

Production de gaz à partir de charbons non cokéfiant

Travaux de la Ruhrgas A. G.
dans le domaine de la distillation et de la gazéification (1)

K. TRAENCKNER, Essen

Traduit de « Gas- und Wasserfach » du 1er octobre 1952 par INICHAR

La demande mondiale en énergie augmente parallèlement avec le progrès de la civilisation et l'accroissement de la population. Pour satisfaire à cette demande continuellement croissante, on dispose des différentes formes, dites primaires, de l'énergie: houille, bois, eau, huile, pétrole.

En Allemagne, la houille seule intervient pour 92 % dans la couverture des besoins énergétiques.

La production charbonnière peut-elle suivre cette augmentation croissante de la demande d'énergie ? Ce n'est pas le cas. Il est établi que les quantités de charbon disponibles pour la couverture des besoins énergétiques allemands sont restées sensiblement constantes au cours des vingt dernières années. Aussi ne faut-il pas compter, pour l'avenir, sur une augmentation importante de ces disponibilités. Dès lors, le fait que la demande croissante d'énergie a été satisfaite alors que la quantité d'énergie sous sa forme primaire restait constante, s'explique uniquement par une amélioration du rendement d'utilisation.

Les porteurs d'énergie primaire que sont les combustibles solides peuvent, soit être utilisés tels quels pour satisfaire aux besoins énergétiques, soit être transformés en une forme plus noble d'énergie ou de porteur d'énergie (électricité - gaz). On peut affirmer que, dans les pays civilisés, il existe une tendance générale croissante à utiliser de l'énergie ou des porteurs d'énergie nobles. Ainsi, pour le territoire de la République fédérale, alors qu'en 1900 le pourcentage d'énergie disponible sous forme de gaz était de 0,7 %, il a atteint presque 10 % en 1950.

C'est à cette proportion croissante d'énergie noble que nous devons aussi d'avoir pu couvrir les besoins énergétiques sans augmentation sensible des énergies primaires.

En effet, cet ennoblissement de l'énergie s'effectue avec un certain rendement, c'est-à-dire avec une perte; mais le rendement lors de l'utilisation de cette énergie noble est tellement supérieur à celui de

l'utilisation de l'énergie primaire, que l'on dispose d'un nombre de calories utiles bien plus élevé. Ainsi, l'utilisation croissante d'énergie ennoblée est non seulement la conséquence d'un certain désir de luxe ou d'un plus grand confort, mais cette évolution doit nécessairement se poursuivre si l'on veut à l'avenir continuer à couvrir des besoins énergétiques croissants avec une production approximativement constante d'énergie primaire.

Tenant compte de l'augmentation continue des besoins de gaz, on doit à première vue se réjouir de ce que le rendement de la transformation soit si satisfaisant; en effet, on a calculé que le rendement thermique de la production de gaz par cokéfaction du charbon, c'est-à-dire par dégazage, dépassait 84 %. Malheureusement, cet excellent rendement est dû en grande partie à la production de coke à haut pouvoir calorifique qui représente déjà environ 70 % de l'énergie contenue au départ dans le charbon, alors que le gaz produit n'en contient pour sa part que 11 %. Il est donc certain qu'une substantielle augmentation de la production de gaz de cokerie n'est possible que s'il existe des débouchés intéressants et suffisants pour le coke produit. Avant la crise coréenne, on notait déjà une surproduction de coke. D'après des estimations actuelles, on doit admettre que les besoins de gaz ont augmenté, au cours des cinq dernières années, de 3,5 milliards de m³ par an. Ce volume de gaz de cokerie, correspondrait, suivant le procédé employé, à une production de coke de 3,5 à 6 millions de tonnes par an, c'est-à-dire à peu près le double du tonnage produit actuellement par les usines à gaz de la République fédérale. Il est donc évident que la production de gaz supplémentaire n'est possible que par des procédés qui ne produisent pas simultanément du coke comme produit associé. On range sous la dénomination « coke » les qualités vendables, résistant au choc, à l'abrasion et au transport.

Mais, ce sont les bénéfices réalisés par la vente du coke qui permettent de couvrir les frais de production actuelle du gaz. Si l'on ne veut pas nuire à la base économique de la production du gaz, la disparition des bénéfices de la vente du coke doit

(1) D'après le rapport de l'Assemblée générale annuelle de la « Deutsches Gas- und Wasserfach » - Essen 1952.

être compensée par une diminution du prix de revient du gaz. On pense en premier lieu à un abaissement du prix du charbon résultant de l'emploi d'un combustible de moindre valeur, fort cendreux, à haut rendement en gaz et exigeant des frais de préparation moins élevés; il y aurait lieu également de diminuer les frais d'investissement en utilisant des installations ayant une capacité de traitement maximum.

Les nouveaux procédés destinés à la production d'une quantité supplémentaire de gaz doivent donc être établis sur les bases suivantes :

- 1) ne pas produire de quantités supplémentaires de coke,
- 2) réserver la plus grande liberté dans le choix du combustible à traiter,
- 3) par rapport à ce qui s'est fait jusqu'à présent en matière de production, travailler dans des conditions économiques au moins aussi favorables, en particulier en ce qui concerne le charbon et l'énergie.

En raison de l'étroite dépendance de ces nouveaux procédés d'ennoblissement avec l'exploitation et l'extraction du charbon, leur développement et leur exploitation pratique incombent en premier lieu aux charbonnages; la Ruhrgas A.G. s'est cependant intéressée depuis 1936 au développement de ces nouveaux procédés d'obtention du gaz. Elle fut forcée, malgré elle, d'arrêter les recherches pendant la guerre et les installations expérimentales furent détruites. C'est en 1948 seulement que fut reformée la section d'étude et que de nouvelles installations d'essais furent créées, de sorte que, actuellement, les travaux ont été repris très activement. Ceux-ci sont orientés dans trois directions principales, pleines de promesses, savoir :

I. — La gazéification de charbons pulvérisés par fluidisation à l'air, pour l'obtention de gaz pauvre.

II. — La gazéification sous pression de charbons cendreux, en lit fixe, avec emploi d'oxygène et de vapeur.

III. — La distillation et la gazéification continues de charbon fin par porteurs de chaleur solides, sans emploi d'oxygène.

I. — GAZEIFICATION DE POUSSIER DE CHARBON PAR FLUIDISATION A L'AIR POUR L'OBTENTION DE GAZ PAUVRE

Considérations économiques et techniques.

A première vue, la production de gaz pauvre est sans intérêt économique pour l'industrie gazière. Il n'en est rien; un procédé de l'espèce permet en effet de libérer dans le plus court délai de grandes quantités de gaz de consommation et, ce qui est aujourd'hui particulièrement important, avec des moyens d'établissement les plus réduits. Les cokeries de la Ruhr emploient encore aujourd'hui environ 32 % du gaz produit pour le chauffage de leurs fours. Chaque jour, elles brûlent ainsi 11,7 millions de m³ de gaz riche, dont au moins 6 millions (environ 2,1 milliards de m³/an) pourraient être remplacés par du gaz pauvre. Sans doute, il

existe déjà un certain nombre de cokeries équipées de générateurs de gaz pauvre, obtenu par gazéification de coke en morceaux et destiné au chauffage des fours. Mais, à cause de la haute valeur du coke, le prix de la calorie est sensiblement plus élevé pour le gaz de générateur alimenté en coke que pour le gaz de cokerie. C'est pourquoi, pour des raisons économiques, le remplacement du gaz de chauffage par du gaz de générateur à coke ne peut être retenu comme procédé de base. Bien entendu, certains besoins de pointe peuvent être couverts par cette méthode; ils le seront dans l'avenir, comme aujourd'hui.

On sait que le prix de 1000 Kcal est sensiblement plus bas pour le charbon que pour le coke; ceci est surtout vrai pour des charbons riches en ballast; c'est pourquoi, ceux-ci conviennent particulièrement à la production de gaz par gazéification intégrale. La nécessité d'être le plus libre possible dans le choix du charbon et, d'autre part, d'atteindre une capacité de traitement maximum indique dès l'abord les procédés de gazéification de poussier comme les plus adéquats. En effet, pour atteindre un taux de gazéification élevé, l'emploi du poussier s'indique car la surface des combustibles solides, là où se déroule la réaction du carbone avec le comburant gazeux, est au moins 200 fois plus élevée pour du charbon pulvérulent que pour la même quantité de charbon en morceaux. Mais, pour utiliser à fond cet avantage, il faut qu'une quantité suffisante de gaz réacteur puisse venir en contact avec cette surface extérieure plus développée. Il importe, pour la réaction de gazéification du carbone qui se déroule à la surface de séparation des deux phases, de créer la vitesse relative la plus élevée possible entre les grains de combustible et le comburant et d'obtenir ainsi une vitesse de gazéification considérable grâce à l'important échange entre les éléments.

C'est tout à fait le cas lors de la gazéification en lit fixe de combustible en morceaux; ce n'est nullement le cas dans la gazéification de poussier en suspension, lorsque les particules de charbon sont portées par un courant laminaire de gaz réacteur. Du fait de la faible différence de vitesse entre le gaz support et les particules de charbon, l'échange de matières est trop réduit entre la surface extérieure du carbone et le gaz de réaction. C'est la raison pour laquelle les procédés de gazéification de poussier en flux gazeux à peu près laminaire donnent si peu de satisfaction. Avec des combustibles aussi lents à réagir que les charbons, la durée de réaction nécessaire à une gazéification du charbon intéressante en pratique aurait conduit à prévoir des volumes de chambres de réaction atteignant des dimensions antiéconomiques.

Pour la gazéification de poussier de charbon, il faut créer une vitesse relative en faisant intervenir des forces supplémentaires : par exemple, la force centrifuge dans le cas des chambres à tourbillon cyclonique, et la force d'inertie dans le cas de particules plongées dans une colonne de gaz vibrant avec une fréquence suffisamment élevée. La Ruhrgas A.G. a effectué des recherches basées sur ces deux principes.

