

# Contribution à la gazéification souterraine du charbon avec oxygène et vapeur d'eau <sup>(1)</sup>

Expériences sur grands modèles  
en vue d'un chantier à canaux parallèles avec courant à sens unique

par A. DE SMAELE,

Ingénieur A.I.Lg. - A.I.M. ; Ph. D.  
Président du Comité de Direction de Socogaz.

## SAMENVATTING

*De studie van de ondergrondse vergassing heeft in het Westen geleidelijk uitbreiding genomen gedurende de laatste vijf jaren. Belgen en Italianen bekwamen, voor de eerste maal, gas uit de lignieten van Valdarno (Italië) in Juli-Augustus 1947; sedertdien werden zeven andere proeven uitgevoerd in België, Marokko, in de Verenigde Staten en in Engeland. Het eerste internationaal congres over ondergrondse vergassing werd gehouden in de Verenigde Staten, van 12 tot 15 Februari.*

*De voorbereidende fase der werken is afgesloten. Het staat nu vast dat de ondergrondse vergassing niet strijdig is met de wetten der natuur, dat gedurende duizenden uren gas werd voortgebracht in de verschillende werken en dat de ontwikkeling van een aannemelijke industriële techniek van ondergrondse vergassing nog slechts een kwestie van tijd en middelen aan mensen en kapitaal betekent. Voegen wij er aan toe dat deze kapitalen slechts een betrekkelijk gering aandeel vertegenwoordigen van de onkosten vereist voor de delving van steenkolen: Europa besteedt daartoe namelijk jaarlijks 250 à 500 milliard frank. Het aandeel van België vertegenwoordigt 20 milliard.*

*Het economisch en sociaal belang van deze opzoekingen wordt heden algemeen ingezien. In een perscommuniqué over het Internationaal Congres over ondergrondse vergassing bevestigde de Hr. Chapman, Minister van Binnenlandse Zaken van de Verenigde Staten dat « het sociaal en economisch belang van deze opsporingen niet kan overschat worden ». Hij voegde er aan toe dat « de openbare autoriteiten en de private nijverheden dienden aangemoedigd dit programma van opzoekingen met alle middelen te steunen en het in de kortst mogelijke tijd te verwezenlijken.*

*De congressen van Birmingham en New-York deden uitschijnen dat de brandstofbronnen, in de meest uitgebreide zin genomen, voor 95 % uit kolen bestaan, petroleum en natuurlijke gassen komen slechts tussen voor het overschot. Tegenover de betrekkelijke schaarste van de voorraden aan petroleum en natuurlijk gas is de uitbreiding van hun verbruik zodanig, dat men in stijgende mate zal dienen over te gaan tot de integrale vergassing van kolen met behulp van zuurstof en tot de fabricatie van synthetische koolwaterstoffen. Tot dit doeleinde zijn er in verscheidene delen van de wereld installaties in werking of in constructie.*

*De ondergrondse vergassing in de laag zou deze bewerkingen aanzienlijk goedkoper maken en tevens toelaten ze uit te breiden tot de overgrote voorraden laagwaardige kool en lignieten die over de wereld verspreid zijn.*

(1) (N.d.I.R.) — Les Annales des Mines de Belgique ont publié dans les numéros de janvier 1951, mars 1951, septembre 1951, novembre 1951, janvier 1952 et mars 1952, des rapports relatifs à la gazéification souterraine en Russie, Italie, Belgique, Maroc, Grande-Bretagne et Etats-Unis. Ces rapports ont été établis, suivant les cas, par Inichar (Belgique), par Cerchar (France) ou par un Comité comprenant des délégués de Cerchar, d'Inichar et de l'Institut National du Charbon de Pologne. Ils constituent une documentation étendue sur les essais de gazéification souterraine dans le monde et ont le caractère commun d'avoir été établis par des organismes indépendants des expérimentateurs, suivant un modèle et un mode d'interprétation uniques.

Le présent rapport est l'œuvre de Monsieur le Ministre De SMAELE et n'engage que la responsabilité de son auteur.



Het fundamenteel proces van de ondergrondse vergassing heeft zijn praktische bevestiging gevonden sinds men er in geslaagd is aldus gedurende weken en maanden gas voort te brengen. De bereikte resultaten mogen zeer verscheiden lijken van een proefstation tot een ander, hun ontleding duidt nochtans aan dat ze alle voortspruiten uit de combinatie, in verschillende verhoudingen, van een zeker aantal fundamentele elementen die nu voldoende gekend zijn.

Uit het geheel der uitgevoerde experimenten kan tot hiertoe afgeleid worden dat de ondergrondse vergassing met lucht mogelijk is en dat een gas van 600 à 900 cal/Nm<sup>3</sup> kan bekomen worden. Door het gebruik van lucht als verbrandingsmiddel bevatten die gassen echter 2/3 stikstof en blijft hun benutting beperkt tot begrensde mogelijkheden op nauwe uitgestrektheden.

De proeven op maketten die wij uitgevoerd hebben, hadden tot doel te bepalen in welke voorwaarden het eventueel mogelijk zou zijn het procédé te verbeteren door de lucht voor de gasvorming te vervangen door zuurstof en stoom. Deze proeven op modellen beoogden slechts de studie van het physico-chemisch evenwicht van de vergassing van kolen in blok; er werd geen poging gedaan om de invloed van het omringend gesteente te simuleren. Deze studie blijft voorbehouden aan de ondergrondse proefnemingen.

De proeven op modellen werden uitgevoerd in twee stadia. In het eerste stadium, op modellen van één ton, hebben wij de gedragingen vergeleken van de verschillende verbrandingsmiddelen: koude lucht, verwarmde lucht, lucht verrijkt met zuurstof, mengsels van zuurstof en stoom. De hoge kwaliteit van het gas, de grote rendementen en de controlemogelijkheden van de vergassing met zuurstof hebben de merklijk betere technische mogelijkheden van deze methode tegenover de vergassing met lucht doen uitschijnen.

Uit de studie van de kostprijs van de zuurstof, op de schaal der behoeften van een ondergrondse vergassingsinstallatie, leidt men af dat de financiële lasten en bedrijfskosten ongeveer 100 fr. per vergaste ton kolen zouden bedragen, hetgeen de interessante economische mogelijkheden van de toepassing van dit verbrandingsmiddel voldoende aantoonst.

Na deze voorafgaandelijke proeven en studie werd overgegaan tot systematische proeven op grote maketten, met gebruik van verschillende brandstoffen en verschillende debieten van zuurstof en stoom. Achtien proeven werden uitgevoerd op modellen tot tien ton.

De proeven in de kool gaven een gemiddeld warmtevermogen van 2.200 Kcal/Nm<sup>3</sup>; tijdens de gestabiliseerde regimes werd dit warmtevermogen overschreden en bereikte 2.500 tot 2.600 Kcal/Nm<sup>3</sup>. Het gemiddeld rendement in zuivere vergassing bedroeg 67%; het globaal rendement, distillatie inbegrepen, bereikte 73%.

Die proeven lieten toe werkmethode te bepalen die de controle van de voortschrijding van het vuur verzekeren. Zij lieten tevens toe de uitbreiding en de karakteristieken van de reactiezone, het verschil in de gedragingen van verschillende brandstoffen, de invloed van de snelheid en van de samenstelling van het verbrandingsmiddel te bepalen.

Het geheel dezer waarnemingen heeft ons er toe geleid een ontwerp van ondergrondse vergassingswerkplaats op te stellen dat op het congres van Birmingham onderzocht en besproken werd. Gunstige omstandigheden maken het tot stand komen van die werkplaats mogelijk te Luik waar een kolenlaag beschikbaar is op enige tientallen meter diepte en op korte afstand van een zuurstofbron, die men welwillend te onzer beschikking wil stellen.

De ondergrondse proefneming zal ons toelaten bepaaldelijk de toepasselijkheid van de proeven op de modellen en de werkelijke mogelijkheden van het procédé, ingegeven door onze vroegere onderzoeken, na te gaan.

## RESUME

Les recherches de gazéification souterraine ont graduellement pris de l'ampleur au cours des cinq dernières années. Belges et Italiens ont fabriqué le premier gaz dans les lignites à Valdarno (Italie) en juillet-août 1947; depuis lors, sept autres essais ont eu lieu en Belgique, au Maroc, aux États-Unis et en Angleterre. Le premier Congrès International de gazéification souterraine vient de se tenir aux États-Unis, du 12 au 15 février.

La phase préliminaire des travaux est close; il est établi maintenant que la gazéification souterraine n'est pas contraire aux lois de la nature, que du gaz a été produit dans les divers chantiers pendant des milliers d'heures et que le développement d'une technique industrielle satisfaisante de gazéification souterraine n'est plus qu'un problème de temps et de moyens en hommes et en capitaux: ajoutons que ces capitaux ne représentent que des quantités minimales par rapport aux frais requis pour l'extraction du charbon, 20 milliards de francs par an pour la Belgique, 250 milliards pour l'Europe.



L'intérêt économique et social de ces recherches est aujourd'hui généralement compris. Dans un communiqué sur le Congrès International de gazéification souterraine remis à la presse, M. Chapman, Ministre de l'Intérieur des Etats-Unis, a affirmé que « l'importance sociale et économique de cette recherche ne peut être surestimée ». Il a ajouté que « les autorités publiques et les entreprises privées devraient être encouragées à appuyer ce programme de recherches par tous les moyens disponibles et le réaliser dans le moindre délai possible ».

En examinant sous l'angle le plus large le problème des sources de combustibles, les Congrès de Birmingham et de New York ont mis en évidence que celles-ci sont constituées à concurrence de 95 % par du charbon, le pétrole et le gaz n'intervenant que pour le solde. En face de l'exigüité relative des ressources de pétrole et de gaz naturel, l'accroissement de leur consommation est tel qu'il va falloir procéder dans une mesure de plus en plus grande à la gazéification intégrale du charbon à l'aide d'oxygène et à la fabrication d'hydrocarbures de synthèse. Des installations à cette fin sont en service ou en construction dans diverses parties du monde. L'intérêt de réaliser cette opération directement en veine, en évitant les frais d'extraction du charbon, est évident.

Le processus fondamental de la gazéification souterraine a trouvé sa confirmation pratique depuis qu'on a pu produire du gaz pendant des semaines et des mois. Les résultats globaux peuvent paraître très différents d'une station d'essai à l'autre; leur analyse montre qu'en fait ils résultent tous de la combinaison, en proportions différentes, d'un certain nombre d'éléments fondamentaux maintenant suffisamment connus.

Il est possible de conclure de l'ensemble des expériences exécutées jusqu'ici que la gazéification souterraine à l'air est possible et qu'un gaz d'un pouvoir calorifique de 600 à 900 Kcal/Nm<sup>3</sup> peut être obtenu; toutefois les produits, du fait même de l'utilisation d'air comme comburant, contiennent  $\frac{2}{3}$  d'azote et ne sont donc susceptibles que d'emplois limités sur une étendue restreinte.

Les essais auxquels nous avons procédé sur maquette avaient pour but de déterminer dans quelles conditions il était éventuellement possible d'améliorer le procédé en substituant l'oxygène et la vapeur, à l'air, pour la production du gaz. Ces essais sur modèles n'avaient pour objet que d'étudier le phénomène physicochimique de la gazéification du charbon en bloc; aucune tentative n'a été faite de simuler l'action des épontes, cette étude étant entièrement réservée aux expériences souterraines.

Les essais sur modèles ont été poursuivis en deux stades : au premier stade, sur des modèles d'une tonne, nous avons recherché une comparaison du comportement des divers comburants : air froid, air réchauffé, air suroxygéné, mélange d'oxygène et de vapeur. La haute qualité du gaz, les rendements élevés et les possibilités de contrôle, par la gazéification à l'oxygène, ont révélé des possibilités techniques nettement supérieures à celle de l'air. L'étude du prix de revient de l'oxygène à l'échelle des besoins d'un chantier de gazéification souterraine a fait apparaître que les charges financières et de fonctionnement d'une centrale de production d'oxygène seraient de l'ordre de 100 francs par tonne de charbon gazéifié et a montré ainsi les possibilités économiques intéressantes de ce comburant.

A la suite de ces essais préliminaires et de ces études, il a été procédé à des essais systématiques en grandes maquettes en utilisant différents combustibles et divers débits d'oxygène et de vapeur; dix-huit essais ont été faits dans de grands modèles jusqu'à dix tonnes.

Les essais en charbon ont donné un pouvoir calorifique moyen de 2.200 Kcal/Nm<sup>3</sup>; pendant les régimes stabilisés, le pouvoir calorifique a dépassé cette valeur et a atteint jusqu'à 2.500 et 2.600 Kcal/Nm<sup>3</sup>. Le rendement moyen en gazéification pure a été de 67 % et le rendement global, distillation comprise, de 75 %.

Les essais ont permis d'établir des méthodes de fonctionnement donnant le contrôle de la progression du feu; ils ont permis de déterminer l'extension et les caractéristiques de la zone de réaction, ainsi que la différence de comportement entre divers combustibles, l'influence de la vitesse et de la composition du comburant.

L'ensemble de ces observations nous a amené à élaborer un projet de chantier souterrain qui a été examiné et discuté au Congrès de Birmingham. Des circonstances favorables rendent possible la réalisation de ce chantier à Liège où une veine de charbon est disponible à quelques dizaines de mètres de profondeur et à peu de distance d'une source d'oxygène que l'on accepte obligeamment de mettre à notre disposition.

L'essai souterrain permettra d'établir en définitive la validité des essais exécutés sur modèles et les possibilités réelles du procédé.



### Avant-propos.

Cet ouvrage est le résultat d'un travail d'équipe : c'est grâce à la coopération internationale que la Gazéification Souterraine dans le Monde Occidental a survécu aux inévitables hésitations du début pour atteindre progressivement sa situation présente. Cette coopération s'est manifestée par une variété de moyens, allant du simple échange d'expérience et d'encouragement mutuel jusqu'à la coopération financière. Y ont participé : la Belgique, les États-Unis, la France, la Pologne et le Royaume-Uni.

Dans le cadre du « Comité International de la Gazéification Souterraine », je désire rappeler que la première contribution officielle à la recherche fut apportée par le « Fonds National de la Recherche Scientifique » de Belgique et par le Gouvernement belge.

Je donne acte, avec gratitude, aux Charbonnages de France et aux Charbonnages de Pologne de leur adhésion aux travaux du Comité à une époque

où les risques et les incertitudes de la recherche étaient grands.

La fondation de Socogaz fut patronnée par M. A. Velge, Président des « Charbonnages de Bonne-Espérance, Batterie, Bonne-Fin et Violette », qui mit à disposition les premiers capitaux privés et les installations minières; il fut secondé par plusieurs entreprises charbonnières, électriques, gazières et chimiques. MM. P. Demart et R. Léonard ont été parmi les pionniers des contributions techniques; M. Léonard a prêté son concours aux développements miniers et M. Demart à la construction de la machine de forage télécommandée.

Je désire souligner le rôle joué par notre petite équipe d'ingénieurs, ouvriers, dessinateurs et employés qui furent généreux d'efforts, d'ingéniosité et même souvent de courage physique pendant le cours de la recherche.

J'exprime un remerciement personnel à M. A. Guccassoff qui a pris une grande part aux essais sur maquettes et a concouru avec zèle à la préparation de ce rapport.

## SECTION I.

### EXPERIENCES

#### I. — Résultats expérimentaux des essais de gazéification souterraine.

1. — La preuve est faite que la gazéification du charbon dans son gisement est praticable.

Du gaz a été produit parfois pendant des jours, parfois pendant des semaines ou des mois.

Les résultats globaux ont pu apparaître différents d'une station expérimentale à l'autre; l'analyse montre qu'en fait ils sont tous remarquablement concordants et fondamentalement comparables.

Les superficies des couches de charbon gazéifiées à Newmann Spinney, Bois-la-Dame et Gorgas sont en ordre de grandeur, dans les rapports de 1, 10, 100; l'allure des veines et les dispositifs expérimentaux sont différents, mais les résultats globaux se décomposent dans les mêmes constatations élémentaires.

2. — Le fonctionnement des chantiers, quoique encourageant dans l'ensemble, a souvent été précaire.

Du gaz combustible a été produit dans chacune des stations d'essais, mais la production a généralement été instable et la qualité moyenne des produits relativement pauvre.

Jusqu'à présent, la gazéification souterraine à l'air dans les installations de l'ouest a rencontré deux difficultés majeures :

Premièrement, une dérivation du comburant au travers des zones brûlées entraînant une détérioration des produits.

Secondement, une consommation élevée de chaleur au delà de l'énergie nécessaire à alimenter les

réactions endothermiques intervenant dans la formation du gaz combustible.

3. — Les résultats des quatre stations d'essais financées par le Comité International de la Gazéification Souterraine peuvent se résumer sommairement comme suite : (1)

VALDARNO (Italie)

Juillet-août 1947. (2)

Le procédé employé est la méthode des courants avec inversions; le combustible, du lignite à 50 % d'humidité.

Pendant quatre semaines, le pouvoir calorifique a oscillé entre 700 et 900 Kcal/Nm<sup>3</sup> sans apparence de détérioration.

Le toit constitué de matériaux meubles descendait au fur et à mesure de l'avancement du feu et remplissait le vide laissé par la combustion du lignite.

4. — BOIS-LA-DAME I.

Février-mars 1948. (1)

Le procédé employé est la méthode des courants sans inversion; le combustible, un charbon à faible teneur en matières volatiles avec 4 % d'hydrogène.

Au long des cinq semaines de fonctionnement, le pouvoir calorifique des produits fut :

(1) Voir Annales des Mines de Belgique : « La gazéification souterraine dans les divers pays », par Inchar, Livraisons de janvier, mars, septembre, novembre 1951 et janvier, mars 1952.

(2) A.M.B. - mars 1951, p. 174.

(1) A.M.B. - novembre 1951, p. 759.



au-dessus de :

400 Kcal/Nm <sup>3</sup>	pendant	51 %	du temps
500 »	»	12 %	»
600 »	»	4 %	»

### 5. — DJERADA.

Août 1950-Janvier 1951. (2)

Le procédé employé est la méthode des courants avec inversions et avec préchauffage du comburant par récupération de la chaleur sensible du gaz; le combustible, un charbon de faible teneur en matières volatiles avec 2,5 % d'hydrogène.

Au cours de cinq mois de fonctionnement, le pouvoir calorifique des produits fut supérieur à :

400 Kcal/Nm <sup>3</sup>	pendant	25 %	du temps
500 »	»	15 %	»
600 »	»	6 %	»

### 6. — BOIS-LA-DAME II.

Novembre 1949-septembre 1950.

Le procédé est la méthode des courants sans inversion; le combustible, le même que lors du premier essai de Bois-la-Dame.

La période de production réelle ne comprit que 44 jours, le fonctionnement ayant été troublé par diverses causes. Toutefois, des gaz combustibles à 1.400 Kcal/Nm<sup>3</sup> furent produits à plusieurs moments. La caractéristique, de loin la plus intéressante de cet essai, réside dans les observations prouvant la dérivation d'une partie du comburant par les éboulis de l'arrière-taille, phénomène s'am-

(2) Charbonnages de France. — « Essais de Gazéification Souterraine à Djerada », par R. Loison - Septembre 1952, p. 17.

plifiant au fur et à mesure de l'avancement du front de feu.

