanique par des colonnes de charge, les détails mécaniques des zones d'épurateurs, l'addition de véhicules de chaleur solides, inertes, aux matières solides en circulation pour améliorer les conditions de la combustion dans le réchauffeur 80, et autres. D'autres variantes de l'installation représentées sur le dessin sont évidentes pour les spécialistes, et restent conformes au principe de l'invention qui ne doit pas être considérée comme limitée à la forme de réalisation représentée et décrite, qui n'a été choisie qu'à titre d'exemple.

RÉSUMÉ.

Procédé de fabrication de mélanges de gaz contenant de l'oxyde de carbone et de l'hydrogène, à

partir de matières solides carbonées et de vapeur, qui consiste à mettre la vapeur, en contact avec une masse dense, fluidifiée, analogue à un liquide en ébullition, de matières carbonées à l'état de fine division, dans une zone et à une température de gazéification, à faire circuler le résidu de gazéification carboné à l'état de fine division de cette zone de gazéification dans une zone de combustion du type fluidifié et à faire circuler le résidu de la combustion chauffé, à l'état de fine division, de la zone de combustion à la zone de gazéification, pour y apporter la quantité de chaleur nécessaire, ce procédé étant caractérisé par les points suivants, séparément ou en combinaisons :

1° On épure le résidu de gazéification, sortant de la zone de gazéification, par un gaz contenant un élément inerte, de façon à déplacer le produit gazeux occlus par le résidu de gazéification et à le ramener dans la zone de formation du gaz, et on épure le résidu de la combustion sortant de la zone de combustion, avec de la vapeur et les produits de sa réaction avec le résidu de la combustion, de façon à déplacer les gaz de la combustion occlus par le résidu de la combustion et à les ramener dans la zone de combustion;

2° Le gaz contenant un élément inerte consiste dans un oxyde de carbone provenant de l'épuration du résidu de gazéification par un gaz contenant de l'oxygène libre;

3° Le gaz contenant de l'oxygène libre subit un préchauffage par échange de chaleur avec les gaz brûlés sortant de la zone de combustion;

4° Ce gaz est le même que celui qui entretient la combustion dans la zone de combustion;

5° La vapeur d'épuration subit un préchauffage par échange de chaleur avec le produit gazeux sortant de la zone de gazéification;

6° La matière carbonée solide est le charbon;

7° On fait passer le résidu de gazéification, à l'état de fine division, de la zone de gazéification, de haut en bas, dans une zone d'épuration, comprenant plusieurs zones d'épuration concentriques, sensiblement verticales, et on le met en contact avec le gaz contenant un élément inerte et circulant de bas en haut dans ces zones;

8° Le résidu de la combustion, à l'état de fine division, passe de haut en bas de la zone de combustion dans une zone d'épuration qui comprend plusieurs zones d'épuration concentriques, sensiblement verticales, et on le met en contact avec la vapeur d'épuration circulant de bas en haut sur ces surfaces;

9° Une proportion notable de la vapeur d'épuration et des produits de sa réaction sont entraînés par le résidu de la combustion dans la zone de gazéification;

10° Une notable proportion au moins de l'oxyde du carbone du gaz contenant un élément inerte est entraînée par le résidu de gazéification dans la zone de combustion;

11° On règle l'opération de façon à rendre insignifiante la quantité de vapeur d'épuration entrant dans la zone de combustion;

12° On règle l'opération de façon à rendre insignifiante la quantité de l'oxyde du carbone d'épuration pénétrant dans la zone de gazéification;

13° L'oxyde du carbone du gaz contenant un élément inerte est produit dans la zone de combustion.

Société dite :

STANDARD OIL DEVELOPMENT COMPANY.