1. Gazéification de poussier dans une « Wirbelkammer » (chambre à tourbillon).

La « Wirbelkammer » est constituée d'un cylindre vertical dans lequel des tuyères insufflent à grande vitesse un mélange de charbon pulvérisé et d'air préchauffé. Les tuyères sont disposées de telle sorte que leur axe soit tangent à une circonférence dont le diamètre est inférieur au diamètre intérieur de

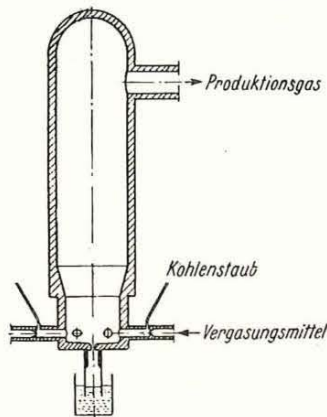


Fig. 1. — Chambre à tourbillon pour la gazéification de poussier de charbon.
 Produktionsgas = Gaz produit;
 Kohlenstaub = Poussier de charbon;
 Vergasungsmittel = Comburant.

la chambre de réaction. Les grains de charbon peuvent être relativement gros : par exemple, du poussier de triage non broyé contenant 16 % d'inférieur à 60 μ ou 75 % de refus sur le tamis 4.900. L'air

de gazéification est préchauffé à 600... 650° C. La vitesse de conversion atteinte dans ce cyclone est très élevée. Dans la zone principale de réaction, on atteint 4 à 4,5 millions de Kcal/h/m³. La température de réaction est si élevée que les cendres se liquéfient; par la force centrifuge, une grande partie de la scorie liquide est projetée sur les parois de la chambre, le long desquelles elle s'écoule lentement vers le bas pour être finalement granulée de façon continue à la base de l'appareil. Le peu de cendres restant est éliminé par lavage lors de l'épuration poussée du gaz.

Au-dessus de la chambre de réaction proprement dite se trouve une cuve verticale de réaction secondaire, dans laquelle les particules de scorie entraînées avec les gaz peuvent se solidifier et où se déroule une certaine réaction secondaire.

L'installation fonctionne avec un excès de carbone. Le carbone qui n'a pas réagi est séparé du gaz dans un cyclone et recyclé dans la Wirbelkammer. Cette façon de faire est possible, contrairement à tous les procédés utilisés jusqu'à présent, du fait que la teneur en cendres du coke pulvérent récupéré et recyclé n'est pas plus élevée que celle du charbon frais et qu'il ne se produit donc aucune augmentation de la proportion de cendres dans le cycle du combustible traité. Ceci est un avantage particulier aux procédés à séparation de scorie liquide, en opposition avec d'autres techniques étudiées jusqu'à présent, dans lesquelles un recyclage du combustible donnait toujours lieu à un enrichissement en cendres. L'excès de carbone favorise la réaction de gazéification par le maintien d'une concentration en carbone relativement élevée, en particulier dans la zone réductrice. En associant la technique du recyclage de l'excès de combustible avec

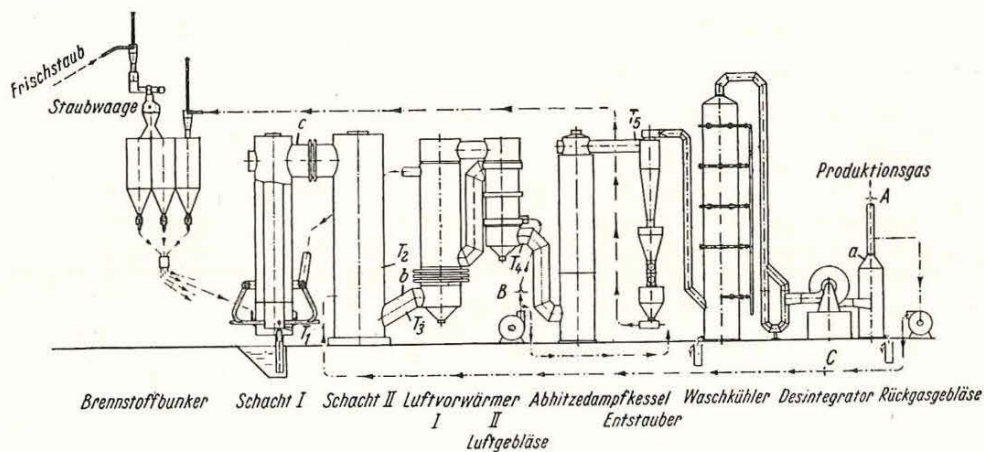


Fig. 2. — Schéma de l'installation n° 2 de Wirbelkammer d'une capacité journalière de 15 tonnes de poussier de charbon.

T₁ ... T₅ : Points de prise de température;
 a, b, c : Prises d'analyse de gaz;

Diaphragmes de mesure : A : Pour le gaz produit; B : Pour l'air; C : Pour le gaz en retour.

Frischstaub = Poussier frais;	Abhitzedampfkessel = Chaudière à vapeur de récupération;
Staubwaage = Bascule à poussier;	Entstauber = Dépoussiéreur;
Brennstoffbunker = Silo à combustible;	Waschkühler = Réfrigérant par lavage;
Schacht = Cuve;	Desintegrator = Désintégrateur;
Luftvorwärmer = Préchauffeur d'air;	Rückgasgebläse = Soufflage du gaz en retour.

l'élimination des cendres en scorie liquide, il est possible de gazéifier intégralement le carbone.

Le gaz produit a naturellement une température élevée; sa chaleur sensible est utilisée pour le préchauffage de l'air de gazéification et pour la production de vapeur dans une chaudière de récupération.

Les essais ont commencé dans une petite installation d'une capacité de 5 t de charbon par jour. Après obtention de résultats favorables, on a construit une installation pouvant traiter 15/t/jour; celle-ci est représentée à la figure 2.

Dans cette installation expérimentale, on traite des combustibles d'origines les plus diverses, aussi bien houilles que lignites. Ceux-ci, du fait de leur plus grande réactivité, se gazéifient naturellement plus facilement et avec un meilleur rendement. Le coke de lignite donne pratiquement d'aussi bons résultats que les lignites eux-mêmes. Parmi les charbons, les flambants conviennent particulièrement. La teneur en cendre des combustibles traités peut atteindre 30 % sans occasionner de difficultés.

Rendements du procédé.

Avec l'installation de la figure 2, d'une capacité journalière de 15 t, on a atteint avec des charbons flambants un rendement de gazéification de 63 % et un rendement thermique, y compris la production de vapeur dans la chaudière, de 72 %.

En se basant sur les recherches déjà effectuées et en considérant que les pertes sont moindres dans une installation à grande échelle, on obtiendrait, pour une installation projetée de 100 t de capacité journalière, les résultats suivants (voir fig 3). Avec la houille, on obtient un rendement de gazéification de 70 %, un gaz à 1000 Kcal/Nm³ et un rendement thermique de 84 %. Avec du lignite sec ou du coke de lignite, on obtient un rendement de gazéification de 77 %, un gaz à 1200 Kcal/Nm³ et un rendement thermique de 88 %.

La Wirbelkammer d'une telle installation aurait un diamètre d'environ 2 m et une section de 3,14 m².

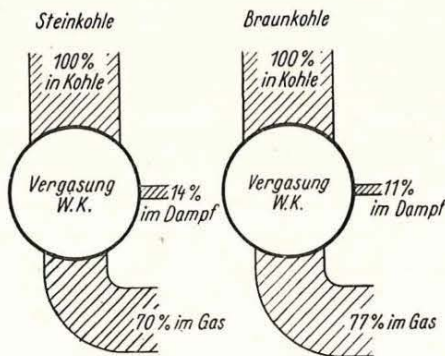


Fig. 3. — Représentation du flux de chaleur dans la gazéification de charbon et de lignite par le procédé de la Wirbelkammer en vue de la production de gaz pauvre.

- Steinkohle = Charbon;
- Braunkohle = Lignite;
- Im Dampf = Dans la vapeur.

Sa capacité de traitement serait environ de 100 t par jour; avec le gaz produit de cette façon, un volume journalier d'environ 100.000 m³ de gaz de four à coke (à peu près 30 millions de m³ par an) pourrait être libéré et mis à la disposition de l'approvisionnement public. Ce résultat, qui peut être obtenu par une seule chambre avec ses installations auxiliaires, correspond à la production d'une usine à gaz d'importance moyenne. Les plans d'une telle installation sont établis et celle-ci doit être construite sous peu. On disposera vraisemblablement des premiers résultats l'année prochaine (en 1953 N.d.I.R.)

Influence du chauffage par gaz pauvre produit dans une Wirbelkammer sur le rendement d'une cokerie.

Lorsqu'une cokerie utilise une telle installation pour le chauffage de ses fours et libère ainsi du gaz riche précédemment utilisé à cet effet, le rendement énergétique vu sous l'angle économique varie considérablement (fig. 4).

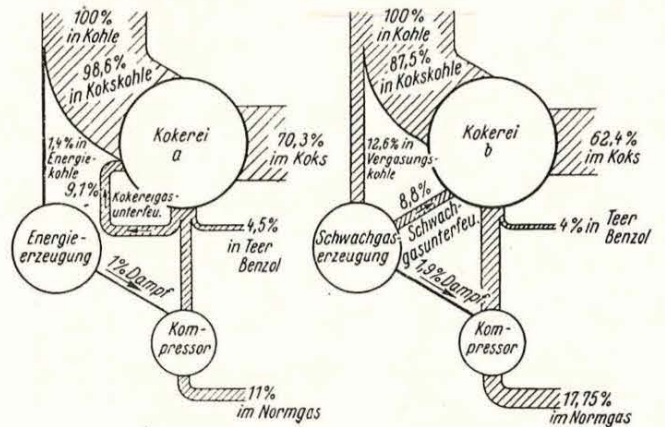


Fig. 4. — Rendement thermique de l'ensemble d'une exploitation de cokerie :

- a) avec chauffe par le gaz de cokerie;
- b) avec chauffe par du gaz provenant d'une Wirbelkammer.
- Energieerzeugung = Production d'énergie;
- Teer = Goudron.