7. — Outre l'appareillage normal pour le prélèvement automatique et l'analyse des produits à la sortie du panneau de gazéification, plusieurs tubes de prise furent introduits dans la veine dans des trous de sonde recoupant le front de feu. Les tubes, d'un pouce de diamètre, étaient constitués de tronçons de 50 centimètres, réunis bout à bout par des manchons en caoutchouc; au fur et à mesure de la progression du feu, les manchons étaient censés brûler et permettre le prélèvement d'échantillons à proximité immédiate de la zone active; des analyseurs automatiques indépendants étaient branchés sur ces tubes.

Les produits sortant du panneau ont montré que le rapport entre l'oxygène ayant réagi et l'oxygène entré allait en décroissant de mois en mois, et ce rapport n'était que faiblement influencé par la teneur en oxygène du comburant et par la température de celui-ci; au contraire, les produits des prises intermédiaires ne montraient pas de détérioration dans le temps et leur pouvoir calorifique variait en concordance avec la composition des comburants. Vers le milieu de mai 1950, la comparaison entre les deux groupes d'analyses semblait indiquer que :

40 %	du comburant	gazéifiaient	le charbon,
20 %	»	brûlaient	les produits,
40 %	»	diluèrent	les produits,

8. — Afin de vérifier les hypothèses suggérées par cette dernière constatation et par d'autres, nous entrâmes dans la zone brûlée (voir figures 1 et 5) par le niveau supérieur du panneau, en

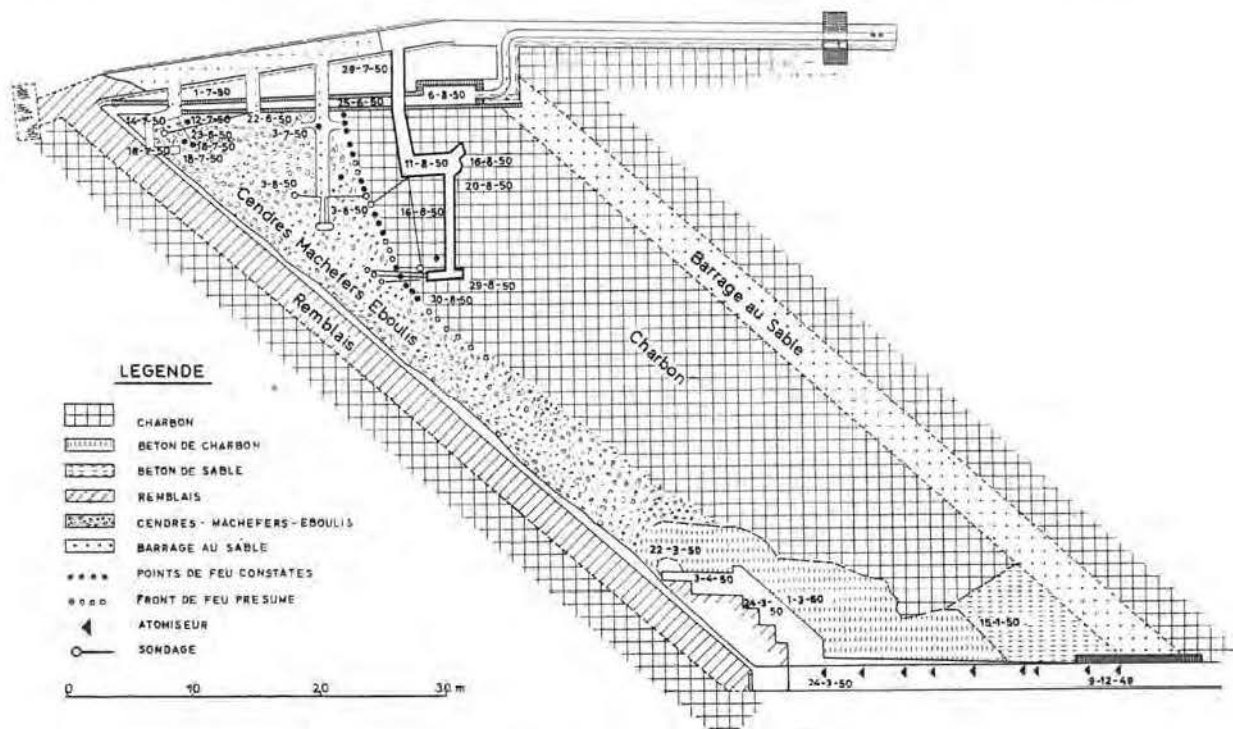


Fig. 1. — Plan du Chantier II de Bois-La-Dame.

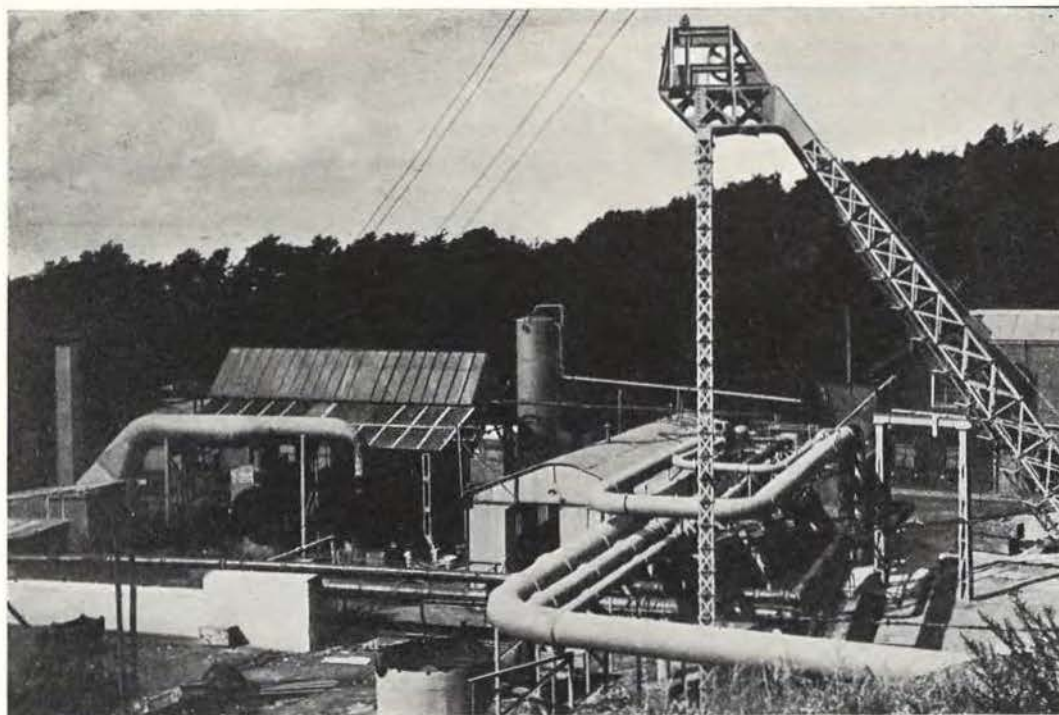


Fig. 2. — Bois-La-Dame 1950. — Installations de surface.

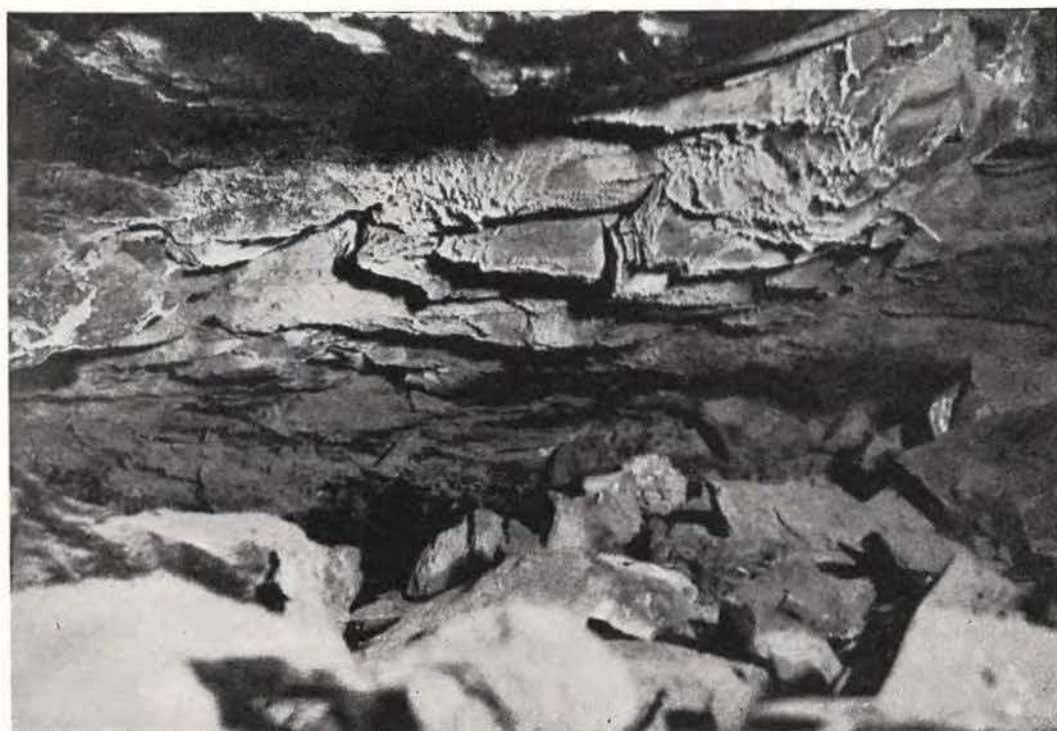


Fig. 5. — Chantier II de Bois-La-Dame. — Eboulis dans la zone épuisée.



ayant le vent dans le dos; nous pûmes ainsi constater effectivement et directement le détournement vers l'arrière-taille d'une partie de l'air entré. La zone brûlée était remplie de matériaux comprenant des cendres, des scories et des débris d'épontes, le tout assez semblable à un lit de filtrage grossier; la quantité de charbon non brûlé était insignifiante dans la zone explorée.

9. — Afin de confirmer ces observations, nous ouvrimus un passage dans le charbon vierge à quelques mètres à l'arrière de la zone de réaction et, à la fin du mois d'août 1950, nous y mimés le feu. Alors que depuis longtemps le panneau ne livrait plus qu'un mélange d'air frais et de quelques produits de combustion, du gaz combustible réapparut aussitôt au puits de sortie. Afin de minimiser les troubles apportés par les circuits parasites restants, on recourut à des envois alternés d'air et de vapeur d'eau. Les produits présentèrent des pouvoirs calorifiques de l'ordre de 1.250 Kcal/Nm<sup>3</sup>, quoique les analyses indiquassent clairement qu'ils contenaient encore environ 50 % d'air de dilution.

10. — Nous vinmes alors à la conclusion que nous devons admettre l'existence dans le panneau d'une zone de réaction agissant effectivement comme un gazogène et d'un cendrier dont la structure varie selon le comportement du toit et qui est susceptible de provoquer la dérivation d'une partie du courant

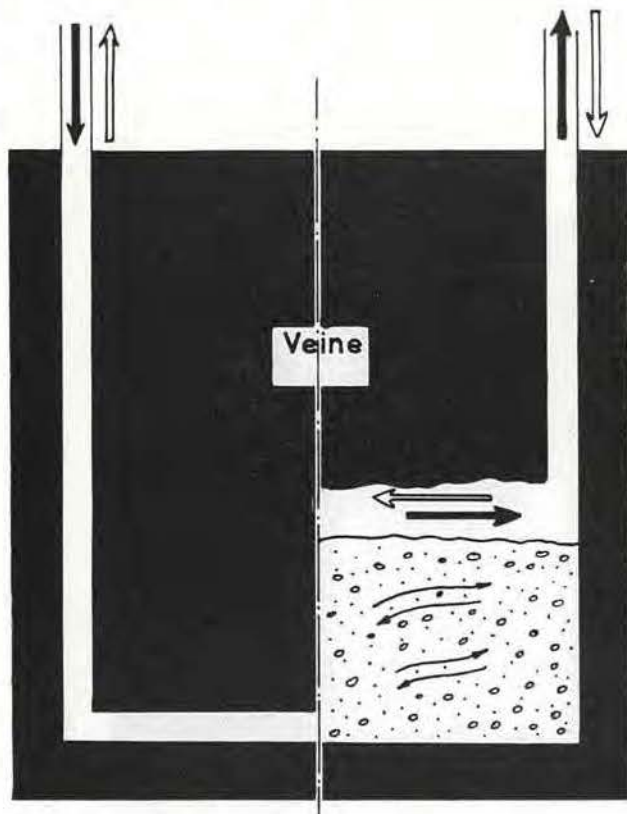


Fig. 4. — Schémas classiques de gazéification souterraine.

Méthode du courant.

Les flèches blanches et noires indiquent le sens du courant gazeux en cas d'inversion.

de comburant. Bois-la-Dame était un mauvais cas, Valdarno en était un bon.

11. — Les Russes ont cité d'autres exemples où la nature du toit était telle que la zone brûlée restait à peu près étanche à l'air.

Il apparaît cependant qu'en contrepartie il ne restait qu'un étroit passage le long du front de feu et, partant, une forte résistance au passage du courant, la pression nécessaire pour obtenir un fonctionnement satisfaisant allant parfois jusqu'à 2 à 2,5 kg/cm<sup>2</sup> eff. Ceci signifie une consommation d'énergie atteignant 40 à 50 % de celle nécessaire pour l'élimination de l'azote inerte de l'air comburant.

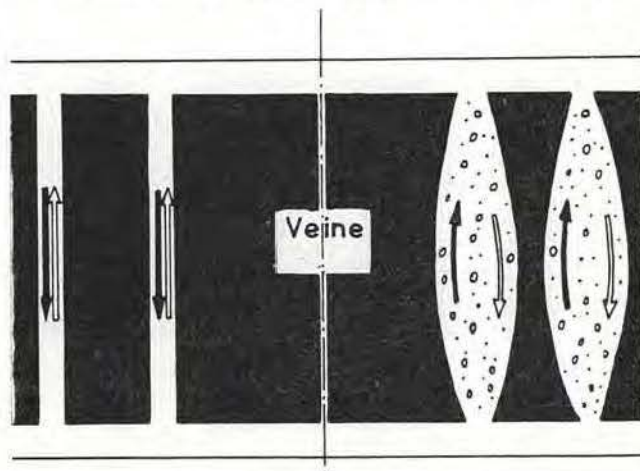


Fig. 5. — Méthode des trous.

12. — Dans les cas où le comportement du toit n'est pas favorable à la gazéification, le contournement du front par le comburant peut être partiellement maîtrisé par un agencement approprié. La méthode par percolation semble offrir en cela une solution pour les veines à faible profondeur.

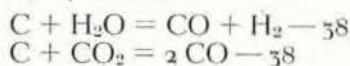
Les Russes ont également procédé à des essais au moyen d'un tracé consistant en trous parallèles forés dans la veine à des intervalles de 5 à 6 mètres (voir figure 5). Les passages prennent par la combustion le profil d'un cigare; la qualité du gaz, quoique constamment déclinante au fur et à mesure de l'agrandissement des passages, reste au total satisfaisante. En contrepartie, il reste des quantités appréciables de charbon non brûlé et le travail de préparation de trous par forage est dispendieux, avec les moyens d'outillage actuellement employés.

13. — Nous arrivons maintenant à la seconde difficulté à laquelle la gazéification souterraine à l'air a dû faire face jusqu'à présent; il s'agit de la consommation élevée de chaleur, au delà de l'énergie nécessaire à alimenter les réactions endothermiques de production du gaz combustible.

L'influence de la variation des pertes thermiques marginales sur la qualité du gaz et sur le rendement est mise en évidence d'une manière frappante par le fait qu'à chaque unité supplémentaire de perte de chaleur correspond une réduction dans la formation du gaz combustible de 2/38 moles avec



un pouvoir calorifique global de 3,5 unités, conformément aux équations :



14. — Il a déjà été démontré (1) que, toutes les fois que de hauts pouvoirs calorifiques furent atteints, cela était dû à l'apport des produits de distillation du combustible : tel a été le cas, par exemple, à Lissitchansk avec la méthode des trous parallèles (2) et à Valdarno (3) où le pouvoir calorifique des produits a été de l'ordre de 700 à 900 Kcal/Nm<sup>3</sup>, la distillation intervenant pour les deux tiers et les réactions du gaz à l'air et à l'eau à peine pour un tiers.

15. — Les réactions de gaz à l'air et à l'eau n'ont jamais converti qu'une faible partie de la valeur calorifique du carbone fixe en gaz combustible. En aucun cas connu jusqu'à présent, cette fraction n'a été supérieure à 30 %.

On peut en conclure que les conditions d'ensemble ont été jusqu'à présent peu favorables à l'accomplissement d'une réelle gazéification. La raison doit en être recherchée dans les éléments du bilan thermique, à savoir dans les quantités de chaleur absorbées par :

- le préchauffage des réactifs,
- les pertes au sol,
- l'évaporation de l'eau.

Les pertes au sol et par évaporation d'eau sont défavorablement influencées par le trop grand étalement des zones de réactions et par le taux trop faible de combustion du charbon.

16. — Pour aider à surmonter ces difficultés, on a eu recours à Djerada au préchauffage du comburant au moyen de la chaleur sensible du gaz produit.

Les Russes ont depuis longtemps recouru à l'emploi d'oxygène. Selon les informations que l'on a pu recueillir, l'oxygène fut d'abord employé pour enrichir l'air. Au cours d'un fonctionnement de plusieurs mois avec adjonction d'environ 5 points d'oxygène à l'air, la fraction du pouvoir calorifique attribuable au gaz à l'air et au gaz à l'eau est montée jusqu'à environ 50 % du pouvoir calorifique total des produits (1).

17. — Sauf les dispositions mentionnées ci-avant, nulle autre proposition particulière n'a été faite jusqu'à présent pour améliorer le procédé à l'air. Il semble que des pouvoirs calorifiques de 600 à 900 Kcal/Nm<sup>3</sup> constituent les plus favorables des résultats que l'on puisse attendre d'un procédé à l'air pur. Les produits contiendront toujours deux tiers d'azote et le gaz ne pourra pourvoir qu'à des usages limités dans un petit rayon.

Les taux de combustion accusés jusqu'à présent sont de l'ordre de 100 à 200 kg/m<sup>2</sup>/jour. Pour gazéifier 1.000 tonnes de charbon par jour dans une veine d'un mètre, ce taux de combustion conduirait à un développement de fronts de feu de l'ordre de 5 à 10 kilomètres.

## II. — Expériences préliminaires en maquettes.

18. — En 1948, nous commençâmes quelques essais en maquettes tout à fait préliminaires en coulant un mélange de charbon et de ciment dans un tube de six mètres de longueur et de 300 mm de diamètre et en soufflant le comburant dans un passage axial de 50 mm. Bien que l'essai avec ce dispositif très sommaire ne durât que peu d'heures dans chaque cas, il encouragea la construction d'une installation plus perfectionnée qui fut dénommée « Gazogène à canal vertical ».

Le but des essais sur maquette était d'étudier le processus physico-chimique de la gazéification intégrale d'un bloc de combustible solide; aucune tentative ne fut faite de reproduire dans la maquette le comportement du toit.

Le gazogène à canal vertical fut mis en action pendant neuf mois entre novembre 1949 et juillet 1950. La construction (voir figure 6) comportait essentiellement un tube vertical de 1,20 m de diamètre, de 3 m de hauteur, bourré d'un béton de coke. Le coke fut choisi comme le combustible évitant toute hésitation quant au rôle de la gazéification véritable dans l'élaboration des produits. Les essais furent conduits avec divers types de comburants :

- air froid,
- air préchauffé,
- air enrichi d'oxygène,
- oxygène et vapeur d'eau.