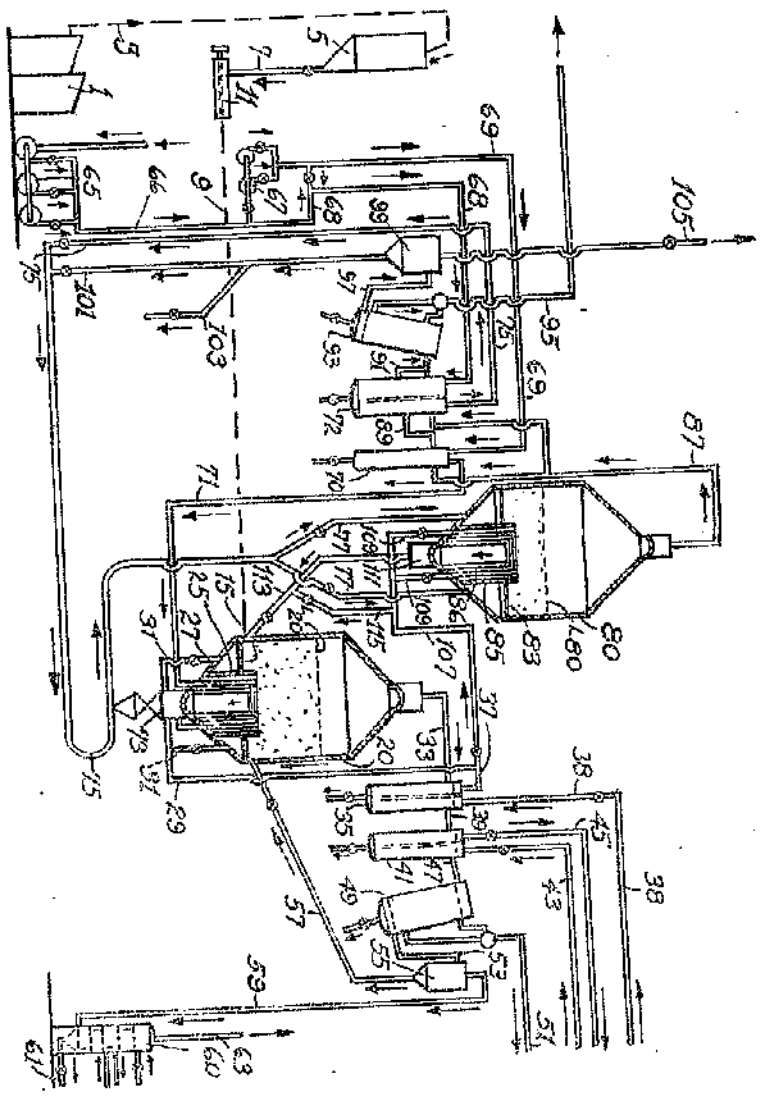
Par représentation :

SIMONNOZ, RINUT, BRUNDELL et PONT.

N° 970,040

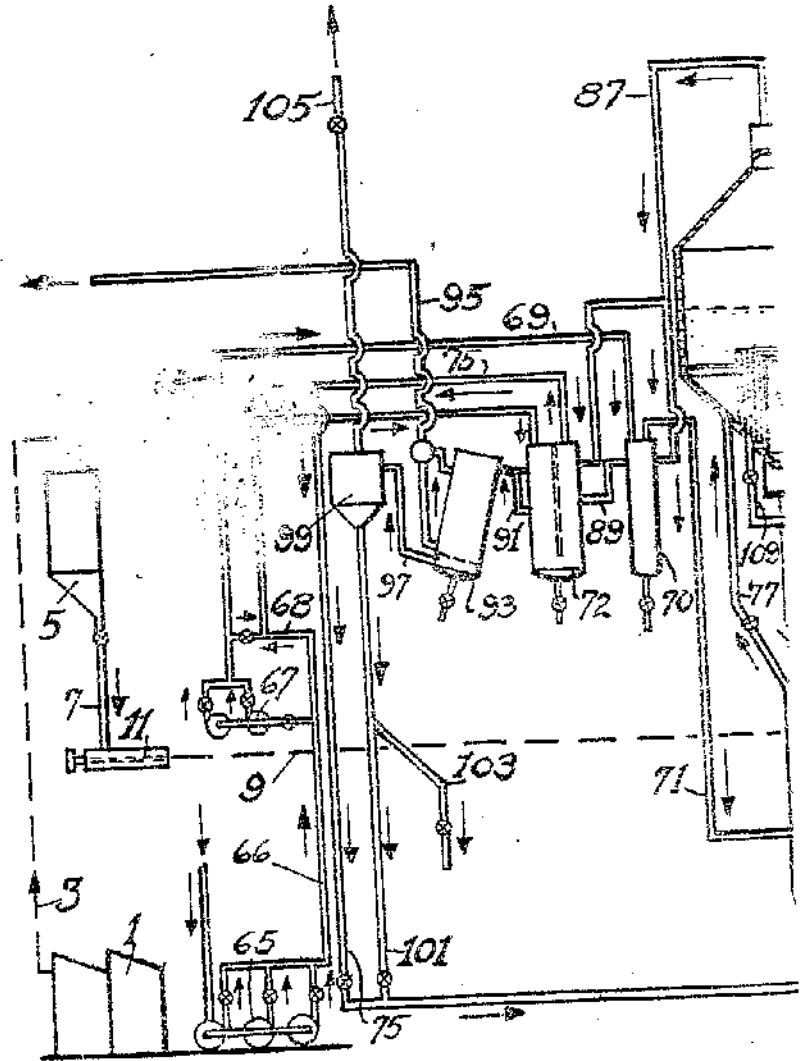
Société dite:
Standard Oil Development Company

Pl. unique



N° 970.040

Société de
Standard Oil Develop



Société dite :
Standard Oil Development Company

Pl. unique