En effet, dans le cas des procédés utilisés jusqu'à présent, avec chauffage des fours par gaz riche, les calories mises en œuvre dans le charbon enfourné (y compris le combustible destiné à la compression du gaz) se répartissent de la façon suivante : 70,3 % dans le coke, 4,5 % dans le goudron et benzol et 11 % dans le gaz du réseau.

Avec chauffage par gaz pauvre, l'énergie primaire fournie par le pouvoir calorifique du charbon se répartit comme suit : 62,4 % dans le coke, 4 % dans le goudron et le benzol et 17,75 % dans le gaz du réseau. L'énergie nécessaire à la compression du gaz du réseau est fournie dans ce cas, par la vapeur de récupération du gazogène.

Sans doute, l'utilisation d'une Wirbelkammer fait baisser le rendement global de la cokerie de 85,8 à 84,2 %; mais, la production de gaz augmente de 60 % en passant de 11 à 17,75 %. De ce fait, comme le gaz possède un meilleur rendement d'utili-

sation thermique que le combustible solide, il résulte que, dans l'ensemble, le rendement énergétique est sensiblement amélioré au point de vue économique.

2. Gazéification en Schwingrohr (tube vibrant).

Dans ce procédé, on utilise, pour créer une vitesse relative de déplacement entre les particules de charbon et le comburant, les vibrations de la masse gazeuse dues à la combustion ou à la gazéification d'un combustible dans un tube appelé Schmidt-Rohr.

Ce système de combustion vibrant fut développé par son inventeur, l'Ingénieur Paul Schmidt de Munich, en tant que moteur à réaction pulsatoire pour engin volant et appliqué comme tel. On utilisait, comme carburant, des combustibles liquides.

Principe.

Cet engin moteur est constitué par un tube fermé à une extrémité par une soupape d'admission et dans lequel on introduit un mélange de combustible liquide et d'air; un allumage unique provoque une combustion pulsatoire du mélange ou une suite d'explosions. La figure 5 représente un Schmidt-Rohr, utilisé au rendement maximum avec combustible liquide. Le tube a environ 50 cm de diamètre et une longueur de 3,50 m à 4 mètres. Il est fermé d'un côté par un groupe de soupapes, derrière lesquelles se trouve le système d'introduction du combustible avec les jeux de tuyères.

La suite des dessins de la figure 5 représente de haut en bas les phases du fonctionnement de l'appareil. Après introduction d'un mélange inflam-

mable air — combustible, une combustion est provoquée par un allumage extérieur unique, combustion qui se transforme avec une rapide augmentation de pression en une sorte d'explosion (fig. 5a). A cause de la surpression, les clapets des soupapes étant fermés, les gaz de combustion (et, dans les stades ultérieurs du fonctionnement, les gaz résiduels de l'explosion précédente) sont chassés vers l'extérieur du tube (fig. 5b). L'inertie de la colonne des gaz expulsés crée, dans la chambre de combustion, une dépression qui ouvre les soupapes et par laquelle de l'air frais ainsi que du combustible sont aspirés pour former un nouveau mélange inflammable (fig. 5c). La dépression provoque ensuite dans le tube un rappel vers l'arrière, de la colonne des gaz; de ce fait, le mélange air — combustible fraîchement aspiré est comprimé et les clapets des soupapes se referment à nouveau. Dans la chambre de combustion du tube, on trouve un certain volume de mélange inflammable frais et derrière lui, les résidus gazeux encore chauds de l'explosion précédente; enfin, à l'orifice de sortie du tube, une certaine quantité de gaz est aspirée de l'atmosphère ambiante (fig. 5c et 5 d). Par l'influence conjuguée de la pression, de la température et des particules des gaz chauds résiduels qui provoquent l'allumage, le mélange qui se trouve dans la chambre de combustion s'allume de lui-même et le cycle de la combustion recommence (fig. 5a). A la cadence d'environ 50 à 60 explosions par seconde, il se produit dans le tube un régime de vibrations entretenues de la colonne de gaz, dû au phénomène de va-et-vient. Dans le cas d'une libre aspiration de l'air et du combustible, le Schmidt-Rohr a une capacité spécifique d'environ 5 t de benzine à l'heure par m² de section du tube et une puissance calorifique d'environ 50.10⁶ Kcal par heure et par m³ de la chambre de réaction principale.

L'extraordinaire simplicité du procédé, l'accroissement rapide de la pression et de la vitesse du gaz en vibration dans le tube, firent apparaître la possibilité d'appliquer le principe du Schmidt-Rohr à la gazéification des combustibles solides.

Dans le cas d'emploi de combustibles solides pulvérisés, les particules de combustible auront toujours, à cause de leur inertie, une grande vitesse relative de déplacement par rapport au comburant en vibration.

Principes de fonctionnement (essais avec essence).

Les premières recherches sur les principes de ce procédé furent effectuées en utilisant l'essence comme carburant. Le premier tube expérimental avait une longueur de 1600 mm et un diamètre de 35 mm; il possédait une chambre de combustion derrière la soupape d'admission, élargie en forme de poire et d'une capacité de 0,5 litre. Ce type d'appareil a permis de déterminer l'influence des formes de tube les plus diverses sur la fréquence et l'intensité des vibrations, sur le débit en carburant et sur l'importance de l'excédent possible en combustible. Il a été montré que, en principe, le fonctionnement d'un

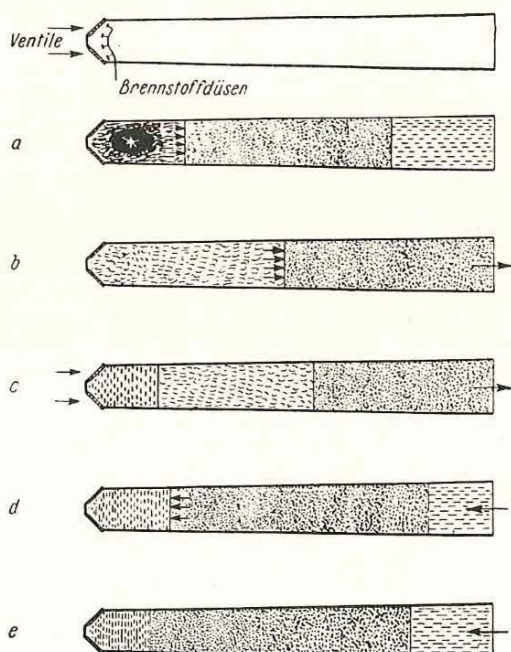


Fig. 5. — Phénomènes dans un Schmidt-Rohr pendant une période.

Ventile = Soupape;
Brennstoffdüsen = Tuyères à combustible.

tube autovibrant était possible pour autant que la température de la zone principale de combustion ne descende pas en dessous de 1200° C; la température « moyenne » était de 950° C (aspiration d'une quantité de gaz plus froids par l'extrémité ouverte lors du reflux de la colonne des gaz).

Avec ce tube on a consommé par combustion jusqu'à 2,8 kg d'essence par heure (c'est-à-dire 3 t d'essence par heure et par mètre carré de section du tube), avec un excès de carburant atteignant 4 kg à l'heure.

Il est possible de calculer très exactement la fréquence des vibrations par les lois de l'acoustique. Le tube peut être considéré comme un tuyau d'orgue fermé à une extrémité, dont la longueur est approximativement égale au quart de la longueur d'onde de la vibration du gaz (une légère différence résulte du fait de l'amortissement dû à l'élargissement de la chambre de combustion).

La fréquence des vibrations est fonction de la température moyenne et du poids moléculaire moyen des gaz. Celui-ci étant inclus dans l'expression de la constante des gaz R, on a pour la fréquence ν :

$$\nu = \sqrt{\frac{R.T.x.g.}{4l}}$$

où R = constante des gaz
T = température absolue
x = exposant adiabatique
g = accélération de la pesanteur
l = longueur du tube.

Du fait de son étroite dépendance avec la température, la fréquence des vibrations est fonction de l'excédent de combustible, des pertes de chaleur à la paroi du tube et des grandeurs analogues influençant la température moyenne du tube. La fréquence maximum correspond à un excès de carburant d'environ 10 % (dans le cas du mélange essence — air, c'est un excès d'hydrogène qui donne les vitesses de combustion les plus élevées). En installant à l'extrémité ouverte du tube un récipient collecteur des gaz, duquel on réaspire chaque fois les gaz de réaction chauds, on augmente la température moyenne du tube et, par le fait même, la fréquence; on obtient un résultat analogue en compensant les pertes calorifiques à la paroi par préchauffage de l'air ou du mélange carburant. L'intensité de la vibration est entre autres dépendante de la vitesse de réaction dans le tube et de l'augmentation de volume qui se produit à ce moment. Lors du fonctionnement à l'essence, les réactions furent toujours achevées 50 cm derrière la soupape d'admission et l'oxygène consommé complètement; on ne trouverait donc là, en cas d'excès de carburant, que du CO, H₂, CO₂ et N₂. Dans le cadre de cette étude de l'aspect général de la question, il n'est pas possible de discuter les détails; nous pouvons seulement présenter les grandes lignes des résultats acquis jusqu'ici.

Adaptation à l'emploi de combustible pulvérisé.

Au cours de travaux ultérieurs, on est parvenu à adapter l'appareil, qui jusqu'alors ne consommait que des combustibles liquides, à l'emploi de charbon, de lignite ou de coke de lignite pulvérisés. Il est possible d'actionner un tube de l'espèce avec des combustibles solides dans les conditions de combustion ou dans celles de gazéification, c'est-à-dire avec un excès de combustible. Dans la suite, on est parvenu à remplacer les soupapes employées au début et dont l'existence était fort réduite du fait des fortes sollicitations mécaniques, par un organe d'admission à fonctionnement aérodynamique; cet organe, ne comportant aucune pièce mobile, offre une parfaite résistance à l'usure et sa durée est pratiquement illimitée.

Les efforts énormes que la scorie liquide fait subir à la paroi et l'usure particulièrement forte due au combustible pulvérisé, sont atténués dans une large mesure par l'emploi, pour les parois du tube, d'un revêtement en céramique (carbure de silicium par exemple).