19. — Le fonctionnement à l'air froid a donné dans l'ensemble les résultats suivants :

- avec des vitesses d'air comprises entre 0,5 et 10 m à la seconde, le feu s'est toujours déplacé vers l'aval du courant et ce, à une allure atteignant jusqu'à 1 m à l'heure; jamais le feu n'a remonté le courant d'air, même à des vitesses d'air inférieures à 15 cm/sec. Ce phénomène du roulement du feu avait été observé antérieurement et pour la première fois par le Professeur E. Mertens.

La tendance générale du feu à se déplacer vers l'aval a été fréquemment troublée par des rallumages fortuits du combustible dans la partie amont.

- la longueur de canal nécessaire à l'épuisement total de l'oxygène a été de l'ordre de 25 diamètres avec une ouverture du canal de 8 cm et une vitesse du courant de 8 m/sec : les produits se composaient uniquement de CO<sub>2</sub> et de N<sub>2</sub>.

20. — Avec de l'air préchauffé à 600° C :

- le feu est resté stationnaire.

A des vitesses supérieures à 3 m/sec, la combustion a été continue et les produits de composition constante; à des vitesses inférieures à 3 m/sec, des cendres adhéraient à la surface du bloc combustible et le feu était progressivement étouffé.

(1) A.M.B. déjà citées.

(2) A.M.B. - janvier 1951, p. 54.

(3) A.M.B. - mars 1951, p. 180.

(4) « Annales des Mines », janvier 1951, p. 63.



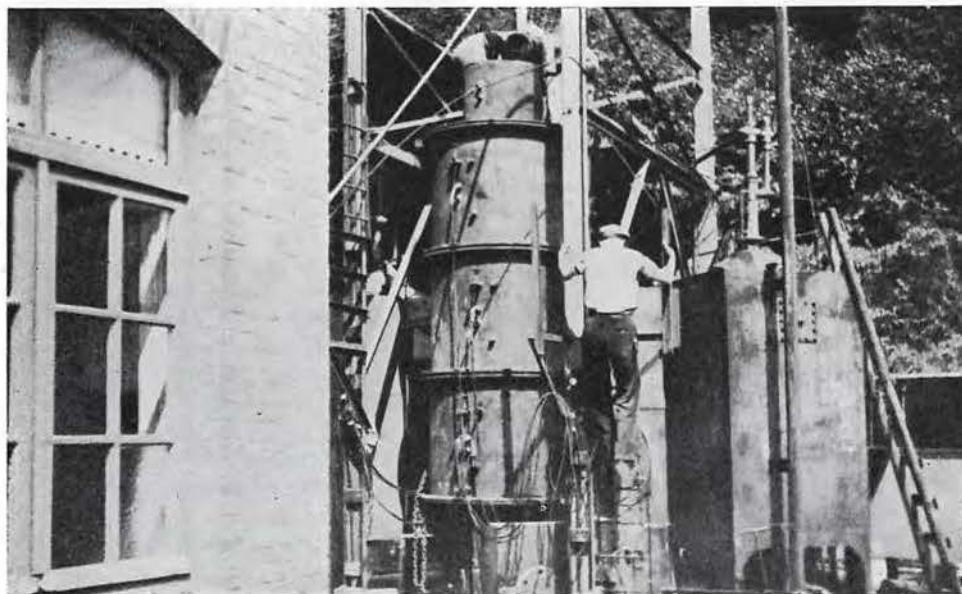


Fig. 6. — Gazogène à canal vertical.



Fig. 7. — Saumon de coke après essai.



L'oxygène a été entièrement épuisé sur une longueur de 10 diamètres, avec une ouverture de canal de 50 cm et avec une vitesse de 5 m/sec : les produits se composaient uniquement de CO<sub>2</sub> et de N<sub>2</sub>.

21. — Les essais utilisant comme comburant l'oxygène et la vapeur d'eau furent les plus importants :

- le feu a marqué une tendance persistante à remonter le courant, empêchant ainsi la zone de réaction d'avancer avant la consommation totale du combustible;
- du gaz à 2.100 Kcal/Nm<sup>3</sup> a été produit sur une longueur de 5 diamètres, l'ouverture du canal étant de 80 cm et la vitesse de l'oxygène de 5 cm/sec;
- des rendements de 70 % ont été atteints.

Le résultat d'un essai typique est relaté aux figures 8 et 9.

22. — Il est inutile d'insister sur le fait que ces valeurs numériques ne sont valables que pour les conditions particulières de l'installation expérimentale : l'une des plus importantes est que tout le périmètre du canal est constitué par du combustible asséché bien avant l'essai; en outre, l'évacuation des cendres est favorisée par la position verticale du gazogène.

Tels quels, ces résultats donnent une indication claire du comportement relatif des divers types de comburant dans des conditions comparables.

23. — On a souvent pensé, à propos de l'emploi d'oxygène comme comburant, que mieux valait exécuter d'abord les essais à l'air et ensuite amé-

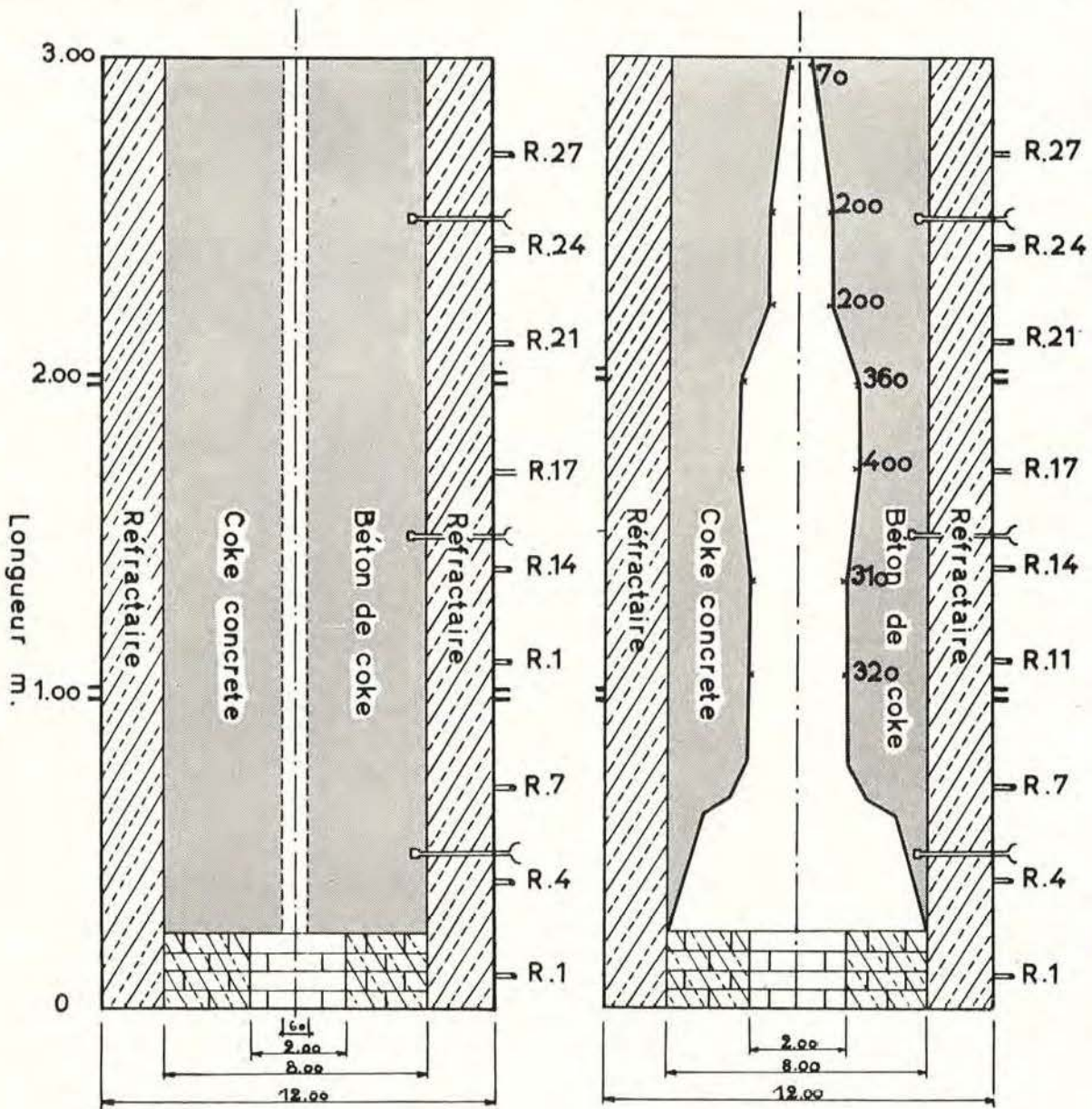


Fig. 8. — Gazogène à canal vertical. — Essai 8-IV. — Coupes avant et après l'essai.  
R : Regards      ≡ : Couples thermoélectriques.



liorer éventuellement les procédés en substituant l'oxygène à l'air. Les essais préliminaires sur maquettes ont paru justifier l'idée que le comportement de l'oxygène serait tellement différent de celui de l'air qu'il pourrait conduire à un procédé autre que ceux auxquels on avait eu recours jusque là et susceptible d'éviter certaines des limitations rencontrées avec l'air.

Les conditions économiques d'une production d'oxygène à grande échelle ont alors été examinées. Il est apparu qu'en dehors du coût du combustible, la charge d'amortissement et d'exploitation de l'équipement en force motrice et pour l'élimination de l'azote peut être réduite à une centaine de francs par tonne de charbon gazéifié; dépense facilement supportable dans les conditions de l'Europe. Il fut par conséquent décidé que de nouveaux essais seraient entièrement consacrés à l'emploi de l'oxygène et de la vapeur d'eau comme comburants.

Il fut estimé que des essais sur maquettes permettant des observations directes et des enregistrements précis donneraient des renseignements que l'on ne peut obtenir dans un travail souterrain courant. On décida donc de faire des essais sur maquettes de grand modèle avant d'établir la future station d'essais souterrains.

### III. — Essais sur maquettes de grand modèle.

24. — Le programme des essais en maquettes de grand modèle avec oxygène et vapeur d'eau comprenait l'étude de la gazéification dans différentes conditions concernant :

- la vitesse du courant d'oxygène,
- le rapport vapeur-oxygène,
- la longueur et la section du bloc de combustible,
- la nature du combustible,
- le mode opératoire.

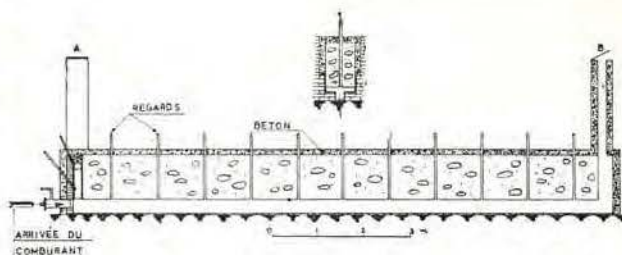


Fig. 10. — Maquette n° 1.  
Coupes longitudinale et transversale.

25. — Nous essayâmes d'abord dans une maquette d'une contenance de 10 tonnes, le béton de combustible étant coulé entre des murs réfractaires (voir figure 10). Le fonctionnement fut satisfaisant au point de vue de la gazéification, mais le déblaiement et la réparation de la maquette pour les essais subséquents étaient trop lents.

Une maquette plus perfectionnée et de plus grande longueur, pouvant servir pour plusieurs essais, fut construite dans une tranchée (voir figure 11). Des difficultés graves furent rencontrées dues à des infiltrations d'eau dans la maquette, occasionnées par les pluies et causant des pertes thermiques importantes détériorant les produits.

26. — Nous construisîmes ensuite une maquette de 10 tonnes de modèle tubulaire (voir figure 14). Le tube avait 22 mètres de longueur et 800 mm de diamètre intérieur net. Les essais n<sup>os</sup> 4 à 10 furent effectués dans une longueur de 11 mètres et 500 mm de diamètre, le tube étant incliné de 10°; les essais n<sup>os</sup> 11 à 18 furent faits avec la pleine longueur et le plein diamètre du tube qui était alors incliné de 2°.

Le combustible fut, comme d'habitude, un bloc obtenu en versant dans le tube un mélange de charbon et de ciment semblable à un béton.

Les combustibles essayés furent :

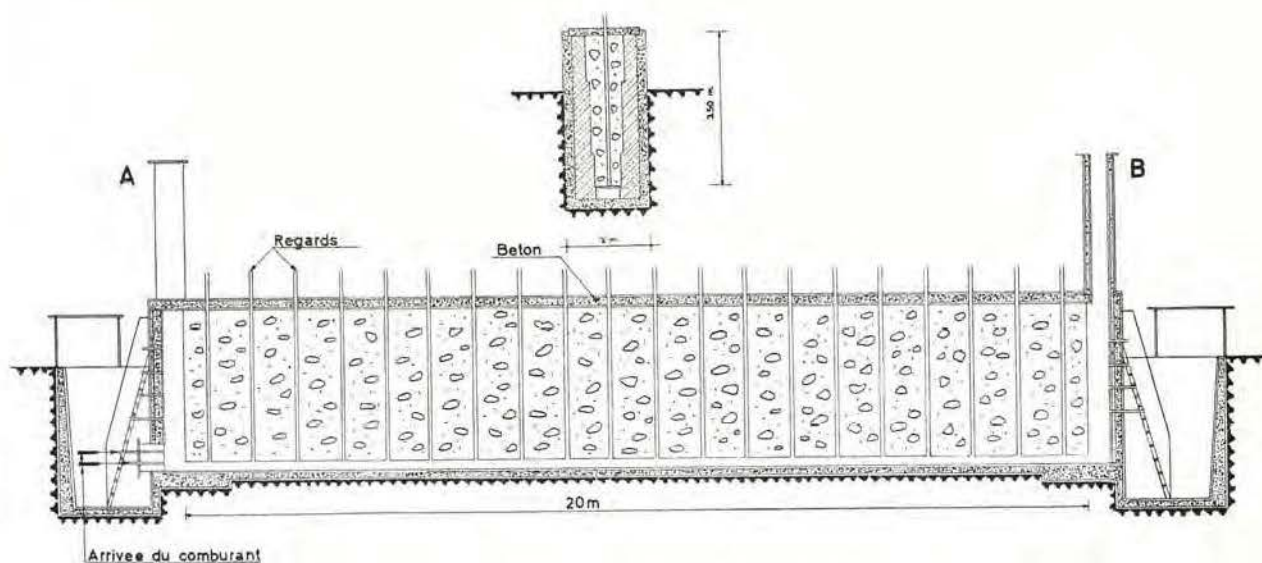


Fig. 11. — Maquette n° 2. — Coupes longitudinale et transversale.





Fig. 12. — Vue partielle de la station de mesure.

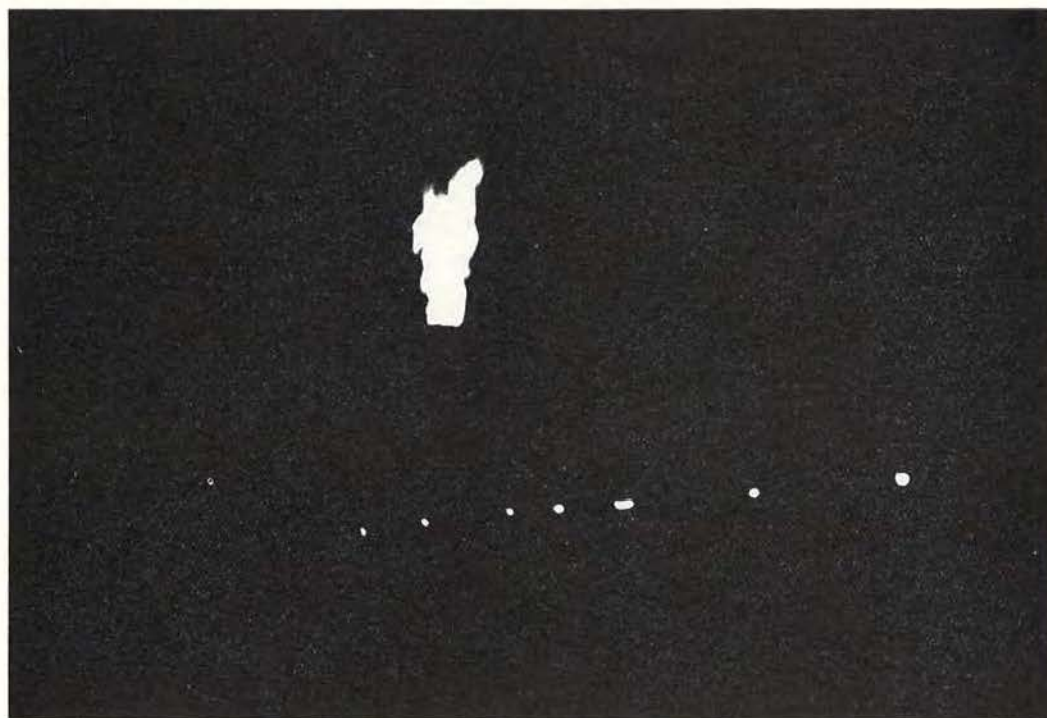


Fig. 15. — Essai en maquette : gaz brûlant à la cheminée et aux prises d'échantillons.



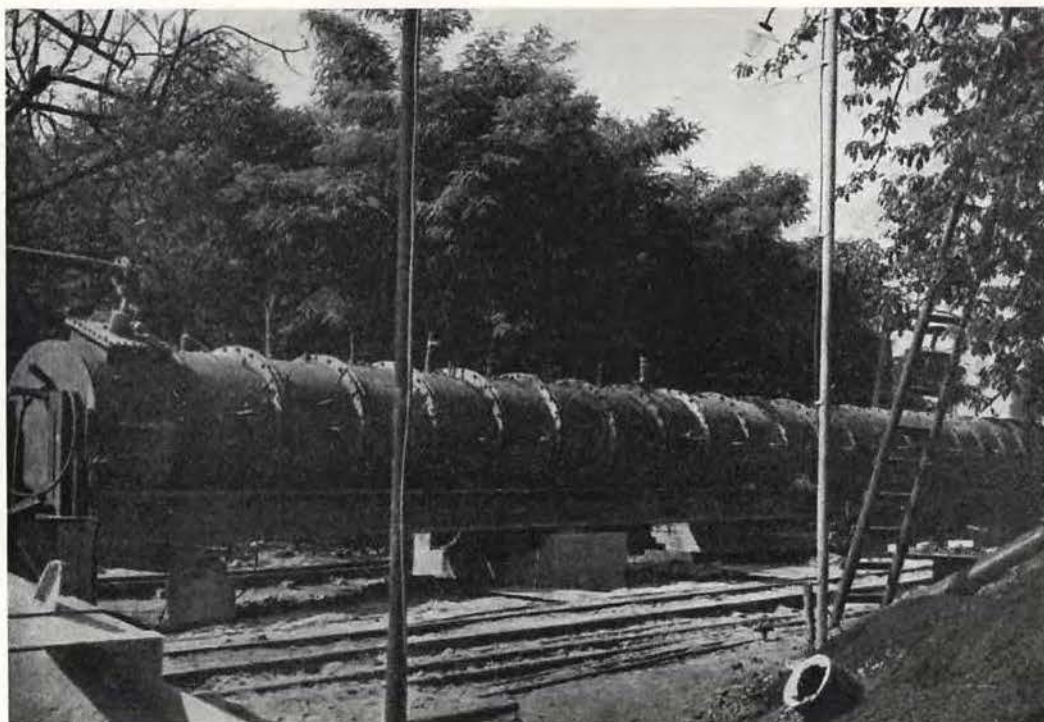


Fig. 14. — Gazogène à canal tubulaire.