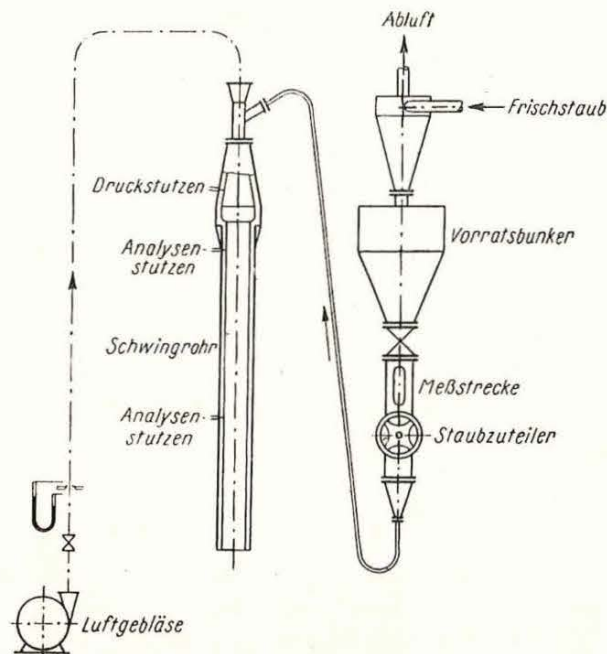


Fig. 6. — Disposition de l'essai

pour une marche au poussier de charbon avec Schmidt-Rohr.

Druckstutzen	=	Tubulures de prise de pression;
Analysenstutzen	=	Tubulures d'analyses;
Schwingrohr	=	Tube vibrant;
Luftgebläse	=	Soufflage d'air;
Abluft	=	Départ d'air;
Frischstaub	=	Poussier frais;
Vorratsbunker	=	Silo d'emmagasinage;
Messstrecke	=	Endroit de mesure;
Staubzuteiler	=	Répartition du poussier.

Les premiers essais au charbon pulvérisé furent effectués dans un tube de mêmes dimensions que celles déjà indiquées. On a ensuite utilisé un Schwingrohr de 100 mm de diamètre, de 3 à 3,5 m de longueur et avec une chambre de combustion

élargie, d'environ 10 litres de capacité. La figure 6 donne le schéma de principe de cette installation. Le charbon, provenant du silo, est amené par le système d'alimentation en poussier, se trouvant derrière l'étranglement de reflux, dans la chambre de combustion du tube. Dans celle-ci, se trouve une tubulure de prise de pression qui, par l'intermédiaire d'un appareil de mesure, permet l'enregistrement continu de la fréquence et de l'intensité des vibrations au moyen d'un oscillographe. Sur le tube de résonance lui-même, sont fixées des prises de gaz, qui permettent de prélever du gaz à différents endroits et de suivre ainsi le déroulement de la conversion à l'intérieur du tube.

Résultats obtenus avec du poussier de charbon.

Voici quelques résultats des essais faits jusqu'à présent dans le tube de 35 mm de diamètre, avec du lignite et du charbon flambant.

Avec un lignite rhénan, sec (granulométrie 0... 1 mm, 5,7 % cendres, 11,5 % eau, 44,3 % matières volatiles, 38,5 % carbone fixe, pouvoir calorifique supérieur : 5.350 Kcal/kg), on a obtenu un rendement de gazéification de 63 % pour une conversion du carbone s'élevant à 93 %. Le gaz contenait outre 10 % de CO_2 , environ 33 % de $\text{CO} + \text{H}_2$, le reste étant de l'azote. Son pouvoir calorifique était quelque peu supérieur à 1000 Kcal/Nm³. La consommation de poussier était d'environ 15 kg/h, la capacité spécifique étant de 15,6 t/m²/h, rapportée à la section du tube, ou de 3 t/m²/h, rapportée à la section de la chambre de réaction en forme de poire.

Le lignite et le coke de lignite donnèrent pratiquement les mêmes résultats.

La plus grande partie des cendres était séparée sous forme liquide dans la chambre de séparation

annexée, de sorte que le coke excédentaire (80 g/kg de combustible) ne présentait que 24 % de cendres.

Avec un charbon flambant (8,87 % de cendres, 1,72 % eau, 34,51 % matières volatiles, pouvoir calorifique supérieur : 7370 Kcal/kg) et, pour une consommation de 14,4 kg charbon/h et 52,1 Nm³ d'air, on a atteint un taux de conversion du carbone 86,7 % pour un rendement de la gazéification de 54,2 %. Le pouvoir calorifique du gaz était de 880 Kcal/Nm³ (7,2 % CO_2 , 0,1 % O_2 , 17,6 % CO , 11,4 % H_2 , 63,7 % N_2). La capacité spécifique était de 15 t/m²/h rapportée à la section du tube et de 2,9 t/m²/h, rapportée à la section de la chambre de réaction en forme de poire. Le grand «Schwingrohr» de 100 mm de diamètre, également à revêtement de carbure de silicium et employé avec un collecteur de cendres annexé, permet de traiter 5 t de houille par jour. Sa capacité de traitement lors des essais a été de 26,3 t/m²/h, rapportée à la section du tube, ou de 6,1 t/m²/h, rapportée au plus grand diamètre de la chambre de réaction élargie.

La charge thermique maximum dans la chambre de réaction, calculée sur la quantité de chaleur libérée lors de la gazéification, était d'environ 46... 50 millions de Kcal/m³/h (à titre de comparaison, elle est d'environ 500.000 Kcal/m³/h dans une installation normale de chauffage au charbon pulvérisé et d'environ 4,5... 5 millions dans une chambre cyclonique). Cet exemple donne une idée des possibilités du système. Mais, il faut bien remarquer que les recherches avec le Schmidt-Rohr en sont seulement à leurs débuts et que, dans le cas d'un traitement par charbon flambant, on n'a pas encore obtenu une gazéification complète du poussier; au contraire, dans les essais faits par nous jusqu'à présent, environ 30 % de l'énergie thermique du charbon mis en œuvre se retrouvent dans les poussières volantes de coke, non converties.

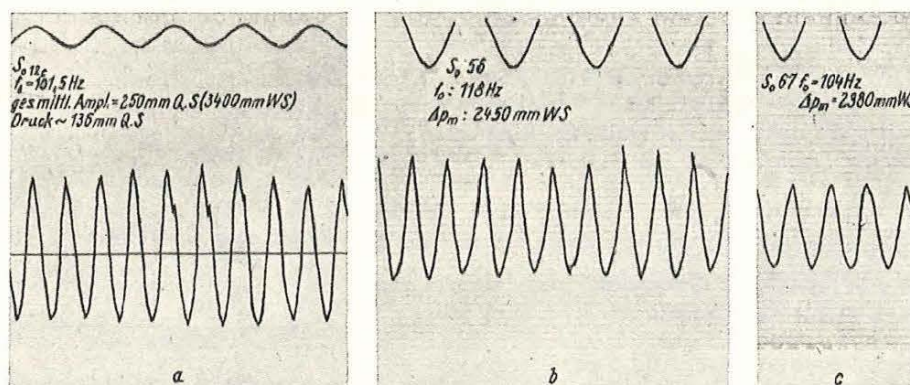


Fig. 7. — Oscillogrammes des pulsations de résonance dans un Schmidt-Rohr (35 mm de diamètre, revêtement réfractaire) avec soupape aérodynamique pour la gazéification : a) de benzène; b) de lignite; c) de charbon flambant.

Mais, de toute façon, cet appareil relativement petit, avec une section maximum dans la chambre principale de réaction, d'environ 350 cm² (diamètre : 21 cm), est à même de produire, à partir de 5 t de charbon par jour, 20.000 m³ de gaz à 900 Kcal/Nm³; cela signifie déjà un rendement spécifique en gaz pauvre d'environ 23.800 Nm³/m²/h (rapportés au plus grand diamètre) ou de 105.000 Nm³/m²/h (rapportés au diamètre du tube). Dans des Schwingrohr de plus grand diamètre, un élargissement du tube dans la chambre de combustion principale ne sera probablement pas nécessaire.

Ces valeurs ne sont que des résultats de début; elles seront certainement améliorées au cours des travaux ultérieurs, surtout en ce qui concerne la conversion du carbone et le pouvoir calorifique. On peut en particulier, espérer de beaucoup meilleures performances pour les combustibles réactifs, tels les lignites.

Les oscillogrammes de la figure 7 montrent les pulsations de résonance se produisant dans un Schwingrohr en fonctionnement. Ils furent obtenus en actionnant un petit Schwingrohr à l'aide d'essence, de lignite et de charbon flambant, dans les conditions de la gazéification, c'est-à-dire avec un excès de combustible. Les courbes supérieures des oscillogrammes indiquent la fréquence du courant alternatif de 50 périodes par seconde comme repère de l'évaluation du temps.

Nous n'avons parlé ici de ce Schwingrohr, dont le développement en est seulement à ses débuts, que pour montrer les vastes possibilités que présente encore l'expansion des procédés de combustion et de gazéification et pour démontrer combien fructueux peuvent être des enseignements de domaines voisins pour l'établissement de nouveaux procédés de gazéification.

Certes, le procédé n'est pas encore exploitable. Il présentera probablement moins d'intérêt pour l'industrie gazière elle-même que peut-être pour les turbines à gaz ou pour le développement d'appareils de gazéification de petit format. Mais il vaut la peine de faire déjà mention ici des recherches effectuées dans ce domaine, car on peut compter que, dans d'autres pays également, des études ont été entreprises sur cette question. On sait que c'est le cas, par exemple, aux Etats-Unis.

II. — LA GAZEIFICATION EN LIT FIXE AVEC OXYGENE ET VAPEUR, A HAUTE PRESSION

La gazéification à haute pression de lignite avec oxygène et vapeur par le procédé de la firme Lurgi Gesellschaft für Wärmetechnik est connue. Il fut pour la première fois essayé à Hirschfeld et mis en œuvre à l'échelle d'exploitation à Böhlen et Brüx. On opéra avec du lignite, provenant de l'Allemagne centrale et de Bohême, et le procédé donna des résultats tout à fait satisfaisants pour la production de gaz domestique.

La gazéification de charbon flambant.

Durant la guerre, des essais furent effectués à Hirschfeld avec de l'anhracite de la Ruhr et du charbon flambant. Les résultats de ces essais, peu nombreux et courts, ne sont pas concluants quant à l'applicabilité du procédé aux charbons de la Ruhr. Pour éclairer ces questions, une installation d'essai fut établie près de la Ruhrgas A. G. Le dispositif de fonctionnement et l'appareillage furent développés pour permettre des travaux étendus, avec d'assez fortes productions, aussi bien avec des lignites rhénans et autres combustibles jeunes qu'avec des charbons à longue flamme faiblement agglutinants.

En outre, de nouveaux procédés ont été étudiés dans le domaine de l'épuration des gaz, des réactions de contact et de la production de gaz de réseau.

Le générateur d'essai a un diamètre de 800 — 1000 mm suivant qu'il est utilisé avec ou sans revêtement réfractaire. Les différentes espèces de charbon de l'Allemagne occidentale y furent utilisées. Ces travaux, effectués en collaboration avec la Lurgi, sont en partie terminés. Dans le courant de deux années, environ 3000 t de charbon de différentes qualités ont été utilisées; les charbons flambants et un charbon faiblement agglutinant furent spécialement étudiés pour la gazéification.

Les rendements obtenus avec des charbons flambants.

Nous sommes aujourd'hui en mesure, contrairement à ce qui s'est passé jusqu'à ce jour, de gazéifier sans difficultés, sous pression, un charbon flambant d'une teneur en cendres atteignant 25% et possédant un indice d'agglutination de 15 d'après Damm, avec une capacité spécifique de traitement étonnamment élevée de 1200 kg par m² et par heure. Par tonne de charbon brut, la production de gaz brut s'élève à 1670 Nm³ et celle de gaz pur à 1200 Nm³, celui-ci

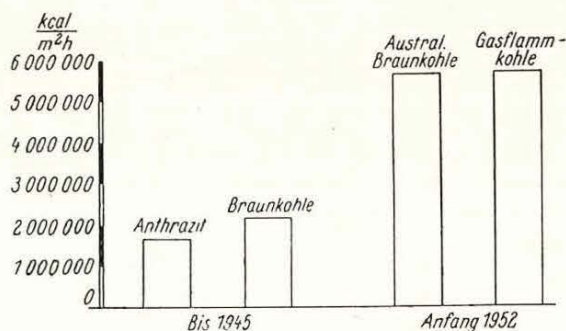


Fig. 8. — Accroissement de la capacité de traitement par le procédé Lurgi sous pression.

Comparaison des nouvelles valeurs d'essais pour du gaz flambant mi-cokéfiant et du lignite australien, avec les anciennes valeurs pour du charbon non-cokéfiant, rapportées à la capacité spécifique du générateur, exprimées en Kcal contenus dans le gaz par m² de section de cuve et par heure.

ayant un pouvoir calorifique de 3950 Kcal par Nm³. La consommation d'oxygène s'élève à 250 Nm³ par tonne de charbon brut ou à 0,224 Nm³ par Nm³ de gaz pur. La figure 8 montre la signification d'un rendement spécifique de 1200 kg/m²/h en opposant les chiffres de la station d'essai et ceux des installations existantes. A la station d'essai, on atteint par exemple avec des charbons flambants, en valeur calorifique du gaz, 5,65 Mio Kcal par mètre carré de section du générateur et par heure, tandis que, dans l'installation de Hirschfeld, dont les dimensions sont les mêmes que celles de l'installation d'essai de la Ruhrgas, on atteint avec de l'anthracite un rendement de 1,68 Mio Kcal par mètre carré et par heure. La capacité est pratiquement triplée. Le progrès est clair en ce qui concerne les frais d'établissement d'une installation de gazéification sous pression Lurgi et le service des frais de capital inhérents.

Augmentation de la valeur calorifique du gaz.

Le gaz obtenu par la gazéification sous pression doit correspondre en pouvoir calorifique et densité

à celui des fours à coke et avoir une teneur en CO aussi basse que possible. Théoriquement, ceci peut être obtenu par l'élévation adéquate de la pression dans le gazogène, laquelle donne lieu à un accroissement de la teneur en méthane et donc du pouvoir calorifique. Cette voie est prohibée pour des raisons pratiques, notamment parce que les frais d'investissement qui résulteraient de l'établissement d'un générateur à une telle pression s'élèveraient de façon antiéconomique. Cet accroissement de la valeur calorifique du gaz peut être réalisé d'une façon économiquement avantageuse par une réaction de contact des gaz, sous forme d'une synthèse partielle Fischer-Tropsch ou par méthanisation.

Schéma et bilan de l'énergie.

La figure 9 montre schématiquement une installation de l'espèce pour la production de gaz normal par le procédé sous pression avec une synthèse partielle faisant suite. Elle consiste dans la production de gaz proprement dite, dans l'épuration et dans la synthèse avec traitement subséquent des produits de synthèse. Une installation pour la production de

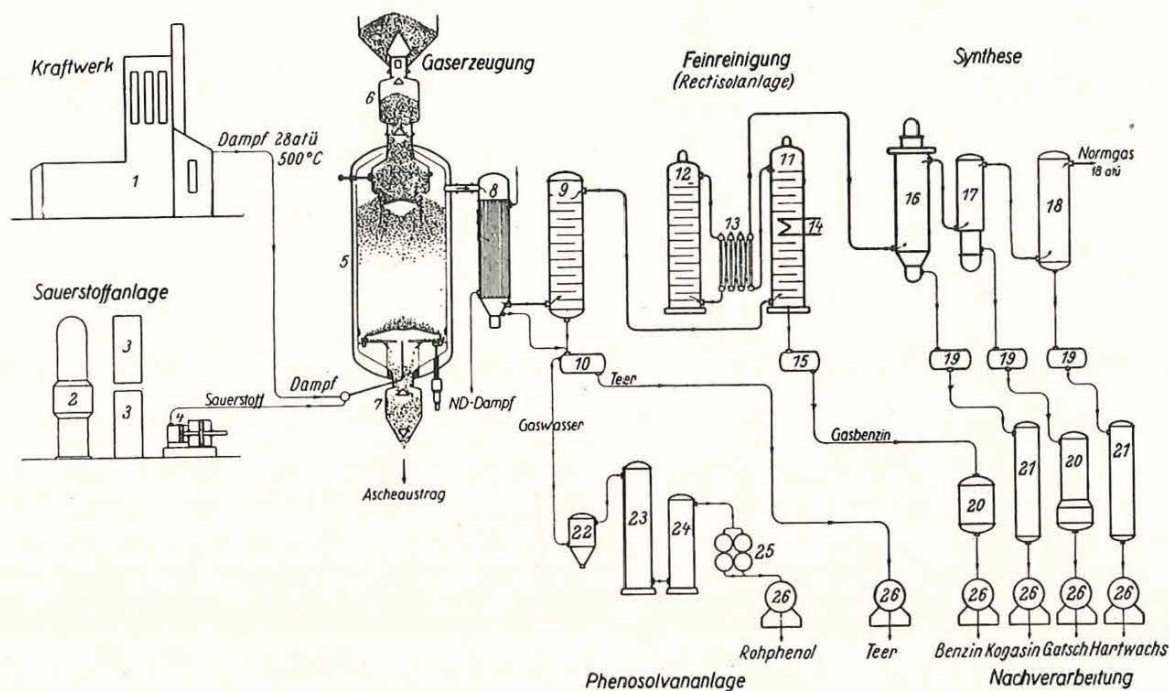


Fig. 9. — Schéma de la production de gaz normal par gazéification sous pression de charbon flambant avec synthèse partielle.

- | | |
|--|--|
| 1) Centrale d'énergie (vapeur et courant); | 14) Système de réfrigération; |
| 2) Appareil de séparation; | 15) Réservoir pour essence légère; |
| 3) Echangeur; | 16) Chambre de contact; |
| 4) Compresseur; | 17) Echangeur de chaleur; |
| 5) Gazogène sous pression; | 18) Lavage à l'huile sous pression; |
| 6) Sas à charbon; | 19) Réservoir pour les produits primaires; |
| 7) Sas à cendres; | 20) Colonnes de distillation; |
| 8) Chaudière de récupération; | 21) Colonnes de stabilisation; |
| 9) Réfrigérant par lavage; | 22) Filtre à gravier; |
| 10) Séparateur sous pression de goudron; | 23) Colonnes. |
| 11) Tour de lavage primaire; | 24) Colonne de distillation; |
| 12) Tour de lavage secondaire; | 25) Extracteur; |
| 13) Contre-courant; | 26) Réservoir de stockage. |

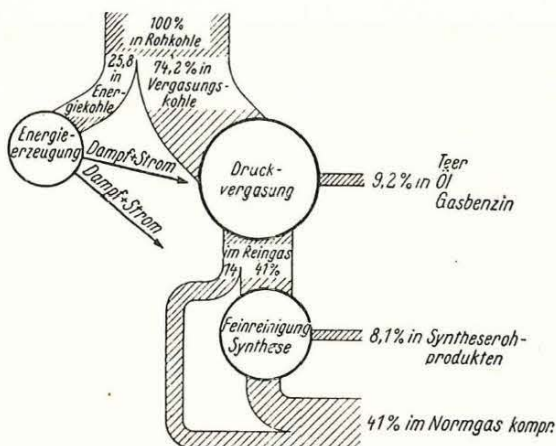


Fig. 10. — Représentation du flux de chaleur dans la production de gaz normal par gazéification sous pression de charbons flambants avec une synthèse partielle.

Rendement incluant le charbon pour la production d'énergie : 58,5 %.
Rendement excluant le charbon pour la production d'énergie : 78,5 %.

1 Mio de mètres cubes de gaz normal par jour a été calculée dans tous les détails. Douze générateurs de gaz sont nécessaires, dont dix en service. La cuve des générateurs a une section de 6 m². Cette installation doit utiliser un charbon flambant, d'une granulométrie de 6 à 20 mm, non lavé, ayant la teneur en cendres du produit brut d'extraction (indice d'agglutination d'après Damm : 15).