Fig. 15. — Section du gazogène.



NATURE					COKE						
Analyse immédiate (sur sec.)	Matières volatiles	UNITES									
	Cendres	Poids %									
Analyse élémentaire (sur sec.)	Carbone										
	H <sub>2</sub>										
	O <sub>2</sub>										
	Inertes										
	H <sub>2</sub> par 100 C.	Poids % du carbone total									
Saumon	Forme et dimensions	mm	Prisme	Prisme	φ 500	φ 500	φ 500	φ 500	φ 500	φ 500	φ 500
	Section	dm <sup>3</sup>	238	72	20	20	20	20	20	20	20
	Longueur	m	20	20	10	10	10	10	10	10	10
ESSAI			Nr	2	3	4	5	6	7		
	Date	de à	12 h. 1-II-51	18 h. 17-II-51	14 h. 26-IV-51	12 h. 11-V-51	15,45 h. 11-V	15,50 h. 25-VI-51	10 h. 7-VI-51		
	Durée	heures	6 h.-4-11	18 h.-21-11	22 h.-26-V	3,8		20,30 h.-25-VI	7 h.-8-VI		
COMBURANTS	Débit O <sub>2</sub> de fabrication	Nm <sup>3</sup> /h	100	de 50 à 75	100	de 60 à 200	150	36			
	Débit H <sub>2</sub> O	»	100	de 36 à 50	75	200	150	36			
	Pouvoir calorifique supérieur moyen pour la durée de l'essai (1).	Kcal/Nm <sup>3</sup>	1080	1130	1120	1790	1870	1150			
ANALYSE (3)	RELEVÉ (2)	Date heures.	2-1	21-II	26-IV	11-V	25-VI	8-VI			
			6	14	21	14	19,15	3,30			
DECOMPOSITION	CO <sub>2</sub>	môles/par môle de produits	0,467	0,580	0,510	0,300	0,309	0,561			
	H <sub>2</sub>	»	0,272	0,240	0,280	0,484	0,454	0,204			
BILAN THERMIQUE	Pouvoir calorifique supérieur	Kcal/Nm <sup>3</sup>	0,261	0,180	0,210	0,216	0,237	0,235			
		»	—	—	—	—	—	—			
DECOMPOSITION	Produits de distillation	môles/môle de produits	1600	1260	1470	2100	2070	1310			
	CO <sub>2</sub> dans le combustible	»									
BILAN THERMIQUE	Produits de gazéification	môles/môle de produits									
	Produits de gazéification ramenés à 1 môle	1 môle									
BILAN THERMIQUE	1. Pouvoir calorifique supérieur du carbone gazéifié	Kal/môle de produits	71,0	78,6	76,0	75,2	73,3	76,5			
	2. Pouvoir calorifique supérieur des produits de distillation	»	—	—	—	—	73,3	—			
BILAN THERMIQUE	Total pouvoir calorifique supérieur du combustible 1 + 2	»	71,0	78,6	76,0	75,2	—	76,5			
	3. Pouvoir calorifique supérieur des produits	»	35,8	28,2	11,5	46,9	46,4	29,4			
BILAN THERMIQUE	4. Chaleur de préchauffage des comburants et du combustible à 1000°C.	»	112	13,6	31,5	11,0	10,4	15,9			
	5. Déperdition de chaleur à l'ambiance et par évaporation	»	24,0	36,8	31,5	17,3	16,5	31,2			
BILAN THERMIQUE	Total pouvoir calorifique des produits et pertes 3 + 4 + 5	»	71,0	78,6	76,0	75,2	73,3	76,5			
	Rendement de l'opération de distillation	%									
BILAN THERMIQUE	Rendement de l'opération de gazéification proprement dite	%	50,5	36	43	62,5	63,2	38,4			
	Moyenne du rendement de gazéification proprement dite pour les essais au charbon	%									
BILAN THERMIQUE	Rendement global en pouvoir calorifique supérieur pour les essais au charbon	%									
	Moyenne du rendement global en pouvoir calorifique pour les essais au charbon	%									

(1) A l'exclusion des périodes de démarrage (voir détails ou diagramme).

(2) Voir diagramme +

(3) N<sub>2</sub> et O<sub>2</sub> < à 1 %.



# s essais en maquette

				CHARBON MAIGRE	CHARBON COKEFIANT					CHARBON BITUMINEUX	LIGNITE
				14.0	28.1					31.0	53.9
				8.3	7.4					9.8	6.5
				77.7	64.6					59.2	39.6
				100	100					100	100
				84.3	78.5					79.3	60.6
				3.5	4.8					4.7	4.9
				3.9	9.3					6.1	26.3
				8.3	7.5					9.9	8.2
				100	100					100	100
				4.1	6.1					6.0	8.1
φ 500 20 10	φ 500 20 10	φ 800 50 20	Prisme 70 11	φ 800 50 20	φ 500 20 10	φ 800 50 20	φ 800 50 20	φ 800 50 20	φ 800 50 20	φ 800 50 20	φ 800 50 20

8	9	18	1	15	10	11	12	13	14	16	17
10 h. 15-VI-51 21 h.-15-VI	11.45 h. 28-VI-51 17.45 h.-28-VI	9.45 h. 7-I-52 9.45 h.-9-I	13.30 h. 25-VIII-50 9.40 h.-28-VIII	12 h. 14-XI-51 23.30-14-XI	11 h. 12-VII-51 21.30-12-VII	9.30 h. 2-VIII-51 10.30-5-VIII	10 h. 13-X-51 12 h. 16-IX	18 h. 3-X-51 18 h. 5-X	12.30 h. 24-X-51 8 h. 27-X	13 h. 5-XII-51 24 h. 8-XII	13 h. 18-XII-51 13 h. 20-XII
11	6	48	66	60	10.5	51.5	74	48	68	83	48
72	110	90	60	90	80	100	60	64	74	90	90
72	110	90	60	30	80	75	30	64	60	—	—
1620	1850	1660	2220	2230	2290	2300	2240	2410	2280	2260	2430

15-VI 18	28-VI 16.30	9-I 1.15	28-VIII 24	14-XI 17	12-VII 17	4-VIII 24	16-IX 7.30	5-X 17	26-X 1	6-XII 19	19-XII 21
0.408	0.337	0.390	0.208	0.280	0.290	0.200	0.240	0.200	0.280	0.310	0.280
0.337	0.420	0.374	0.500	0.420	0.310	0.450	0.453	0.410	0.370	0.360	0.290
0.255	0.243	0.236	0.292	0.280	0.370	0.310	0.280	0.360	0.310	0.290	0.360
—	—	—	—	0.020	0.030	0.040	0.027	0.030	0.040	0.040	0.070
1770		1830	2360	2290	2310	2650	2450	2580	2410	2320	2600
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.107	0.133	0.131	0.166	0.136	0.131	0.137	0.166
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.020	0.030	0.040	0.027	0.030	0.040	0.040	0.070
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.012	0.028	0.031	0.032	0.029	0.031	0.020	0.104
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.268	0.262	0.169	0.208	0.171	0.249	0.290	0.176
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.420	0.310	0.450	0.585	0.410	0.370	0.360	0.290
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.173	0.237	0.179	0.146	0.224	0.179	0.153	0.194
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.310	0.324	0.212	0.269	0.213	0.312	0.361	0.267
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.487	0.384	0.563	0.585	0.510	0.464	0.448	0.440
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.203	0.292	0.225	0.146	0.277	0.224	0.191	0.293
71.5	72.7	3.4	68.0	66.0	55.0	59.5	63.5	55.7	63.2	63.4	44.6
—	—	—	—	11.0	15.2	17.2	13.3	15.4	17.2	17.2	25.8
71.5	72.7	3.4	68.0	77.4	70.2	76.7	76.7	71.1	80.4	81.0	70.4
39.7	44.5	41.0	53.0	51.2	51.8	59.4	54.6	57.8	53.9	51.9	58.2
11.9	13.4	11.3	8.5	9.4	7.9	8.1	6.2	7.1	12.3	9.9	6.1
20.9	14.8	21.1	6.5	16.8	10.5	9.2	16.0	6.2	14.2	19.2	6.1
71.5	72.7	73.4	68.0	77.4	70.2	76.7	76.8	71.1	80.4	81.0	70.4
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	92	92	92	90	92	92	93	91
55.5	61.2	56	78	60	68	73	66	78	60	55	77
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	66	74	77	71	81	67	64	83
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .
. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .



Nature du combustible	Matières volatiles	Cendres	H <sub>2</sub> en % de C
Coke .....	—	15,0	—
Charbon maigre ...	14,0	8,5	4,1
Charbon cokéfiant ..	28,0	7,4	6,1
Charbon gras .....	51,0	9,8	6,0
Lignite .....	55,9	6,5	8,1

La durée des essais a varié de quelques heures à une centaine d'heures, le débit d'oxygène entre 56 et 200 Nm<sup>3</sup>/ par heure, et le rapport entre la vapeur et l'oxygène de 0 à 1.

Les analyseurs automatiques ont donné des enregistrements continus de tous les composants du gaz.

Les mesures de températures ont été exécutées par thermocouples posés dans le canal et dans le massif du combustible; elles ont été complétées de deux en deux heures par des lectures au pyromètre optique sur toute la longueur de la zone de gazéification.

Des observations directes visuelles ont été faites sur le comportement du combustible et des cendres. Après chaque essai, toutes les sections transversales ont été examinées en démontant le tube en ses éléments.

27. — Les résultats des essais figurent au tableau ci-annexé.

Un ensemble de diagrammes et de coupes transversales est donné aux figures 16 à 21 pour les essais n<sup>os</sup> 12 et 17.

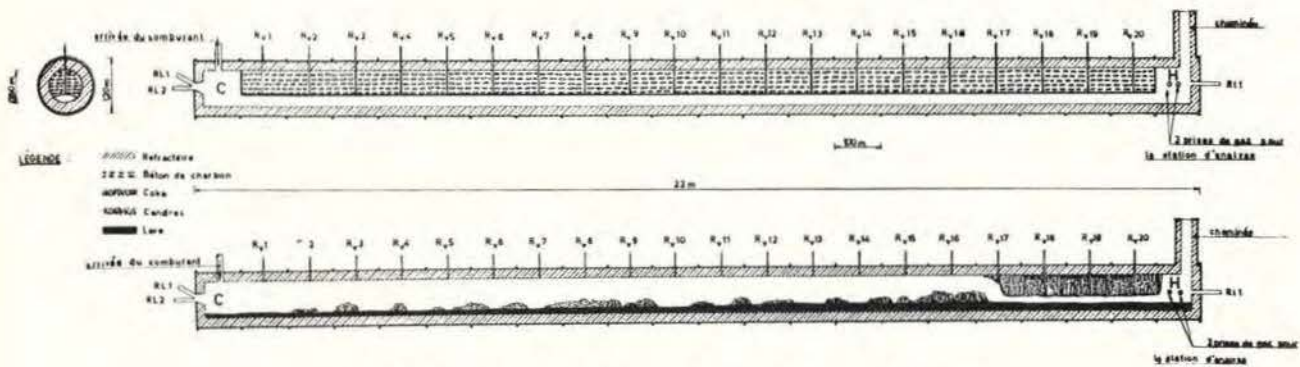


Fig. 16. — Gazogène tubulaire. — Coupes avant et après l'essai 12-1.

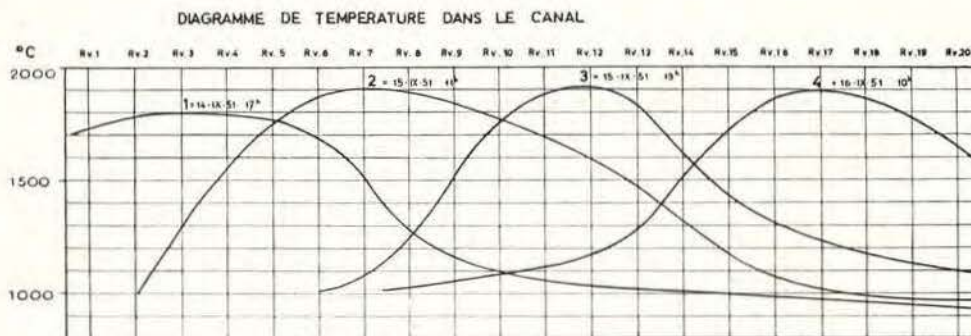


Fig. 18. — Températures dans le canal. — Essai 12-1.

#### IV. — Résumé des résultats.

##### Coke.

28. — Les essais au coke furent faits les premiers. Ainsi qu'il a déjà été dit, des difficultés furent rencontrées dans la maquette en tranchée à cause d'infiltrations d'eau. Dans l'appareil tubulaire, des inconvénients furent parfois éprouvés par le délèchement superficiel du béton de coke aux hautes températures. Certains résultats montrent l'influence

pernicieuse de ces deux causes de déperdition supplémentaire de chaleur.

En régime stabilisé, avec du coke suffisamment sec, le pouvoir calorifique du gaz atteignit 2.000 Kcal/Nm<sup>3</sup>, le rendement en énergie latente étant de l'ordre de 60 à 65 %.

29. — L'essai n<sup>o</sup> 1, qui se fit dans des conditions favorables en ce qui concerne l'humidité et les pertes de chaleur vers l'extérieur, a donné, en régime stabilisé, du gaz à 2.350 Kcal/Nm<sup>3</sup> et un rendement de 78 %.



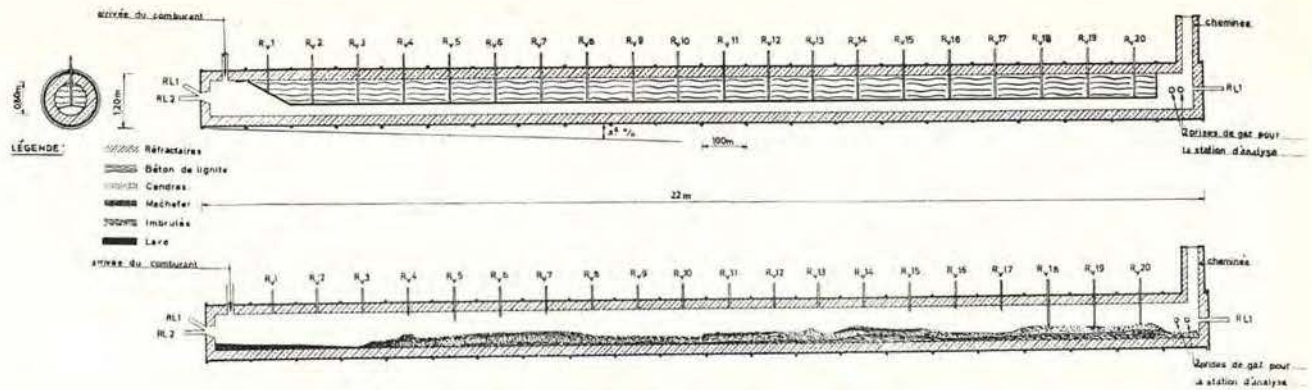


Fig. 19. — Gazogène tubulaire — Coupe avant et après l'essai 17-I.

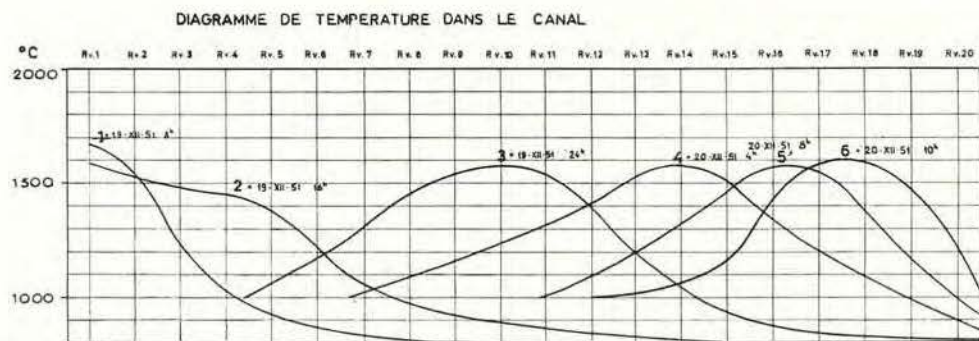


Fig. 21. — Températures dans le canal. — Essai 17-I.

### Charbon.

30. — Les essais au charbon ont duré 440 heures. En moyenne les produits accusèrent un pouvoir calorifique de 2.200 Kcal/Nm<sup>3</sup>; pendant les périodes de régime stabilisé, c'est-à-dire à l'exclusion des périodes de mise en régime, le pouvoir calorifique fut de 2.400 Kcal/Nm<sup>3</sup>.

Le rendement moyen net de gazéification fut de 67 % et le rendement global, gaz de distillation compris, de 75 %.

### Progression du feu.

31. — Dans les essais 1, 2 et 5 en grands blocs parallépipédiques, le comburant s'est graduellement frayé dans la masse du charbon un passage d'une section suffisante pour que la vitesse de l'oxygène dans le canal descende jusqu'à 5 cm par seconde. Au fur et à mesure que le passage était ouvert à cette dimension en amont, le feu se déplaçait vers l'aval, à une allure d'environ 20 cm par heure.

De cette manière, la gazéification se poursuivait, en pratiquant un passage uniforme dans le bloc combustible (voir figure 22).

Il convient de préciser que la valeur limite de la vitesse d'oxygène indiquée ci-dessus s'applique à un combustible sec, le périmètre du canal étant sur un tiers en combustible et sur deux tiers en réfractaire.

### Zone de réaction.

32. — Le diagramme des températures à la sole du canal indiqué par la figure 22 met en évidence que la zone de réaction était bien délimitée et courte; sa longueur équivaut à environ 12 diamètres.

Les essais en gazogène tubulaire ont confirmé qu'avec des vitesses d'oxygène de 5 cm par seconde ou davantage le combustible était brûlé dans toute la section de l'appareil.

### Comportement du combustible.

33. — Le comportement physique du bloc de combustible reconstitué n'est pas entièrement comparable au comportement d'une veine en place, cependant les éléments constitutifs du bloc se comportent vraisemblablement de la même manière qu'ils le feraient dans la veine.

Sous l'action de la chaleur, les charbons à faible teneur en matières volatiles s'effritent en particules se détachant de la surface du charbon; les charbons cokéfiant au contraire, s'agglomèrent en blocs cohérents qui se fendillent comme les blocs à la sortie du four à coke. Le lignite se conduit comme du charbon à faible teneur en matières volatiles.