Le goudron obtenu par le nouveau procédé est de haute valeur et a une teneur en poussière relativement faible. Pour rendre le gaz brut propre à la réaction de contact, une épuration poussée doit être réalisée. La figure 10 montre un bilan calorifique de l'ensemble du procédé, incluant la production d'énergie nécessaire. Le rendement global s'élève à 58,3 %, dont 41 % pour l'énergie du charbon transférée au gaz de réseau et 17,3 % pour les produits bruts de synthèse et les huiles de goudron condensées. Pour la charge de pointe une installation de méthanisation peut prendre la place de l'usine de synthèse. Si l'on ne tient pas compte de l'énergie, le rendement est de 78,5 % pour la gazéification et la synthèse, incluant le goudron, l'huile et l'essence.

En même temps que l'installation d'essai pour la génération, la première installation d'essai pour un nouveau procédé d'épuration des gaz des firmes Lurgi et Linde fut établie. Dans cette installation, le gaz brut est débarrassé de ses constituants nuisibles à la synthèse ou au gaz de distribution, tels que l'hydrogène sulfuré, les composés organiques du soufre, les hydrocarbures non saturés provoquant la formation de résines. Ils sont séparés en même temps que l'acide carbonique, en une seule opération, par condensation et lavage sous pression au moyen de solvants organiques. L'épuration du gaz de synthèse était jusqu'ici réputée très coûteuse

et devait être effectuée par une série de séparations échelonnées. Dans le nouveau procédé, toutes ces épurations sont incluses dans la même opération. Cette simultanéité et le grand pouvoir absorbant de la solution de lavage donnent lieu à une faible dépense d'énergie et conduisent à un abaissement essentiel du coût de l'épuration du gaz en comparaison des méthodes usitées jusqu'à présent pour le gaz de synthèse.

Des avantages analogues sont à citer en ce qui concerne les installations connexes de réaction par contact. Au cours des derniers mois, Tramm a donné diverses indications au sujet des grands progrès réalisés après la guerre dans le développement de la synthèse Fischer-Tropsch. On a réussi à accroître l'effet utile de l'installation de catalyse dans une mesure telle que le coût de la partie synthèse ne représente plus que 6 à 10 % du coût d'une installation complète de synthèse Fischer-Tropsch. L'idée déjà souvent exprimée d'établir une combinaison de gazéification intégrale sous pression et de synthèse Fischer-Tropsch n'était à envisager jusqu'ici que dans des cas particuliers par suite du coût de l'installation et de la production spécifique relativement faible. L'accroissement de cette dernière dans la gazéification sous pression, la possibilité de gazéifier des charbons faiblement agglutinants, ainsi que les nouveaux développements dans le domaine de l'épuration du gaz et de la synthèse (surtout par les firmes Lurgi et Ruhrchemie), rendent actuellement possible une production économique de gaz par gazéification sous pression avec oxygène ainsi qu'une synthèse partielle connexe. Une partie seulement du gaz épuré est convertie en produits de synthèse, savoir une quantité d'oxyde de carbone et d'hydrogène telle que le gaz restant corresponde complètement en composition et en pouvoir calorifique au gaz de distribution.

Avantages en ce qui concerne l'économie de l'énergie.

Un point essentiel, qui rend cette forme de production de gaz encore particulièrement intéressante, est le fait que le charbon lavé, avec sa teneur en cendre originelle d'un maximum de 25 %, peut être utilisé. Ce charbon, traité suivant le procédé décrit et transformé en gaz et en produits de synthèse, est utilisé avec un rendement énergétique notablement plus élevé si on le compare à la même quantité de charbon préparé mécaniquement et employé à usage thermique. En raison de la fraction importante des calories-gaz (41 % de l'énergie totale du charbon) pouvant être utilisée avec un rendement élevé et compte tenu de la valeur calorifique des produits de synthèse, le procédé met à la disposition de l'usager plus d'énergie utile que si le charbon était employé directement par lui. Pour obtenir la même énergie sans utiliser le procédé décrit, il faudrait extraire 25 % de charbon en plus. Le gaz produit par le nouveau procédé justifie également le mot de Wagener : employer le gaz est épargner le charbon.

cailloux) se déplacent alors en masse serrée dans la chambre de réaction proprement dite à travers un tube rétréci, servant de barrage entre le réchauffeur et la chambre de réaction. Dans celle-ci, du combustible solide à grain fin ou pulvérisé est soufflé au moyen de gaz porteur, à contre-courant à travers la masse de billes qui se meuvent lentement. A l'entrée de la chambre de dégazage, il se forme un talus de billes. Dans l'espace libre au-dessus de ce talus se rassemblent les produits obtenus, notamment le gaz, éventuellement le gaz porteur, ainsi que le poussier de coke en suspension dans le gaz. Ces produits sont éliminés de cet espace. A la partie inférieure de la chambre de réaction, les « pebbles » refroidis sont évacués d'une manière continue et reconduits au réchauffeur au moyen d'un appareil propulseur.

Avantages et performances au point de vue de la technique de chauffage.

Le procédé fonctionne selon le principe du contre-courant. Les combustibles, introduits dans la chambre de réaction et portés à la rencontre des billes en mouvement, s'échauffent presque jusqu'à la température d'entrée de ces billes, tandis que celles-ci ou « pebbles » se refroidissent en passant dans la chambre de réaction presque jusqu'à la température d'entrée du mélange combustible — gaz porteur. En maintenant certaines limites de pression dans les chambres, on empêche le passage des gaz entre le réchauffeur et la chambre de réaction ainsi que la sortie des gaz de cette chambre par l'orifice d'évacuation des « pebbles ». Les quantités de chaleur par mètre cube de chambre de réaction introduites par ce procédé sont très considérables, elles atteignent 1 million de Kcal/m³/h. Les coefficients de transmission de chaleur du mélange combustible — gaz porteur dans la chambre de réaction se situent entre 20 et 80 Kcal/m² h°C, selon les conditions de fonctionnement. Ainsi, par suite de la grande surface émettrice de chaleur des « pebbles » par mètre cube de volume du four et par suite de la grande surface du poussier de charbon mis en œuvre, on a pu atteindre de grandes capacités de traitement pour la distillation et pour la gazéification. Cette capacité est cependant limitée par la température maximum à laquelle on peut porter les pebbles. Celle-ci dépend en ordre principal du point de fusion des cendres du charbon traité.

Avant de donner des détails sur les essais dans l'installation semi-industrielle qui traite 200 ... 300 kg de combustible par heure dans un tube de réaction ayant une surface de base de 0,1 m² seulement, montrons par une comparaison que ces capacités de traitement sont réellement d'une grandeur surprenante. Comme point de comparaison, on a choisi les performances d'un ancien modèle de générateur Winkler avec gazéification par l'oxygène. Les chiffres concernant le générateur Winkler sont repris d'un rapport américain sur des données d'exploitation (Leuna-Werk); ceux qui concernent la gazéification de lignite et de tourbe rhénans au moyen de porteurs de chaleur solides ont été

obtenus dans l'installation d'essai LR. La comparaison n'a pour but que de montrer les possibilités en matière de technique de chauffage du nouveau procédé.

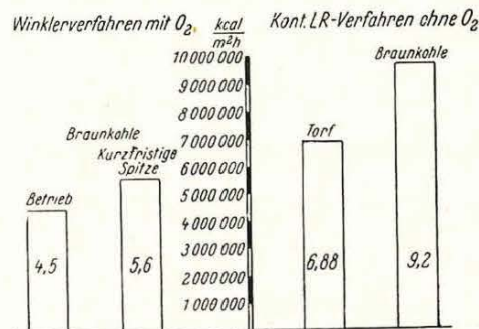


Fig. 12. — Capacités de traitement des nouveaux procédés de gazéification de lignite rapportées à la capacité de traitement du générateur exprimée en Kcal dans le gaz par m² de section de cuve et par heure.

Le générateur Winkler (générateur de grand format) fonctionnant au coke de lignite a produit 1500 — 1800 Nm³ de gaz de synthèse par m²/h; l'installation LR fonctionnant au lignite rhénan en a produit 3200 Nm³/m²/h avec un pouvoir calorifique de 2980 Kcal/Nm³; fonctionnant à la tourbe sèche (16 % d'eau), elle en a produit 2000 Nm³/m²/h avec un pouvoir calorifique de 3440 Kcal/Nm³. La figure 12 montre ces valeurs exprimées en quantités de chaleur contenues dans le gaz produit par m²/h.

Comme on l'a dit plus haut, cette technique est applicable aussi bien à la distillation qu'à la gazéification. Selon le combustible employé et l'espèce de gaz désiré, on règle les facteurs de fonctionnement de l'installation, comme par exemple la nature du gaz porteur, c'est-à-dire la proportion du mélange gaz de circulation et de vapeur, la température des billes, la proportion par unité de temps de la quantité de billes en circulation et de la quantité de charbon traité, et d'autres grandeurs analogues. Le principe de contre-courant de cette technique a pour conséquence que le goudron est presque entièrement soumis au cracking et qu'il se produit toujours une récolte relativement importante de benzol très pur, même lors de la gazéification par le lignite ou la tourbe. En outre, les combustibles capables de réaction, qui en raison de leur composition chimique (haute teneur en hydrogène et en oxygène) donnent de l'eau dans les produits de distillation quand ils sont soumis à un traitement thermique même à l'état sec, ne sont pas seulement dégazés. Les quantités de vapeur d'eau qui se produisent lors de la distillation conduisent à une gazéification partielle, c'est-à-dire à la formation de gaz à l'eau, ce qui influence le pouvoir calorifique. Et pourtant, en utilisant du lignite de Bohême riche en goudron, on a pu récolter directement des gaz de distillation qui atteignent le pouvoir calorifique du gaz normal. Des houilles du district de la Ruhr se sont avérées particulièrement propres à la distillation en raison de leur faible réactivité.

Durée des porteurs de chaleur.