Le combustible tombant sur la sole du canal continue à réagir même en couches de plusieurs centimètres. Lors des essais avec charbons cokéfiant, ceux-ci ont pratiquement été réduits complètement en cendres; lors des essais avec charbons à faible teneur en matières volatiles, une quantité



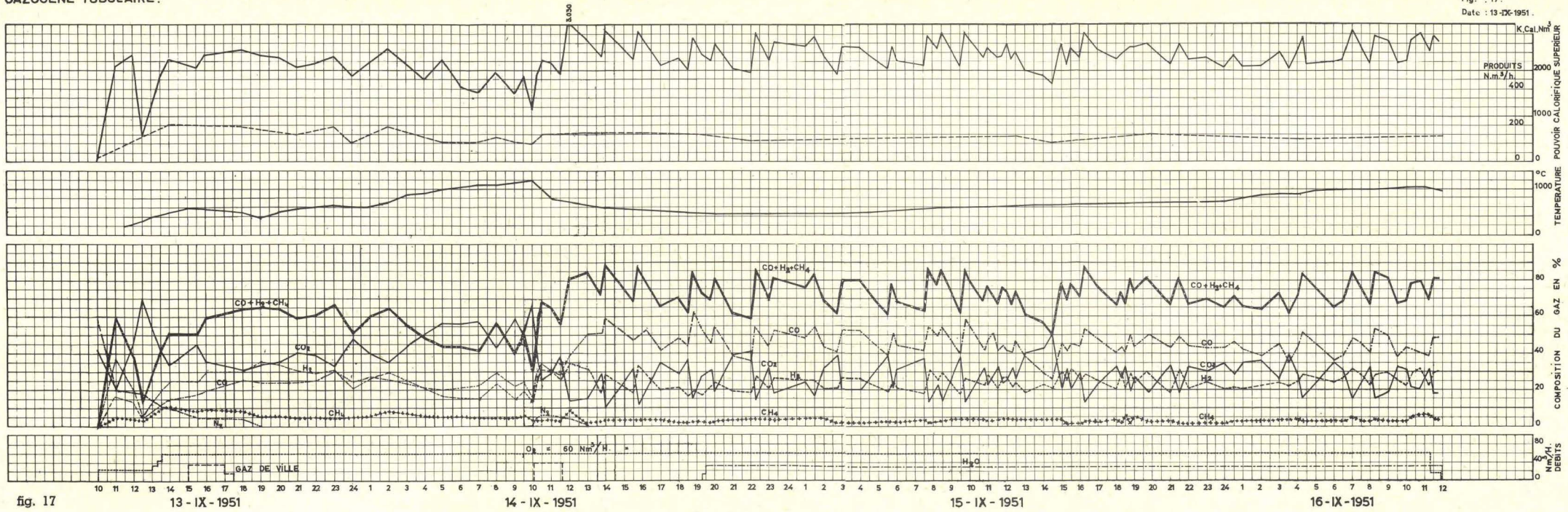


fig. 17

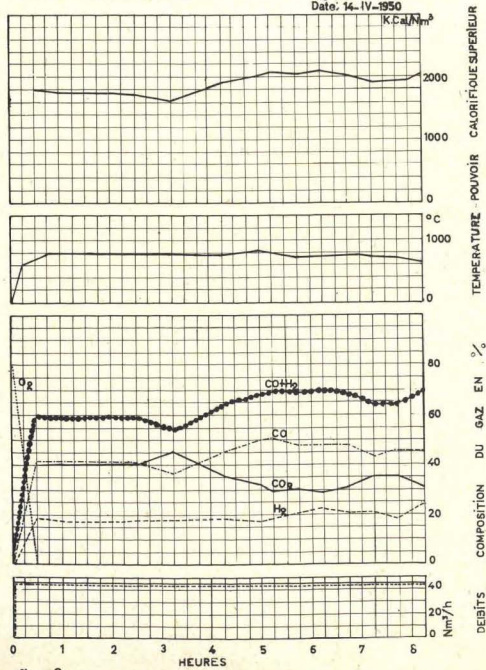


fig. 9

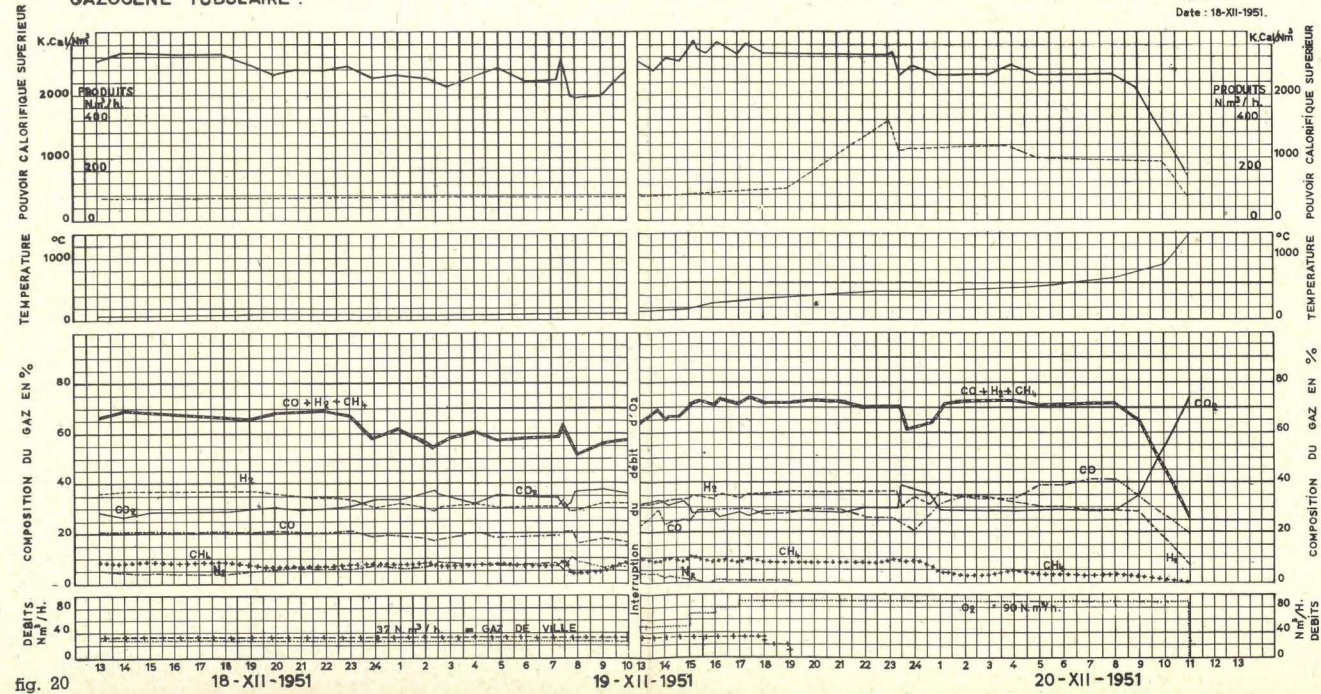


fig. 20



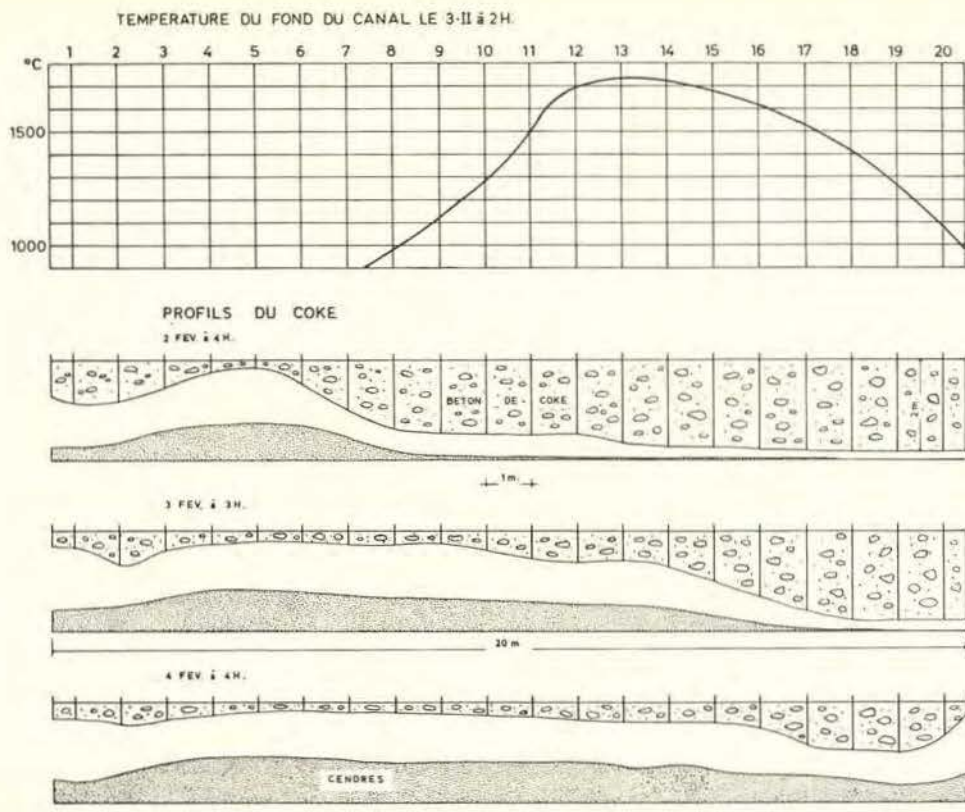


Fig. 22. — Gazogène horizontal en tranchée. — Essai 2-1.

appréciable est restée imbrûlée. Etant donné cependant que des essais analogues faits avec du coke ont présenté une grande différence dans le résidu imbrûlé d'un essai à l'autre, il semble qu'on doive incriminer le comportement du liant du béton plus que le combustible lui-même; chaque fois que le bloc avait une bonne cohésion, la quantité d'imbrûlés était faible, voire nulle.

#### Dégagement des matières volatiles.

34. — Le dégagement des matières volatiles à l'avant de la zone en réaction a été directement visible pour toutes les qualités de charbon, mais évidemment en rapport avec leur teneur.

La transmission de la chaleur à travers le charbon étant lente, il ne se dégage qu'une assez faible partie des matières volatiles dans la zone à basse température en aval de la zone en réaction; même dans la zone de réaction, une part importante des matières volatiles ne se dégage des particules du charbon qu'au moment même où celles-ci sont gazéifiées.

Dans le cas de charbon cokéfiant, même des blocs de coke tombés sur la sole du canal continuent à montrer un dégagement de matières volatiles quand ils se désagrègent.

Rappelons en guise de confirmation que la production de gaz à l'eau constatée lorsqu'on n'insuffle pas de vapeur indique qu'il s'évapore encore de l'humidité dans la zone de réaction à haute température.

#### Influence des matières volatiles sur le résultat global de la gazéification.

35. — Le processus de la distillation s'effectue avec un rendement élevé, car sa consommation

d'énergie se limite au préchauffage des produits distillés. Son rendement moyen fut de l'ordre de 90 %.

L'influence des matières volatiles sur les paramètres principaux de la gazéification est illustrée à la fig. 25. La base de comparaison est 100 Kcal de combustible et un rendement de gazéification du carbone fixe de 70 %. Dans le cas extrême du lignite, qui peut devenir une source nouvelle d'énergie dans maintes parties du monde, les matières volatiles sont susceptibles de relever de 10 % la chaleur latente nette extraite et d'abaisser de 40 % la consommation d'oxygène, le carbone pur étant pris comme élément de comparaison.

#### Comportement des cendres.

36. — L'observation directe de la surface du charbon en réaction a décelé des températures de 1.500 à 2.000° C. Les cendres ont généralement fondu; on les voyait se détacher de la surface du combustible en fines gouttelettes.

Au fur et à mesure de l'agrandissement du canal, la quantité d'oxygène réagissant par unité de surface du charbon diminue et lorsque l'on atteint la limite où la chaleur sensible dégagée par unité de surface devient inférieure aux pertes de chaleur, la température superficielle commence à décroître, les cendres se figent et adhèrent à la surface du combustible. Dès lors, les cendres réduisant encore la quantité d'oxygène réagissant par unité de surface accélèrent le phénomène de refroidissement et finalement l'extinction du feu à l'amont de la zone de réaction.

Une exception à cette règle de la fusion des cendres: le cas du lignite où, grâce à la réacti-



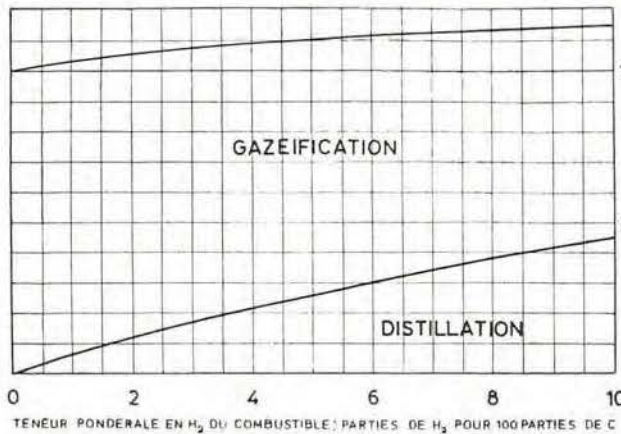
vité plus grande du combustible, les températures se tiennent à un niveau moins élevé de sorte que les cendres ne sont que partiellement ramollies. Dans tous les autres cas, la scorification est un phénomène constant.

*Paramètres.*

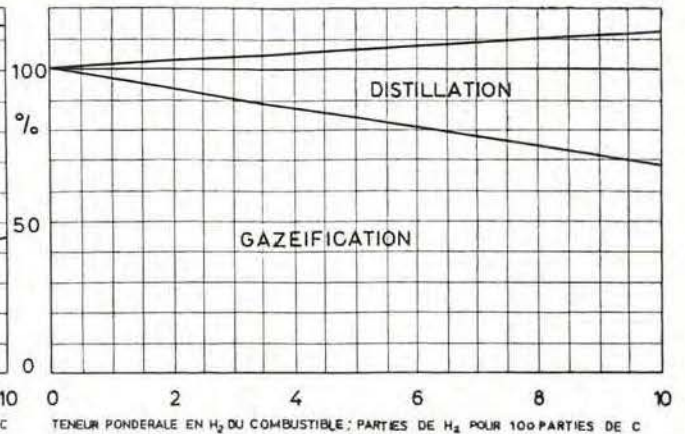
37. — Les circonstances aggravant les pertes normales de chaleur, et notamment :  
 — un faible rapport entre la surface en combustible et la surface en réfractaire,

- une teneur élevée en humidité dans le combustible.
- une destruction de la face du combustible renouvelant sans cesse la surface exposée et entraînant ainsi un abaissement de la température moyenne de celle-ci,  
 ou
- une faible réactivité  
 ou
- un rapport élevé vapeur-oxygène

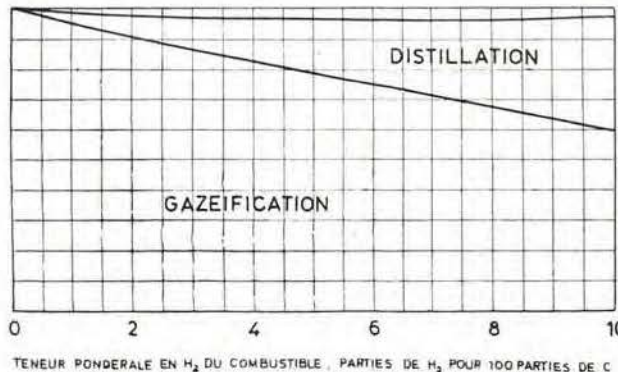
POUVOIR CALORIFIQUE SUPERIEUR DES PRODUITS PAR Nm<sup>3</sup>



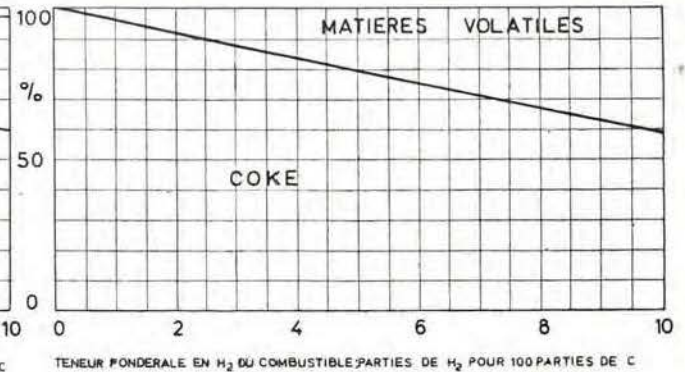
POUVOIR CALORIFIQUE SUPERIEUR GLOBAL DES PRODUITS.



VOLUME DES PRODUITS.



POUVOIR CALORIFIQUE SUPERIEUR DU COMBUSTIBLE EN REACTION



O<sub>2</sub> DE FABRICATION CONSOMME PAR UNITE DE POUVOIR CALORIFIQUE SUPERIEUR DES PRODUITS

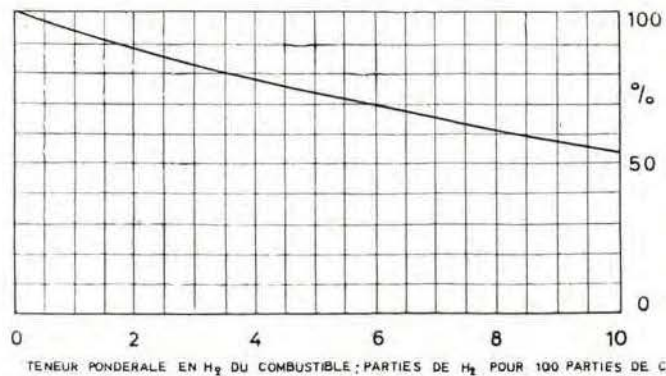


Fig. 25. — Influence des matières volatiles du charbon sur le résultat global de la gazéification, basée sur un rendement de gazéification du coke de 70 %.



provoquent un resserrement du passage, une avancé plus rapide du feu, un allongement de la zone de réaction et simultanément une détérioration du gaz.

*Influence de la vitesse de l'oxygène sur les résultats de la gazéification.*

38. — L'influence de la vitesse de l'oxygène sur la qualité du gaz et sur le rendement de la gazéification apparaît être en corrélation avec l'influence du débit sur la valeur relative des pertes de chaleur (voir fig 26). Ces pertes ont été relativement faibles dans la plupart des essais faits sur les grands modèles avec du combustible pratiquement sec; dès lors il y a peu de champ pour une influence sensible de la vitesse de l'oxygène sur les résultats de la gazéification.

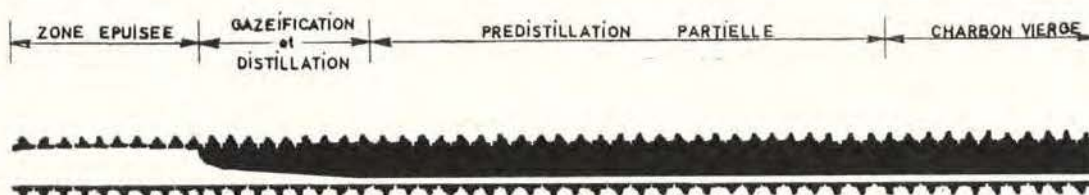


Fig. 24. — Les quatre zones de la gazéification avec oxygène.

*Influence du rapport vapeur d'eau-oxygène sur les résultats de la gazéification.*

39. — Le débit de vapeur d'eau de fabrication a été réglé en fonction du rapport CO à H<sub>2</sub> dans les produits. Lorsque ce rapport était de l'ordre de 5 ou 4, un accroissement modéré du débit de vapeur d'eau améliorerait le rendement; quand ce rapport était compris entre 2 et 1, le rendement apparaissait relativement peu influencé par des variations assez importantes du débit de vapeur.

*Conduite du feu.*

40. — La progression du feu a été contrôlée d'abord par un séchage préalable du combustible au moyen d'un courant de fumées chaudes obtenu par la combustion de gaz d'éclairage dans l'oxygène. Pendant cette phase une distillation modérée se manifestait.

Pendant le fonctionnement en gazogène, la progression du feu était réglée par le débit d'oxygène de fabrication et par le rapport vapeur d'eau-oxygène.

L'essai 12 (Fig. 17) fournit un exemple de contrôle du feu. Le bloc de combustible avait été insuffisamment asséché avant l'opération; le feu avançait rapidement vers l'aval et atteignait déjà l'extrémité du canal alors que la majeure partie du combustible n'était pas brûlée (voir 1.050° C à la sortie à 18 heures le 14). Du gaz d'éclairage fut alors additionné à l'oxygène à l'entrée du canal pendant quelque temps; après peu d'heures, le feu était ramené vers l'amont tandis que la température à la sortie était descendue à 500° C; simultanément le pouvoir calorifique du gaz qui était

descendu à 1.250 Kcal/Nm<sup>3</sup> remontait à 2.400 Kcal/Nm<sup>3</sup>.

*Les quatre zones.*

41. — Les observations directes, l'analyse des produits, l'enregistrement des températures concourent à indiquer que le séchage, la distillation, la combustion du charbon et la formation du gaz combustible ne se produisent pas consécutivement, mais bien dans une grande mesure simultanément.

Le processus schématisé de gazéification d'un bloc au moyen d'oxygène et de vapeur d'eau est représenté (fig 24); il comporte quatre zones :

- 1) charbon vierge;
- 2) charbon soumis à faible prédistillation partielle,
- 3) gazéification et distillation,
- 4) zone épuisée, scories.

42. — Avec la vitesse de l'oxygène la plus réduite, la longueur de la zone de réaction oscilla entre 8 et 16 diamètres, la longueur la plus grande étant celle correspondant, soit à des pertes de chaleur plus élevées, soit à une gazéification sur sole.

La longueur de la zone de prédistillation dans les mêmes circonstances put être estimée correspondre à 30 ou 40 diamètres.

La longueur d'ensemble des zones de réaction et de prédistillation était, par conséquent, dans les conditions des essais, de l'ordre de 50 diamètres.

**V. — Chantier à canaux parallèles avec courant à sens unique.**

*Validité des résultats d'essais sur maquettes pour un chantier souterrain.*

43. — Les observations faites au cours de 18 essais en maquettes de grande dimension sont valables, au moins comme une indication de tendance, pour la gazéification souterraine. Elles permettent de croire que le charbon en place pourrait être brûlé en une passe unique par un courant d'oxygène, à la condition que la vitesse de celui-ci ne descende pas en dessous de 5 cm par seconde; ceci correspond à un flux d'au moins 180 Nm<sup>3</sup>/h d'oxygène par m<sup>2</sup> de section normale.

44. — Assurément des paramètres qui ne jouaient qu'un rôle effacé, voire nul, dans les maquettes, apparaîtront dans le travail souterrain.

Outre le facteur prédominant de la tenue du toit, des éléments tels que l'épaisseur de la couche, la qualité des cendres et leur point de fusion, entreront en ligne de compte. Certains de ces facteurs



peuvent être une source de gêne, d'autres au contraire sont susceptibles d'améliorer les conditions présentées par les maquettes. Il en est ainsi notamment pour les pertes thermiques qui en souterrain seront couramment moindres que dans nos essais en maquettes, et dont une partie pourra être récupérée par le préchauffage du courant de comburant passant au travers de la zone brûlée.

*Passages parallèles parcourus par un courant à sens unique.*

45. — On peut imaginer un panneau dans une veine de charbon sous l'aspect d'un assemblage de blocs comparables à ceux qui ont été gazéifiés dans les maquettes. Dans cette hypothèse, le panneau serait percé de trous parallèles; dans chacun de ceux-ci, la gazéification se ferait selon le schéma des quatre zones décrit ci-avant. Le schéma de cette méthode est représenté figure 25.

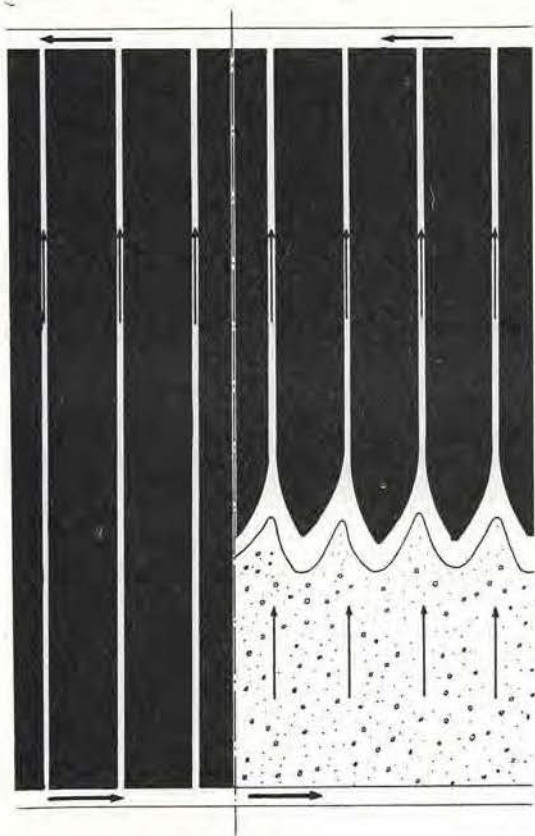


Fig. 25. — Gazéification souterraine à canaux parallèles et à sens unique.

46. — Le fonctionnement régulier de ce procédé dépendra du maintien d'un courant de comburant satisfaisant au travers de la zone brûlée; les essais sur maquettes n'ont évidemment pu donner d'indications utiles à ce sujet.

Ceci pose pour le cendrier des desiderata à l'opposé de ceux nécessaires dans la méthode du courant; ici le procédé risque d'être impraticable si le toit tombe en remblai compact. Toutefois, l'utili-

sation de l'oxygène permet des vitesses faibles, de l'ordre du centième de ce qu'elles sont avec un courant d'air; l'oxygène n'exige donc qu'une porosité relativement faible dans le cendrier.

Il n'en reste pas moins que seul un essai en mine peut apporter une réponse définitive quant à l'applicabilité du système proposé; cette réponse sera vraisemblablement quelque peu différente selon les cas d'espèce.

*Aperçu économique des travaux préparatoires.*

47. — La réalisation industrielle d'un tel chantier demande des machines capables de forer des canaux à bas prix. Une machine automatique commandée à distance est en construction dans ce but.

Les résultats obtenus avec le premier prototype justifient l'espoir qu'une machine adéquate puisse être construite.

*Aperçu économique sur l'oxygène de fabrication.*

48. — Sur la base d'un rendement de gazéification de 70 % et d'un rendement global de 75 %, distillation comprise, une tonne de charbon gras, supposé dépourvu d'humidité et de cendres, peut être gazéifiée à l'aide d'une tonne d'oxygène de fabrication. Déduction faite de la quote-part de combustible utilisé à la production de l'énergie nécessaire à la séparation de l'oxygène, la production nette de gaz par tonne de combustible représenterait plus de 5 millions de Kcal.

49. — Les dépenses d'amortissement et d'exploitation d'une installation de production d'oxygène avec sa centrale de force motrice ressortiraient à 100 francs par tonne d'oxygène ou 10 centimes par  $\text{Nm}^3$  de gaz net à 5.000 Kcal.

*Taux de combustion et souplesse de production.*

50. — Le taux de combustion avec un courant d'oxygène à la vitesse de 5 cm/sec est de l'ordre de 6 t/m<sup>2</sup>/jour. La combustion journalière de 1.000 t de charbon, supposé dépourvu de cendres et d'humidité, dans une couche de 1 m. nécessiterait une longueur de front de 150 mètres.

51. — Si le panneau soumis à gazéification est isolé entre deux parois réfractaires, le débit d'alimentation en oxygène peut dépasser le minimum envisagé ci-avant et ceci fournit le moyen d'assurer un fonctionnement à la fois souple et stable.

52. — Il est à peine nécessaire de mettre en relief l'élasticité des usages du gaz produit à l'oxygène et à la vapeur. Dépouvé d'azote, ce gaz convient pour toutes les applications thermiques et pour la vaste gamme de fabrication dont CO et H<sub>2</sub> sont les matières premières, tels les hydrocarbures, les plastiques, les alcools. Son champ de distribution, éventuellement moyennant méthanisation préalable, est très étendu.



SECTION II.

INTERPRETATION DES RESULTATS

VI. — Bilan thermique.

53. — Les essais sur coke n<sup>os</sup> 4 à 9 se firent dans des conditions géométriques comparables. Des difficultés importantes furent rencontrées dans le premier de ces essais à cause de chutes prématurées de combustible et l'opération se termina avant l'établissement d'un régime stable.

Pour cette raison, cet essai n'a pas été pris en considération dans les calculs qui suivent.

54. — Le bilan thermique des cinq essais fut établi de manière à mettre en évidence les grandeurs suivantes :

1) Préchauffage du comburant et du coke	q <sub>1</sub>
2) Évaporation de l'humidité ... ..	q <sub>2</sub>
3) Perte vers le milieu environnant ... ..	q <sub>3</sub>
<hr/>	
4) Bilan de la chaleur sensible des réactions : 1 + 2 + 3 ... ..	SQ
5) Pouvoir calorifique supérieur des produits ... ..	PCSp
6) Pouvoir calorifique supérieur du coke : 4 + 5 ... ..	PCSc

55. — But de l'analyse : rechercher :

- quelle a pu être l'influence de l'équipement expérimental sur la valeur des résultats,
- dans quelle mesure, dans quel sens et moyennant quelles conditions ces résultats peuvent-ils être modifiés.

Dans ce but, le diagramme de la figure 26 a été dessiné donnant les pertes de chaleur en fonction de la chaleur latente totale des produits.

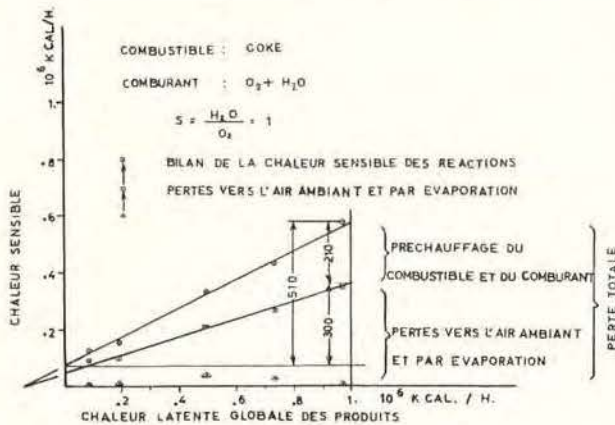


Fig. 26. — Déperditions de chaleur en fonction de la chaleur latente globale des produits.

56. — Le diagramme montre que, dans les conditions des essais, le bilan de la chaleur sensible des réactions a été en relation directe avec le pouvoir calorifique des produits.

A chaque accroissement d'une calorie dans les produits correspond un accroissement d'une demi

calorie dans les pertes; cela représente un rendement supplémentaire de 66 %.

57. — La perte de chaleur par évaporation d'humidité ne suit évidemment pas de loi, mais la somme des pertes par évaporation et des pertes à l'ambiance accuse une règle semblable à celle des pertes totales.

La compensation de ces deux pertes, évaporation et ambiance, quand la teneur en humidité est faible, est conforme aux résultats des essais sur la transmission de chaleur dans les réfractaires. L'évaporation de l'eau absorbe une quantité de chaleur qui serait autrement transmise au milieu; tout se passe comme si un écran s'opposait à cette transmission jusqu'au moment où la siccité est complète.

58. — Cette relation constante et bien définie entre l'incrément de la chaleur latente des produits et l'incrément des pertes de chaleur vers l'ambiance implique une relation de même caractère entre la chaleur latente des produits et la surface de la zone de réaction.

Il y a lieu de noter que les paramètres ont varié de 1 à 10 au cours des essais.

59. — Les consommations de chaleur pour le préchauffage du combustible et du comburant sont propres au mode opératoire; elles seraient modifiées si, par exemple, nous avions procédé au préchauffage avec intervention de régénérateurs. En régime stabilisé, ces consommations, dans nos essais, ont été de l'ordre de 37 % des pertes totales.

60. — Les pertes de chaleur par évaporation dépendent de la nature du combustible.

Les pertes externes dépendent des caractéristiques de l'appareil d'essai. Dans notre cas la perte externe relative a été d'environ 20 %.

VII. — Cycles de gazéification théorique (Idéale).

61. — Dans le but de préciser les limites de variation des éléments du bilan thermique en relation avec le procédé adopté, le rendement de la gazéification a été étudié dans des conditions de fonctionnement idéales, c'est-à-dire dans l'hypothèse où il n'y aurait ni pertes externes, ni humidité à évaporer.

Deux cas ont été examinés :

- le combustible et le comburant sont fournis à la zone de réaction dans les conditions normales (0° C-760 mm Hg); c'est le cycle direct;
- le combustible et le comburant sont fournis à la zone de réaction à la température à laquelle les produits la quittent, grâce à un préchauffage régénératif au moyen de la chaleur sensible des produits; c'est le cycle régénératif.



*Cycle idéal régénératif.*

62. — Comme il n'y a pas de pertes externes ou par évaporation, ni de consommation de chaleur pour le préchauffage du combustible et des combustibles, le bilan des chaleurs de réaction est nul. Cette condition est exprimée par l'équation (1) :

$$(1) \quad SQ = 0 \quad \text{ou} \\ 96 \text{ CO}_2 + 29 \text{ CO} - 67 \text{ H}_2 = 0$$

Nous avons aussi :

$$(2) \quad \text{CO}_2 + \text{CO} + \text{H}_2 = 1 \quad \text{de (1) et (2)}$$

$$(3) \quad 1.7 \text{ CO}_2 + \text{CO} = 0.7 \quad \text{ou}$$

$$\text{CO}_2 = \frac{0.7 - \text{CO}}{1.7}$$

L'équation (3) est représentée graphiquement à l'abaque 6, (fig 32). Lorsque les analyses du gaz se placent sur cette droite, elles sont l'indication de fonctionnement suivant le cycle régénératif idéal.

63. — L'excès de vapeur d'eau dans les conditions d'équilibre est donné par l'équation (4) :

$$(4) \quad \text{H}_2\text{O} = K \frac{\text{CO}_2 \times \text{H}_2}{\text{CO}} \\ K = 1.7 \text{ à } 1000^\circ \text{ C.}$$

Le rapport de H<sub>2</sub>O en excès à H<sub>2</sub>O entrant en réaction s'écrit :

$$(5) \quad a = \frac{\text{H}_2\text{O}}{\text{H}_2} \quad \text{de (4) et (5)}$$

$$(6) \quad a = 1.7 \frac{\text{CO}_2}{\text{CO}} \quad \text{ou}$$

$$\text{CO}_2 = \frac{a \cdot \text{CO}}{1.7} \quad \text{de (6) et (5)}$$

$$(7) \quad \text{CO} = \frac{0.7}{1 + a}$$

Le cycle peut fonctionner avec n'importe quel excès de vapeur.

*Cycle idéal direct.*

64. — En l'absence de pertes externes et par évaporation, le bilan des chaleurs de réaction et de la variation d'enthalpie des réactifs est nul. Cette condition est exprimée par l'équation (8) :

$$(8) \quad SQ + SE = 0$$

Combustible et comburant étant considérés à 1.000° C, l'équation (8) devient :

$$(8) \quad 0 = \left\{ \begin{array}{l} 96 \text{ CO}_2 + 29 \text{ CO} - 67 \text{ H}_2 \\ - 4.2 (\text{CO}_2 + \text{CO}) \\ - 8.0 (\text{CO}_2 + 0.5 \text{ CO} - 0.5 \text{ H}_2) \\ - 9.5 \text{ H}_2 \end{array} \right.$$

$$(9) \quad 1.68 \text{ CO}_2 + \text{CO} - 0.777 = 0 \quad \text{de (8) et (2)}$$

S'il y a excès de vapeur d'eau dans cette réaction, son préchauffage est cause d'une perte de chaleur; par conséquent, le seul fonctionnement idéal à cycle direct est celui sans excès de vapeur, donc suivant l'équation (4) avec :

$$\text{CO}_2 = 0 \quad \text{et} \quad \text{CO} = 0.777$$

65. — Dans ces conditions, le rendement est de 0.90, le préchauffage du combustible et du comburant absorbant 10 % du pouvoir calorifique du coke réagissant.

Ceci est l'indication précise d'une limite dans la marge disponible pour le perfectionnement de la gazéification sans régénération.

La différence entre le pouvoir calorifique des produits et le pouvoir calorifique du coke, amputée des 10 % nécessaires au préchauffage, est affectée en partie aux pertes :

- externes,
- à l'évaporation,
- aux suppléments de chaleur absorbés par les éléments en réaction,
- au préchauffage de H<sub>2</sub>O en excès.

66. — Quand H<sub>2</sub>O est en excès, l'équation (8) devient (10) :

$$(10) \quad 0 = \left\{ \begin{array}{l} 96 \text{ CO}_2 + 29 \text{ CO} - 67 \text{ H}_2 \\ - 4.2 (\text{CO}_2 + \text{CO}) \\ - 8.0 (\text{CO}_2 + 0.5 \text{ CO} - 0.5 \text{ H}_2) \\ - 9.5 \text{ H}_2 \\ - 9.5 \times 1.7 \frac{\text{CO}_2 \times \text{H}_2}{\text{CO}} \text{ (préchauffage} \\ \text{de l'excès de H}_2\text{O)} \end{array} \right.$$

Ecrivant :

$$(11) \quad b = \frac{\text{H}_2}{\text{CO}}$$

$$(12) \quad (1.68 - 0.17 b) \text{ CO}_2 + \text{CO} - 0.777 = 0 \quad \text{de (10) et (11)} \quad \text{ou}$$

$$\text{CO}_2 = \frac{0.777 - \text{CO}}{1.68 - 0.17 b} \quad \text{de (12) et (6)}$$

$$(13) \quad \text{CO} = \frac{0.777}{1 + a/1.7 (1.68 - 0.17 b)}$$

Chaleur de réaction  
Préchauffage du combustible  
Préchauffage de l'oxygène  
Préchauffage de la vapeur entrant en réaction



En choisissant des valeurs déterminées pour (a) et (b) on peut tracer l'abaque des rapports constants :

$$\frac{\text{excès H}_2\text{O}}{\text{H}_2\text{O réagissant}}$$

ces lignes convergent vers un point correspondant à  $\text{CO} = 0.777$  et un rapport :

$$\frac{\text{H}_2\text{O en excès}}{\text{H}_2\text{O réagissant}} = \infty$$

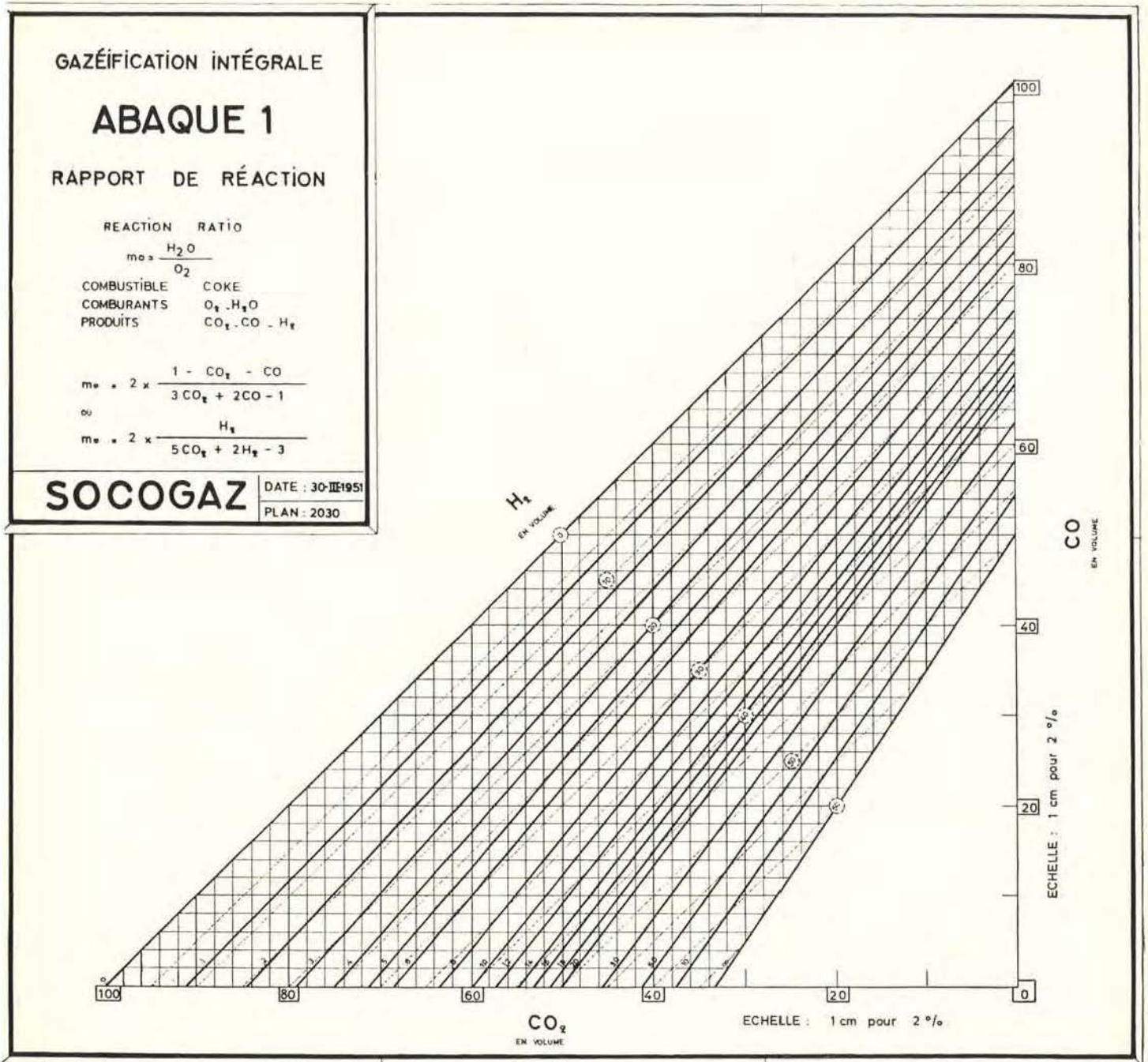


Fig. 27.