Un facteur important du point de vue des possibilités d'emploi du procédé est l'usure des porteurs de chaleur. Ce sont des billes de corindon fritté qui ont montré la plus grande résistance à l'usure. Des méthodes d'essais fournissent des valeurs caractéristiques par comparaison de la résistance au choc des billes de corindon froides par rapport à la même résistance de billes de corindon préalablement chauffées et refroidies brusquement; ces valeurs caractéristiques donnent un aperçu très exact sur les conditions à remplir par les porteurs de calories ou « pebbles ». Grâce à leur résistance thermique élevée et à leur dureté, les pebbles qui satisfont à ces conditions ne subissent qu'une usure relativement faible de 0,1 % par jour, ce qui signifie que l'ensemble des billes d'un tel four est renouvelé après trois ans. L'érosion par le contact des pebbles des parois maçonnées de la chambre s'est révélée étonnamment réduite.

Résultats.

Le tableau 1 donne des exemples de résultats obtenus jusqu'à présent dans l'installation expérimentale avec de la tourbe, des lignites rhénans,

des lignites de Bohême et des charbons flambants. A ce propos, on constate que la tourbe aussi bien que les lignites rhénans, même dans les conditions opératoires de distillation, sont toujours partiellement gazéifiés par leur eau de constitution. Les charbons flambants subissent eux aussi une gazéification partielle, une certaine quantité de vapeur ayant été ajoutée au gaz porteur. Sans addition de vapeur, on a obtenu, au cours de recherches non relatées ici, un gaz de distillation normal à 4.500 Kcal/Nm³. Tous ces essais n'ont, en pratique, pas produit de goudron. Lors de la gazéification des combustibles solides, il est indiqué de gazéifier le carbone à un degré tel que ce qui reste suffise encore pour fournir les calories nécessaires au chauffage des billes. Cela équivaut à une gazéification pratiquement complète. Naturellement, il est également possible d'utiliser, pour le chauffage des pebbles, du charbon frais à la place de coke et de gazéifier presque complètement le combustible à traiter.

Les charbons agglutinants ne peuvent être traités directement. L'aptitude à l'agglutination doit être détruite par un traitement particulier préalable. Après ce traitement, les charbons jusqu'à 15 d'indice d'agglutination selon Damm peuvent être traités à raison de 2 t par m²/h de section de gazogène,

TABLEAU I.

Résultats d'essais d'une installation L. R.

avec de la tourbe, du lignite rhénan et de Bohême et du flambant à gaz.

Combustible	Tourbe	Lignite	Lignite	Flambant		
	Allem. N.-O.	(rhénan)	(Bohême)	à gaz (Ruhr)		
Opération	Dist. + gazéific. part.	Dist. + gazéific. part.	Gazéific.	Distill.	Dist. + gazéific. part.	Dist. + gazéific. part.
N° d'essai	883	401	371	289	377	796
a) Composition du combustible						
Humidité %	16,6	12,1	12,1	5,6	5,6	3,3
Cendres %	2,0	5,2	6,2	19,0	19,0	8,6
M. V. %	53,0	45,0	45,0	42,0	42,0	35,0
Goudron d'après «Fischer» %	18,5	6,7	6,7	12,8	12,8	16,0
PC _s (Kcal/kg)	4650	5380	5300	5650	5650	7220
Granulométrie (mm)	0...2	1...2	0...1	0...1	0...1	0...2
Indice de «Damm»	0	0	0	0	0	14,5
b) Consommation en t/m ² h ...	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,2
c) Composition du gaz						
CO ₂ %	8,4	2,5	10,0	6,0	1,8	1,2
C _n H _m %	1,1	0,7	0,4	3,5	0,6	2,1
O ₂ %	0	0	0	0	0	0,1
CO %	37,0	44,0	32,2	27,0	34,5	24,3
H ₂ %	44,8	47,5	52,4	44,0	55,5	57,3
CH ₄ %	7,7	4,3	3,5	17,5	6,0	12,0
N ₂ %	1,0	1,0	0,5	2,0	1,6	3,0
Densité du gaz (air = 1) ...	0,50	0,54	0,53	0,54	0,46	0,42
PC _s (Kcal/Nm ³)	3440	3330	2980	4520	3420	4040
d) Rt en gaz (Nm ³ /t combust.)	1000	1030	1600	500	850	570
e) Coke obtenu						
Cendres %	10,0	16,0	28,0	35,0	36,0	12,0
M. V. %	1,2	4,0	5,0	3,5	1,2	1,4
PC _s (Kcal/kg)	7400	6800	5800	5300	5300	7200
f) Rt (kg/t comb)	200	330	220	540	530	690
g) Rt benzol (kg/t comb) ...	10	12	12	19	12	10

tandis que sans traitement préalable, avec des lignites non cokéfiant, on atteint sans difficulté 3 t/m²/h. La granulométrie du charbon peut être en général 0—2 mm.

Les points de ramollissement et de fusion des cendres sont des données importantes; ce sont eux qui déterminent la température maximum de travail. Dans le cas des combustibles très réactifs, tels les lignites et la tourbe, on peut utiliser pour la gazéification une température de pebbles qui se trouve au-dessus du point de fusion des cendres, du fait que la réaction endothermique de gazéification empêche les particules de lignite ou de tourbe d'atteindre à leur surface, la température de ramollissement ou de fusion des cendres. Suivant les conditions opératoires dans l'installation, on a pu obtenir des gaz de pouvoir calorifique compris entre 2800 et 4500 Kcal/Nm³. Au cours des essais, outre les combustibles dont on a parlé ici, on a expérimenté un grand nombre de houilles : anthracites, charbon gras, charbons flambants de la Ruhr et de la Sarre, de même que des charbons sud-africains.

Mentionnons encore brièvement les propriétés des cokes produits lors de la distillation et de la gazéification incomplète. Le coke obtenu par distillation a à peu près la même granulométrie que le charbon de départ. La teneur en matières volatiles varie de 0,5 à 4 % suivant la température de dis-

tillation. La réactivité de ce coke est quelque peu plus élevée que celle des cokes obtenus à haute température. Le coke de lignite, aussi bien comme résidu de la distillation que de la gazéification, se distingue par une surprenante réactivité autant que par une teneur en matières volatiles relativement élevée. Le fait est digne d'intérêt car, lors des essais de gazéification, une grande partie du carbone fixe est gazéifié. Un coke obtenu par gazéification (température des pebbles : au-dessus de 1100° C) avait encore 7 à 8 % de matières volatiles.

La réactivité du coke de lignite, suivant Koppers, est de 160 à 190; la comparaison avec celle du charbon de bois, qui est de 150, montre combien est élevée la réactivité de ce coke qui possède également un haut pouvoir adsorbant. La teneur en cendres du coke dépend du degré de gazéification des grains de combustible.

Schéma d'une installation industrielle et bilan énergétique.

De l'ensemble des expériences faites, on peut déduire les données pour l'établissement d'une installation de traitement de tourbe ou de lignite. La figure 13 montre une des possibilités techniques d'application du procédé à la production de gaz

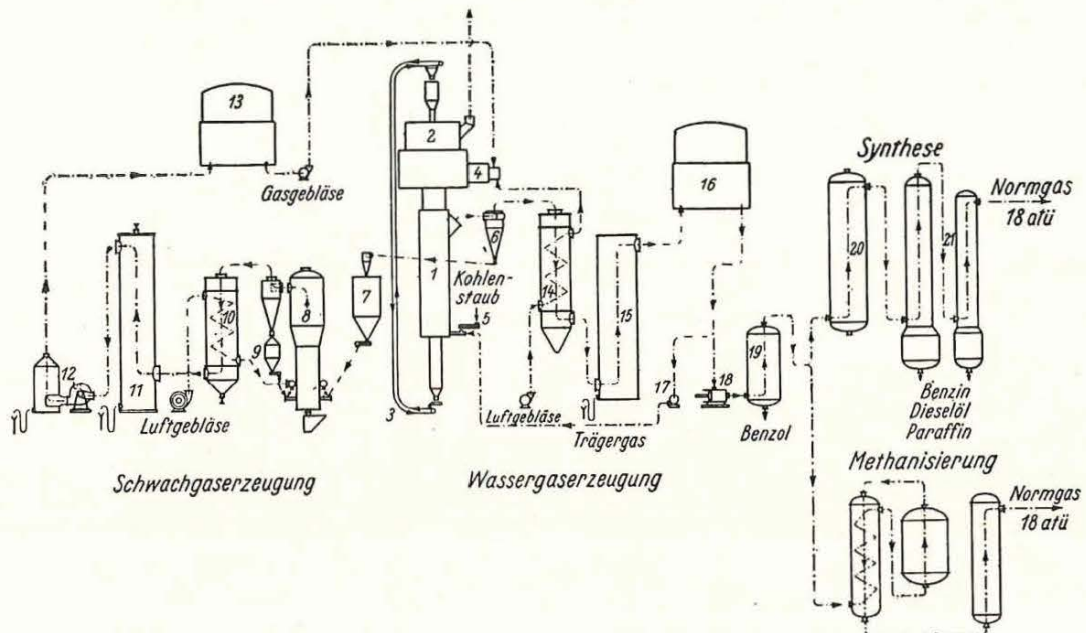


Fig. 13. — Schéma de la production de gaz normal par la gazéification de poussier de lignite d'après le procédé L.R. avec synthèse partielle.

- | | |
|---|--------------------------------|
| 1) Cuve de production de gaz; | 12) Désintégrateur; |
| 2) Réchauffeur de billes; | 13) Réservoir des gaz pauvres; |
| 3) Elévateur des billes; | 14) Préchauffeur d'air; |
| 4) Chambre de combustion; | 15) Epurateur des gaz; |
| 5) Distributeur du poussier de charbon; | 16) Réservoir de gaz à l'eau; |
| 6) Séparateur du poussier de coke; | 17) Soufflage du gaz porteur; |
| 7) Réservoir de poussier de coke; | 18) Compresseur de gaz; |
| 8) Chambre à tourbillon; | 19) Epuration poussée; |
| 9) Recyclage du poussier de coke; | 20) Cuve de synthèse; |
| 10) Préchauffeur d'air; | 21) Distillation. |
| 11) Laveur des gaz; | |

normal à partir de lignite. Le poussier est gazéifié partiellement dans le gazogène LR; le résidu de la gazéification sert à la production de gaz pauvre, par exemple dans une Wirbelkammer, pour réchauffer les pebbles. Le gaz produit dans le gazogène LR passe, après épuration, dans une installation de synthèse où son pouvoir calorifique est augmenté. Au lieu de la synthèse et avec un rendement analogue, on peut, pour couvrir les pointes de consommation, faire subir au gaz une méthanisation. La figure 14 montre quel rendement de gazéification et

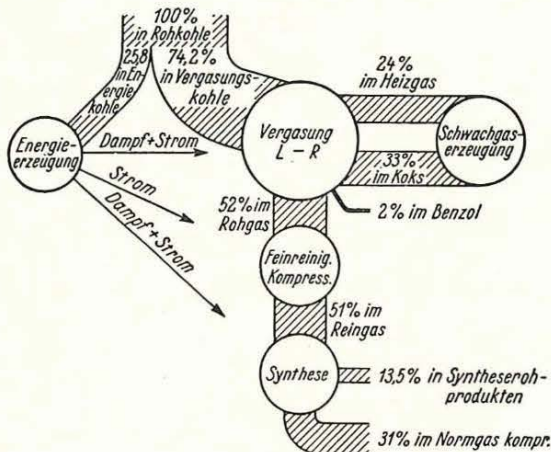


Fig. 14. — Représentation du flux de chaleur pour la production de gaz normal dans la gazéification de poussier de lignite, suivant le procédé L.R., avec synthèse partielle.

Rendement incluant le charbon pour la production d'énergie : 46,5 %.
Rendement excluant le charbon pour la production d'énergie : 62,7 %.

quel rendement thermique on pourrait obtenir par l'application de cette technique à la production de gaz normal à partir de lignite. 46,5 % de l'énergie calorifique mise en œuvre (y compris le combustible destiné à la production d'énergie) se retrouvent

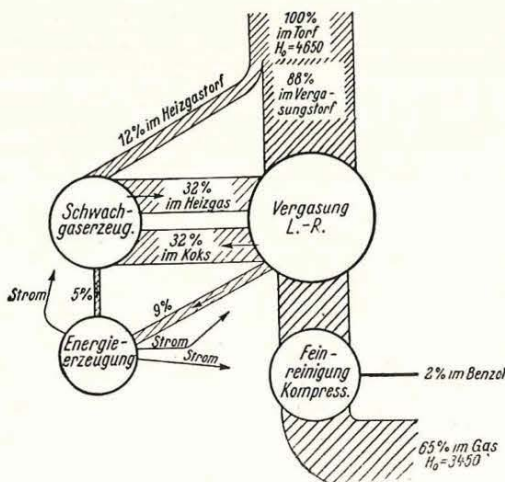


Fig. 15. — Représentation du flux de chaleur dans la gazéification de tourbe séchée à l'air par procédé L.R.

dans le gaz, les produits de synthèse et le benzol; le rendement calculé uniquement sur le combustible destiné à la gazéification est de 62,7 %.

La figure 15 montre la répartition de l'énergie lors de la gazéification de tourbe sans traitement ultérieur du gaz en vue d'améliorer le pouvoir calorifique; 65 % des calories contenues dans la tourbe sèche mise en œuvre passent dans le gaz épuré tandis que les benzols recueillis en contiennent 2 %.

La distillation préalable du charbon ; schéma et bilan énergétique.

Le procédé semble convenir particulièrement à la distillation préalable des combustibles pour centrales.

Pour représenter d'une façon plus précise la haute capacité de traitement du gazogène LR, signalons qu'un four de 10 m² de surface de base peut gazéifier plus de 20 t de houille à l'heure. ce qui fait environ 500 t/jour. Deux fours auraient donc la capacité d'une cokerie moyenne, c'est-à-dire 1000 t/jour. Les goudrons y sont, en pratique, complètement transformés en gaz par cracking, de sorte que l'on a une augmentation sensible de la quantité de gaz et de benzol et on évite de produire des goudrons, de basse qualité, mélangés de poussières.

Lorsque l'on veut effectuer une prédistillation du charbon avant sa combustion dans une chaudière de centrale, il faut utiliser une technique de distillation à capacité de traitement élevée et dont, par le fait même, l'encombrement soit minimum. Ces exigences sont remplies par les procédés que l'on vient de décrire. Une telle combinaison de la production de gaz et d'énergie a été calculée et l'on envisage de construire une usine pour la production de gaz et de courant électrique, basée sur le principe des « pebbles ».

La figure 16 représente un des schémas possibles d'une telle installation, y compris le traitement préalable pour l'élimination du pouvoir agglutinant du charbon. On procède dans ce cas au réchauffage des pebbles par les gaz de combustion d'une chaudière. Le combustible à grains fins, dégazé, est brûlé dans des brûleurs cycloniques pour le chauffage de la chaudière. Le bilan thermique de cette installation combinée est représenté à nouveau à la figure 17. L'énergie calorifique du combustible est ainsi répartie : 20 % dans le gaz purifié et comprimé, 1,2 % dans le benzol et 18,2 % dans le courant électrique; cela signifie que 39,4 % des calories du charbon sont transformés en deux formes nobles d'énergie particulièrement demandées, le gaz et l'électricité.

CONCLUSIONS.

Comme on l'a dit dans l'introduction, les besoins en énergie noble, gaz aussi bien que courant, sont sans cesse croissants. Lors de la combustion du charbon pour la production de courant électrique, des produits volatils importants pour la production de gaz sont brûlés. La nécessité de ne brûler que du charbon préalablement distillé à haute ou à basse

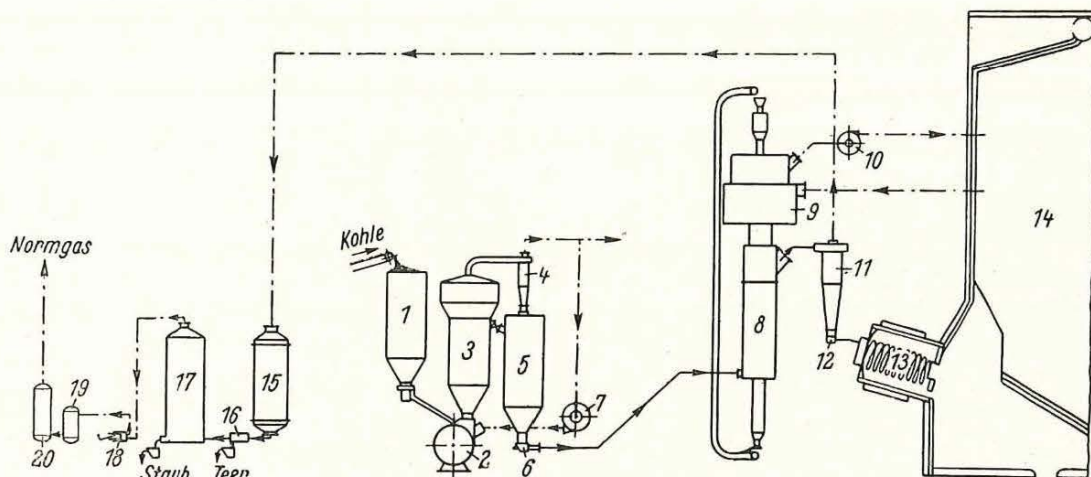


Fig. 16. — Schéma de la production combinée de gaz et de courant électrique par dégazage préalable de poussier de charbon suivant le procédé L.R.

- | | |
|-------------------------------|------------------------------------|
| 1) Réservoir; | 11) Cyclone; |
| 2) Broyeur; | 12) Propulseur des poussières; |
| 3) Cuve de prétraitement; | 13) Brûleur cyclonique; |
| 4) Séparateur; | 14) Chaudière; |
| 5) Réservoir d'emmagasinage; | 15) Chaudière de récupération; |
| 6) Elévateur; | 16) Séparateur de goudron; |
| 7) Soufflage en circuit; | 17) Laveur; |
| 8) Cuve de production de gaz; | 18) Compresseur; |
| 9) Réchauffeur de billes; | 19) Lavage du benzol; |
| 10) Soufflage; | 20) Epuration du H ₂ S. |

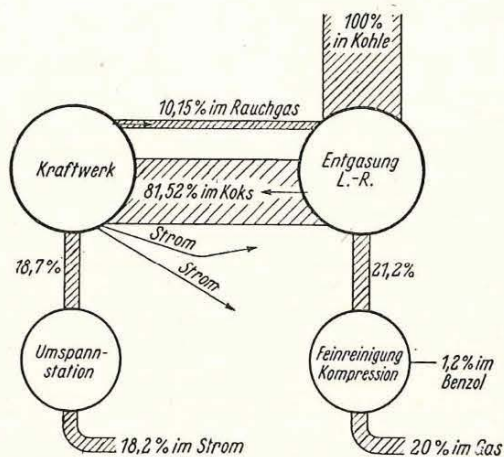


Fig. 17. — Représentation du flux de chaleur dans une production combinée de gaz et de courant électrique par gazéification préalable de poussier de charbon d'après le procédé L.R.

température s'est déjà fait sentir depuis longtemps et le sujet a été traité en long et en large dans la

littérature, il y a déjà quelques dizaines d'années. Divers procédés conformes à l'avancement de la technique de l'époque furent alors protégés par brevet.

Il est possible que la nouvelle technique de dégazage permette de résoudre de façon applicable en pratique le problème de la production de gaz et d'électricité à partir de l'énergie primaire qu'est le charbon, cette valorisation s'effectuant avec le rendement le plus élevé possible.

Les résultats des travaux ouvrent des perspectives encourageantes pour la production du gaz à l'avenir. Quoique tous les procédés ne soient pas encore industriellement mis au point, on peut compter, dans un avenir limité, sur l'établissement d'unités à une échelle technique telle que dans un an, 1 1/2 an, on dispose de données pour une exploitation à grande échelle.

Ont participé à ces travaux : MM. H. Just, Dr. Ing., H. Sommers, Dipl. Ing., et F. Nistler, Dr. Ing. que nous remercions ici.