VIII. — Abaques de la gazéification intégrale.

67. — Plusieurs abaques donnant des indications utiles à l'interprétation de la gazéification intégrale sont données aux fig. 27 à 32.

Les conditions limites ressortent de leurs données.

IX. — Reconstitution du processus de gazéification et de distillation sur base des résultats expérimentaux.

Données fondamentales.

68. — Il est possible de tenter de reconstituer l'évolution :  
— du combustible,

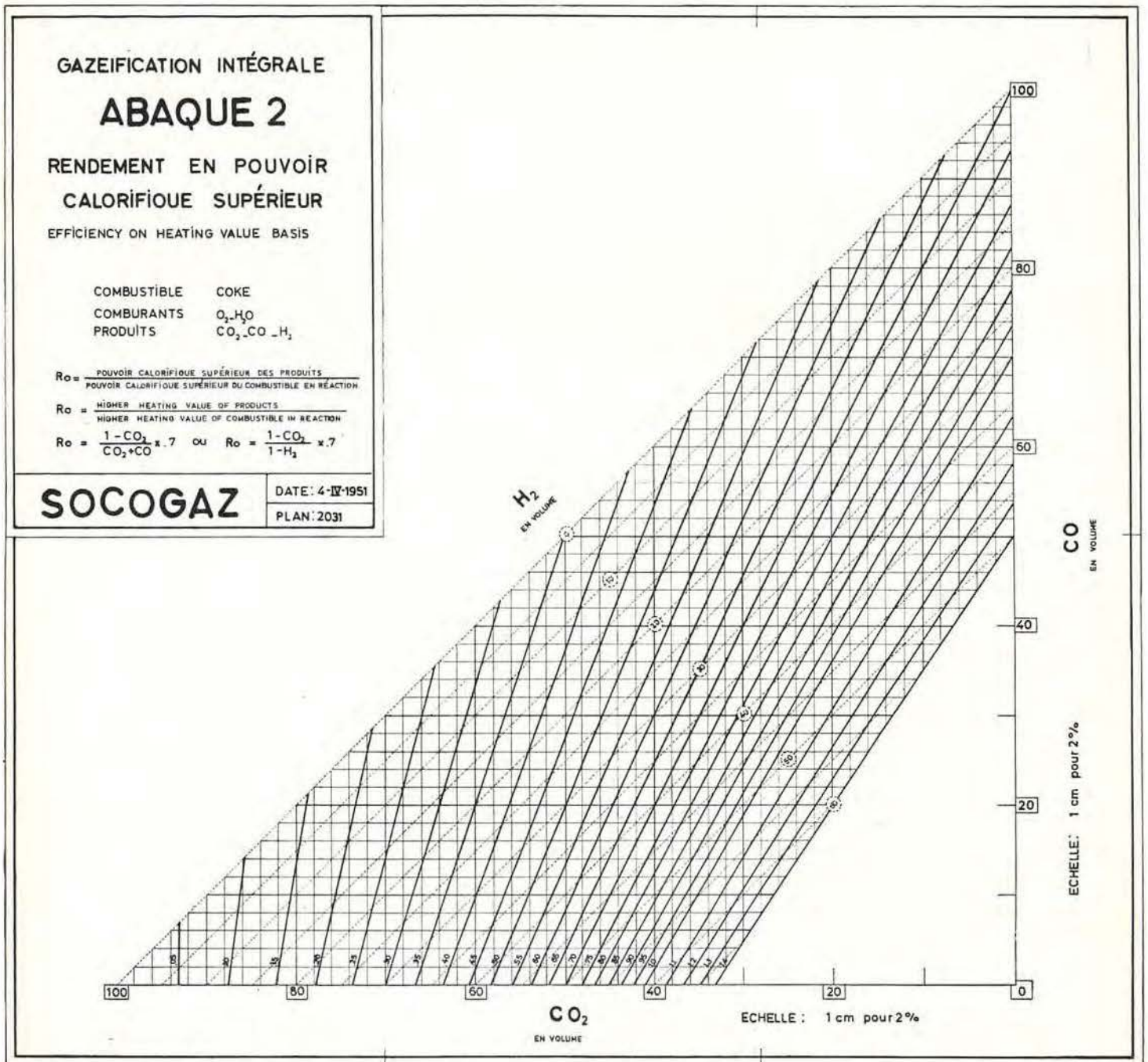


Fig. 28.



— des comburants,  
 — des produits,  
 le long de la zone de réaction, en partant d'un certain nombre de résultats expérimentaux et de quelques relations permanentes.

69. — Les données expérimentales sont :

— la composition des produits à la sortie de la zone de réaction :

$$\text{le rapport } s = \frac{\text{CO}_2^o \quad \text{CO}^o \quad \text{CH}_4^o \quad \text{O}_2^o \quad \text{H}_2}{\text{Vap}^r \text{ d'eau de fabric}^{110n} \text{ à l'entrée}} \cdot \frac{\text{Oxygène de fabrication à l'entrée}}$$

— le profil du combustible dans le gazogène,  
 — la simultanéité des phénomènes de gazéification, de distillation et d'évaporation dans la zone de réaction,

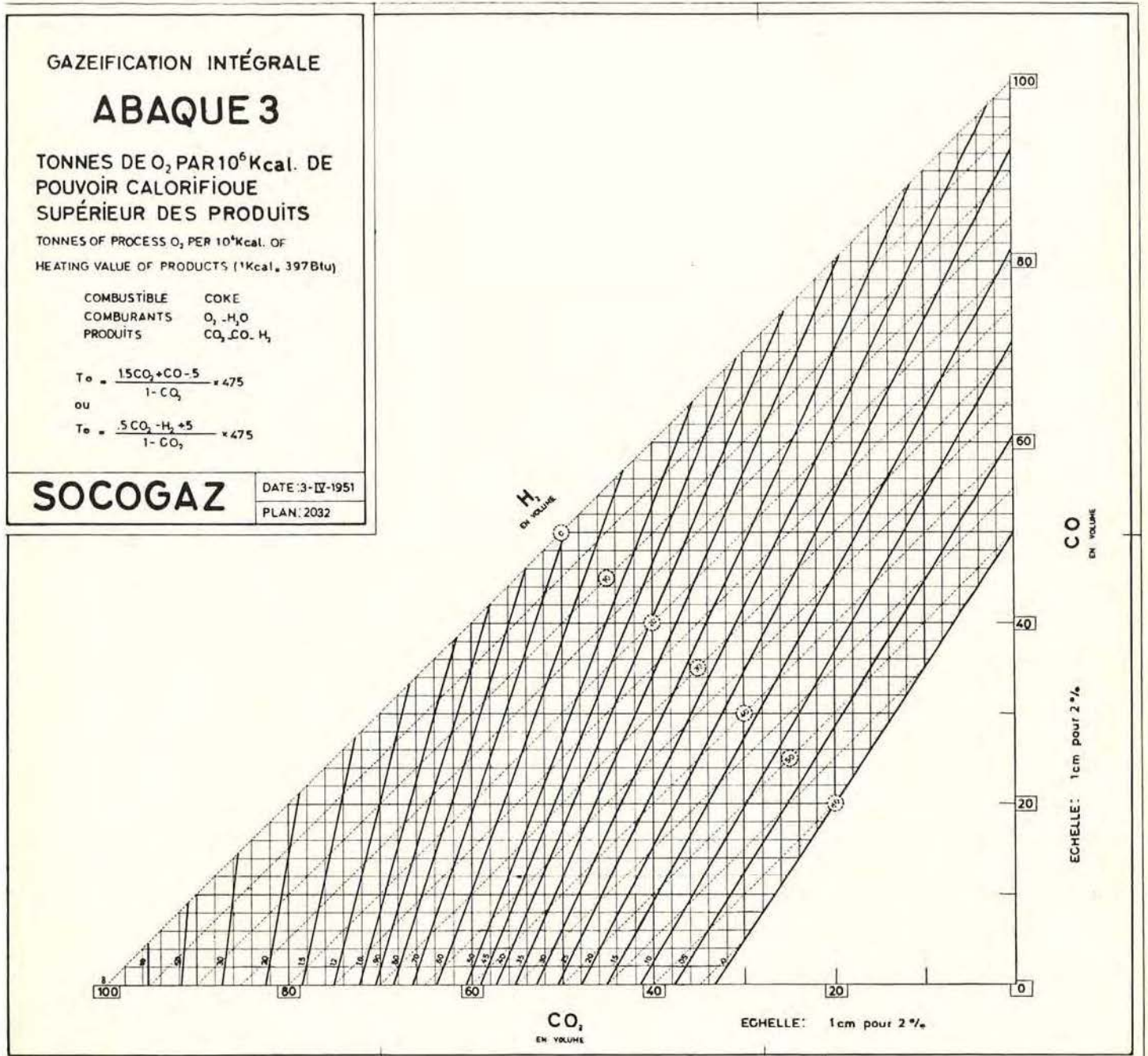


Fig. 29.



- le diagramme de la température des produits le long de la zone de réaction.
- les caractéristiques géométriques et physiques du gazogène.

70. — Les relations permanentes sont :

- les conditions imposées par les lois fondamentales régissant les phénomènes naturels.
- les relations de volumes et les relations moléculaires courantes.

Les conditions imposées par les lois fondamentales sont :

- le bilan thermique exprimé par l'équation :

$$\begin{aligned}
 & (1) \text{ chaleurs de réaction} \\
 & + \text{ variations d'enthalpie des réactifs} \\
 & \quad \text{et des produits} \\
 & + \text{ pertes externes}
 \end{aligned}
 \left. \vphantom{\begin{aligned} & (1) \text{ chaleurs de réaction} \\ & + \text{ variations d'enthalpie des réactifs} \\ & \quad \text{et des produits} \\ & + \text{ pertes externes} \end{aligned}} \right\} = 0$$

où l'enthalpie et les pertes sont des fonctions connues de température et de position.

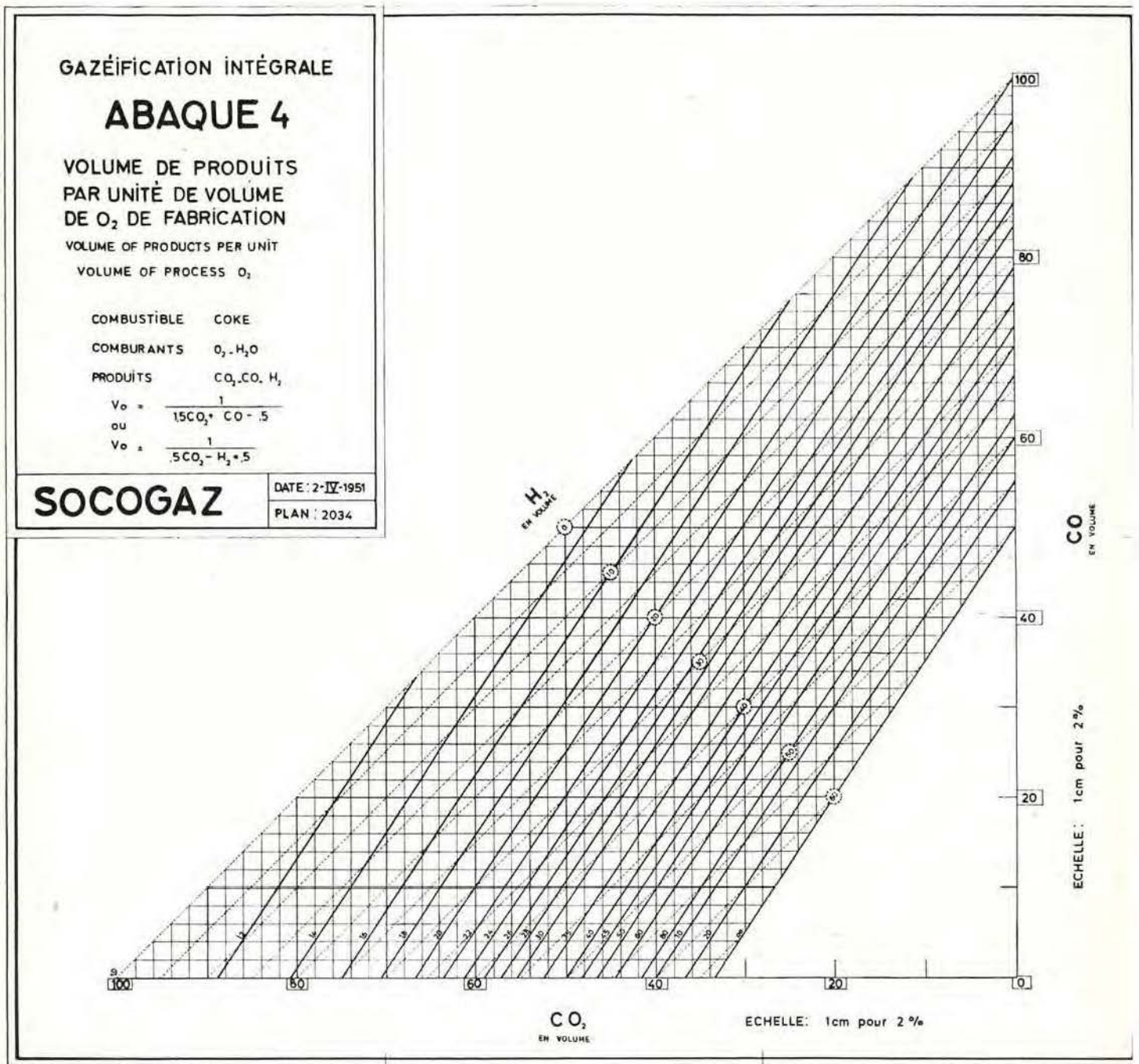


Fig. 50.



— Dans la zone de réaction, le gaz contient des comburants résiduels et des produits partiellement non mélangés; les produits en évoluant sans cesse tendent vers un équilibre chimique exprimé par l'équation :

$$(2) \quad \text{H}_2\text{O} = K \frac{\text{CO}_2 \cdot \text{H}_2}{\text{CO}}$$

où K est une fonction connue de la température.

71. — Les relations de volumes et les relations moléculaires courantes sont du type :

$$\left. \begin{array}{l} \text{Vap}^r \text{ d'eau de fabrication} \\ \text{à l'entrée} + \text{vapeur d'eau} \\ \text{produite dans le gazogène} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Vapeur entrée} \\ \text{en réaction} + \\ \text{vapeur en excès} \end{array} \right.$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{Oxygène} \\ \text{de} \\ \text{fabrication} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{CO}_2 \\ + 0.5 \text{ CO} \\ - 0.5 \text{ vapeur en réaction} \end{array} \right.$$

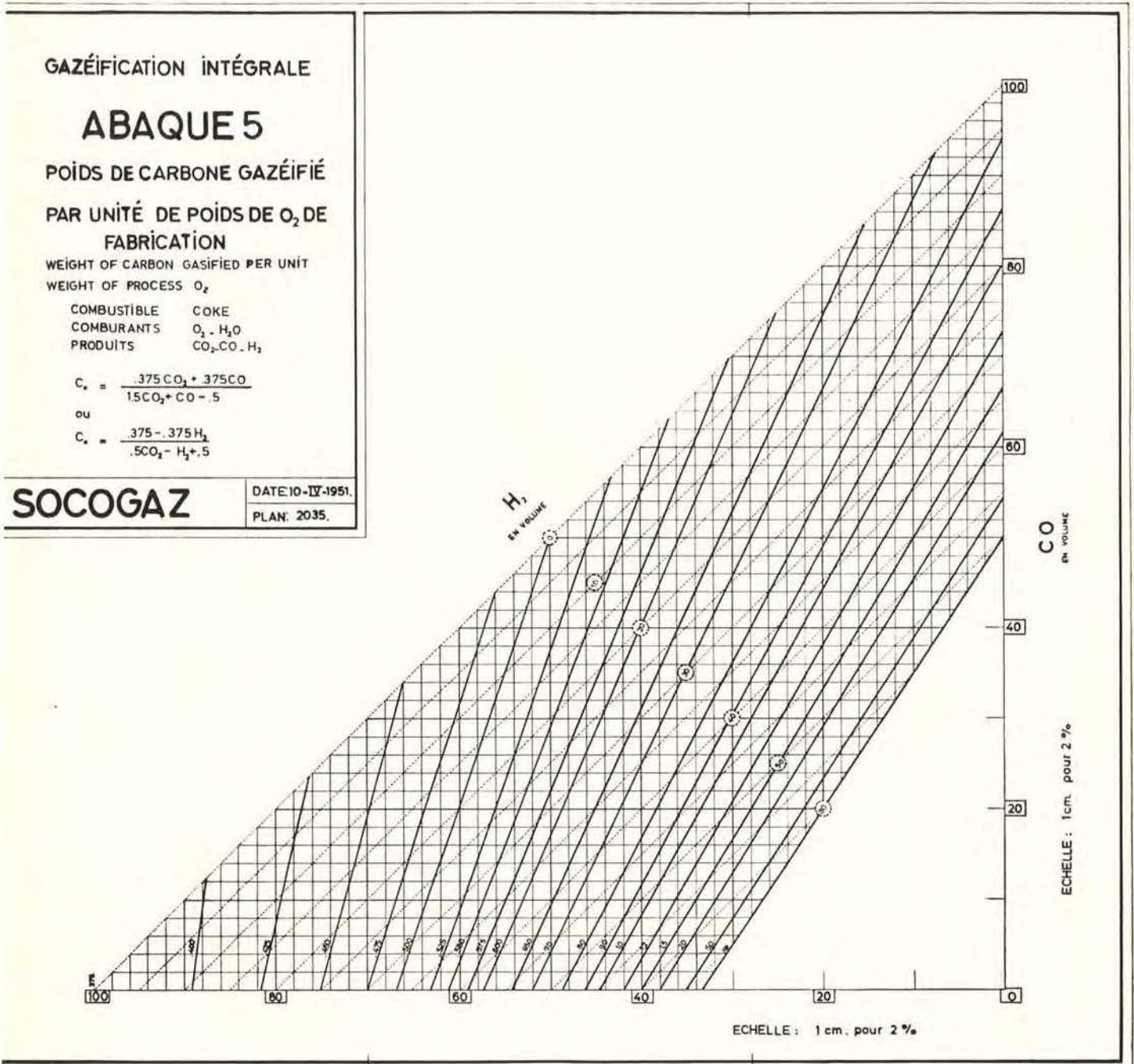


Fig. 31.



Système d'équations.

72. — Pour tracer un diagramme de l'évolution du combustible, du comburant et des produits, nous

devons déterminer pour un certain nombre de points d'abscisse  $x_1, x_2, x_n$ , le long de la zone de réaction

Dix-huit valeurs d'après la nomenclature qui suit :

	En excès	Entré en réaction de gaz à l'eau	gaz à l'oxyg.	Provenant de l'évaporation
Comburant	O <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> O'	O <sub>2</sub> <sup>IV</sup>	H <sub>2</sub> O <sup>III</sup>
Combustible	C <sup>IV</sup>			
Produits	Ensemble	Provenant de réaction de gaz à l'eau		Distillation
	CO <sub>2</sub> CO H <sub>2</sub> CH <sub>4</sub>	CO' H <sub>2</sub> '	CO <sub>2</sub> <sup>IV</sup> CO <sup>IV</sup>	H <sub>2</sub> <sup>III</sup> CH <sub>4</sub>

- d déperdition de chaleur vers l'air ambiant
- K constante d'équilibre chimique (de Boudouard)
- t température du canal de gazéification.

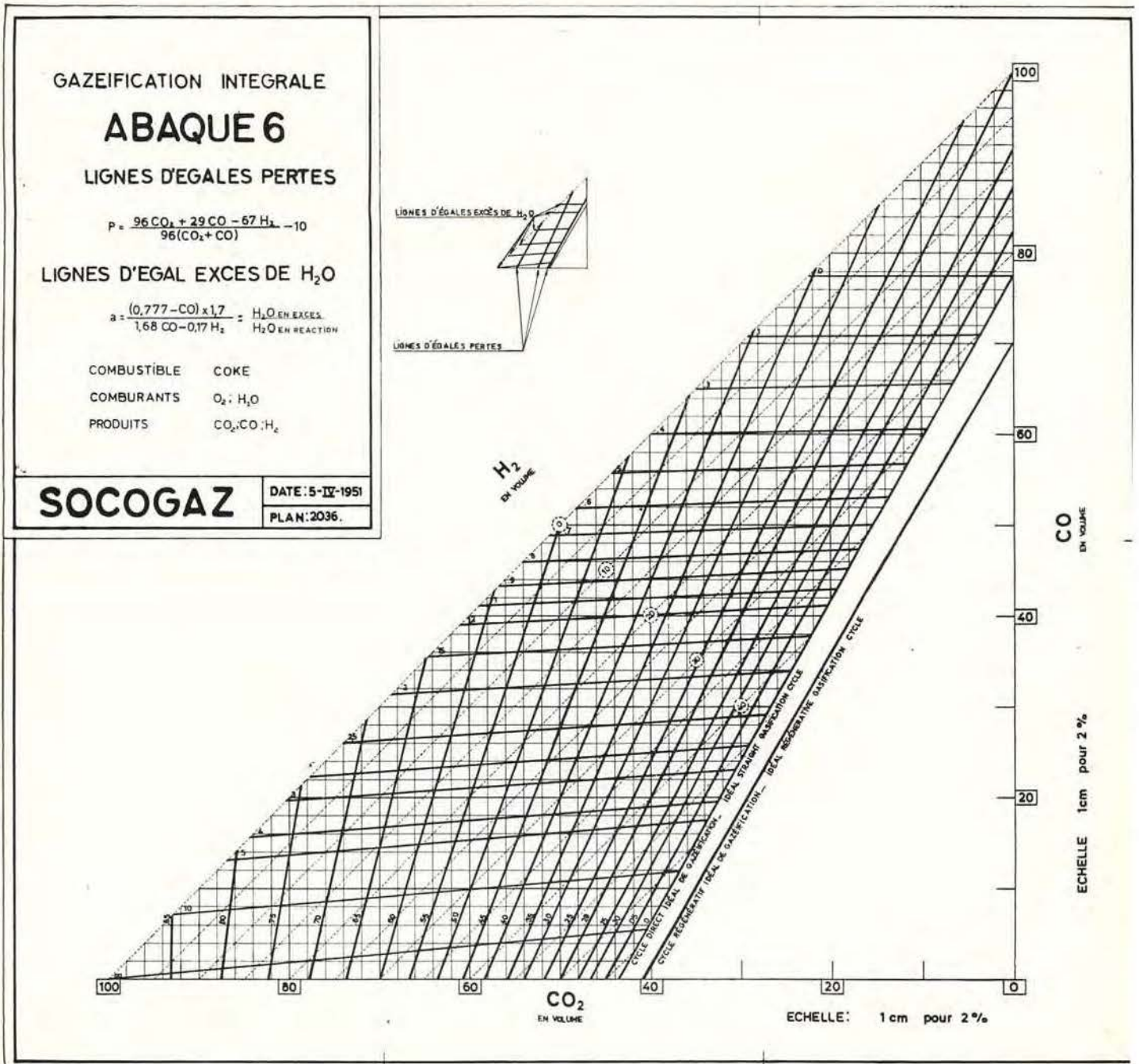


Fig. 52.



73. — Nous disposons pour cela de 18 équations :

<p>* (1) Chaleur de réaction</p> <p>Variation d'enthalpie du carbone et des comburants</p> <p>Variation d'enthalpie des comburants qui n'ont pas réagi, et des produits de gazéification, de distillation et d'évaporation.</p> <p>Déperdition de chaleur vers l'air ambiant.</p>	<p>} } } }</p>	<table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width: 10%; text-align: right;">+ 96</td> <td style="width: 10%; text-align: left;">CO<sub>2</sub></td> <td style="width: 10%;"></td> <td style="width: 10%;"></td> <td style="width: 10%;"></td> <td style="width: 10%;"></td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">+ 29</td> <td style="text-align: left;">CO</td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">- 67</td> <td style="text-align: left;">H<sub>2</sub><sup>I</sup></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">- 7.4</td> <td style="text-align: left;">O<sub>2</sub><sup>IV</sup></td> <td style="text-align: center;">de</td> <td style="text-align: center;">60° C</td> <td style="text-align: center;">à</td> <td style="text-align: center;">1000° C</td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">- 8.7</td> <td style="text-align: left;">H<sub>2</sub>O<sup>I</sup></td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">- 3.7</td> <td style="text-align: left;">C<sup>V</sup></td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">200° C</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">- C<sub>p1</sub></td> <td style="text-align: left;">O<sub>2</sub></td> <td style="text-align: center;">de</td> <td style="text-align: center;">60° C</td> <td style="text-align: center;">à</td> <td style="text-align: center;">T<sub>v</sub></td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">- C<sub>p2</sub></td> <td style="text-align: left;">H<sub>2</sub>O</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">- C<sub>p3</sub></td> <td style="text-align: left;">CO<sub>2</sub></td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">1000° C</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">- C<sub>p4</sub></td> <td style="text-align: left;">CO</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">- C<sub>p5</sub></td> <td style="text-align: left;">H<sub>2</sub><sup>I</sup></td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">- C<sub>p6</sub></td> <td style="text-align: left;">H<sub>2</sub><sup>111</sup></td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">200° C</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">- C<sub>p7</sub></td> <td style="text-align: left;">CH<sub>4</sub></td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">»</td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">- C<sub>p8</sub></td> <td style="text-align: left;">H<sub>2</sub>O<sup>111</sup></td> <td style="text-align: center;">»</td> <td style="text-align: center;">60° C</td> <td style="text-align: center;">à</td> <td style="text-align: center;">60° C</td> </tr> </table>	+ 96	CO <sub>2</sub>					+ 29	CO					- 67	H <sub>2</sub> <sup>I</sup>					- 7.4	O <sub>2</sub> <sup>IV</sup>	de	60° C	à	1000° C	- 8.7	H <sub>2</sub> O <sup>I</sup>	»	»	»	»	- 3.7	C <sup>V</sup>	»	200° C	»	»	- C <sub>p1</sub>	O <sub>2</sub>	de	60° C	à	T <sub>v</sub>	- C <sub>p2</sub>	H <sub>2</sub> O	»	»	»	»	- C <sub>p3</sub>	CO <sub>2</sub>	»	1000° C	»	»	- C <sub>p4</sub>	CO	»	»	»	»	- C <sub>p5</sub>	H <sub>2</sub> <sup>I</sup>	»	»	»	»	- C <sub>p6</sub>	H <sub>2</sub> <sup>111</sup>	»	200° C	»	»	- C <sub>p7</sub>	CH <sub>4</sub>	»	»	»	»	- C <sub>p8</sub>	H <sub>2</sub> O <sup>111</sup>	»	60° C	à	60° C	<p>} } } } } } } } } } }</p>	<p>= 0</p>
+ 96	CO <sub>2</sub>																																																																																							
+ 29	CO																																																																																							
- 67	H <sub>2</sub> <sup>I</sup>																																																																																							
- 7.4	O <sub>2</sub> <sup>IV</sup>	de	60° C	à	1000° C																																																																																			
- 8.7	H <sub>2</sub> O <sup>I</sup>	»	»	»	»																																																																																			
- 3.7	C <sup>V</sup>	»	200° C	»	»																																																																																			
- C <sub>p1</sub>	O <sub>2</sub>	de	60° C	à	T <sub>v</sub>																																																																																			
- C <sub>p2</sub>	H <sub>2</sub> O	»	»	»	»																																																																																			
- C <sub>p3</sub>	CO <sub>2</sub>	»	1000° C	»	»																																																																																			
- C <sub>p4</sub>	CO	»	»	»	»																																																																																			
- C <sub>p5</sub>	H <sub>2</sub> <sup>I</sup>	»	»	»	»																																																																																			
- C <sub>p6</sub>	H <sub>2</sub> <sup>111</sup>	»	200° C	»	»																																																																																			
- C <sub>p7</sub>	CH <sub>4</sub>	»	»	»	»																																																																																			
- C <sub>p8</sub>	H <sub>2</sub> O <sup>111</sup>	»	60° C	à	60° C																																																																																			

<p>* (2) H<sub>2</sub>O = K <math>\frac{CO_2 \cdot H_2}{CO}</math></p> <p>* (3) K = voir diagramme f (t) fig 33.</p> <p>** (4) t = voir diagramme f (x) fig 34.</p> <p>* (5) H<sub>2</sub><sup>I</sup> = H<sub>2</sub> - H<sub>2</sub><sup>111</sup></p> <p>* (6) H<sub>2</sub><sup>I</sup> = H<sub>2</sub>O<sup>I</sup></p> <p>* (7) H<sub>2</sub><sup>I</sup> = CO<sup>I</sup></p> <p>* (8) CO<sup>I</sup> = CO - CO<sup>IV</sup></p> <p>* (9) O<sub>2</sub><sup>IV</sup> = CO<sub>2</sub> + 0.5 CO - 0.5 H<sub>2</sub><sup>I</sup></p> <p>* (10) O<sub>2</sub> = O<sub>2</sub><sup>E</sup> - O<sub>2</sub><sup>IV</sup></p> <p>* (11) C<sup>V</sup> = CO<sub>2</sub> + CO</p> <p>** (12) C<sup>V</sup> , voir diagramme f (x) fig 34.</p> <p>* (13) H<sub>2</sub>O<sup>E</sup> + H<sub>2</sub>O<sup>111</sup> = <math>\frac{H_2O^I + H_2O}{C^V}</math></p> <p>* (14) H<sub>2</sub><sup>111</sup> = <math>\frac{H_2^{110} \cdot C^V}{C^V}</math></p> <p>* (15) CH<sub>4</sub> = <math>\frac{CH_4^0 \cdot C^V}{C^V}</math></p> <p>* (16) H<sub>2</sub>O<sup>111</sup> = <math>\frac{H_2O^{110} \cdot C^V}{C^V}</math></p> <p>** (17) d , voir diagramme f (x) fig 34.</p> <p>** (18) CO<sub>2</sub> = CO<sub>2</sub><sup>IV</sup>.</p>	<p>ainsi, en moles par môle de produits secs en x<sub>0</sub> :</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>— le carbone en réaction C<sup>V0</sup>,</li> <li>— l'oxygène et la vapeur d'eau à l'entrée de la zone de réaction O<sub>2</sub><sup>E</sup>, H<sub>2</sub>O<sup>E</sup>,</li> <li>— les gaz de distillation H<sub>2</sub><sup>110</sup>, CH<sub>4</sub><sup>0</sup>,</li> <li>— l'eau d'évaporation H<sub>2</sub>O<sup>110</sup>.</li> </ul> <p>75. — On procède en suite, pour chaque valeur de x, à la résolution des 18 équations.</p> <p>Application.</p> <p>76. — Nous avons appliqué cette méthode générale à un cas particulier. Nous avons emprunté aux résultats d'un essai les valeurs indiquées par deux astérisques au paragraphe 73 (**).</p> <p>La solution des équations nous a fourni les résultats représentés graphiquement à la planche 34.</p> <p>Remarque.</p> <p>77. — Dans le but de ne pas aggraver inutilement la complexité du système d'équations, nous avons admis (équation (18)) que la formation de CO<sub>2</sub> était créditable en entier à la réaction de gaz à l'oxygène, la réaction de gaz à l'eau ne donnant que CO et H<sub>2</sub>. Cette reconstitution des phénomènes est « équivalente » au jeu réel complexe des réactions aussi longtemps qu'il y a de l'oxygène en excès.</p> <p>Dans l'exemple par. 73, tel est le cas jusqu'en x = 14.5, et jusque cette abscisse les résultats des calculs sont utilisés tels quels.</p> <p>En aval de ce point, la somme CO<sub>2</sub><sup>IV</sup> + 0.5 CO<sup>IV</sup> est maintenue constante, et les augmentations de CO<sub>2</sub> et CO résultant des calculs sont attribuées à la réaction du gaz à l'eau.</p> <p>Finalement les diagrammes en figure 34 montrent la reconstitution « équivalente » des réactions de gazéification, de distillation et d'évaporation le long de la zone de réaction.</p>
---	--

Nous connaissons en outre six nombres se rapportant aux conditions de début et de fin de réaction :

$$s = \frac{H_2O^E}{O_2^E} \quad CO_2^0 \quad CO^0 \quad H_2^0 \quad CH_4^0 \quad O_2^0$$

Les 18 équations contiennent 24 valeurs.

74. — On résout d'abord les équations par rapport aux conditions finales en x<sub>0</sub>. On détermine

\* Relations permanentes.  
\*\* Résultats expérimentaux.



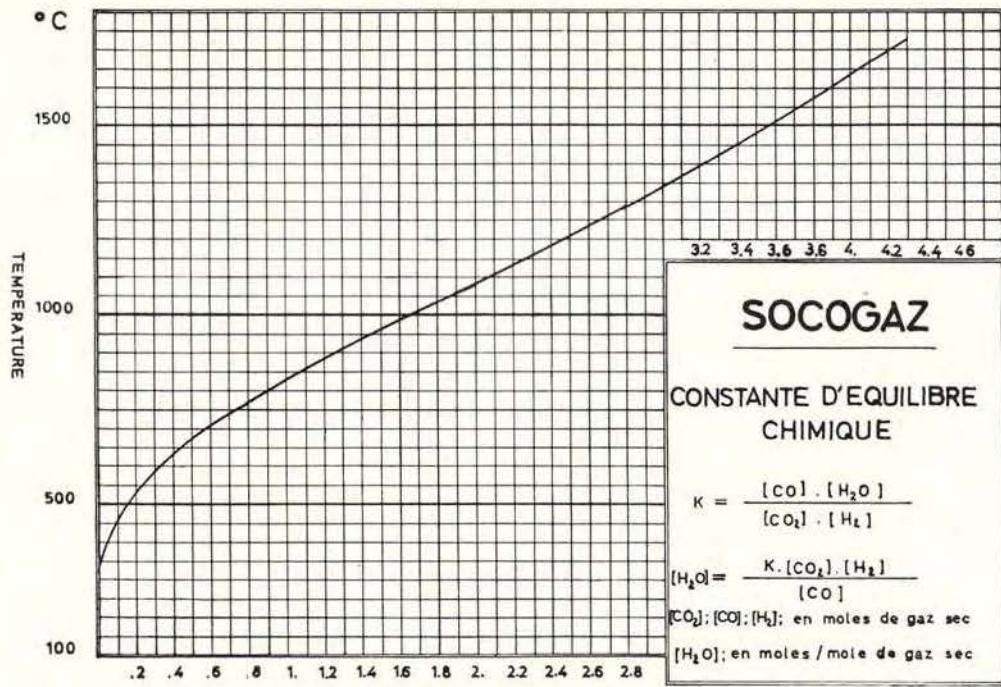


Fig. 53. — Constante d'équilibre chimique.  
Fig. 54. — (Hors-texte).

### ANNEXE

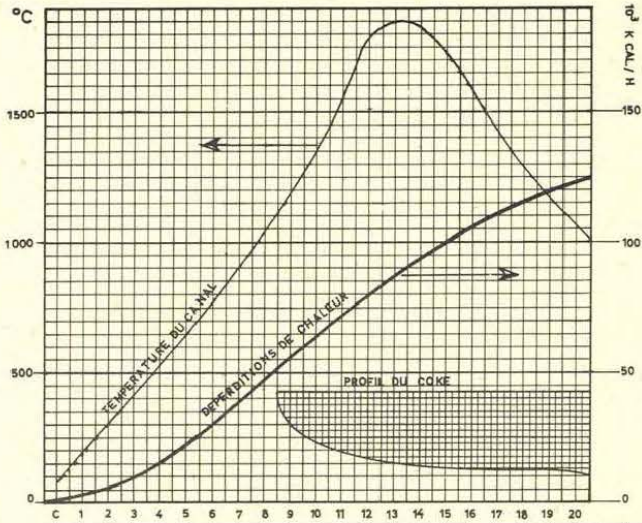
#### RELATIONS MOLECULAIRES COURANTES

Unités môles par môle de produits secs.

Descriptions	Equations	
<i>A l'entrée de la zone de gazéification :</i>		
10. Oxygène de fabrication	$O_2^E = O_2^o + O_2^{IV}$	
11. Rapport de la vapeur à l'oxygène (d'après les débitmètres)	$s = \frac{\text{vapeur de fabrication à l'entrée}}{\text{oxygène de fabrication à l'entrée}}$	
12. Vapeur de fabrication	$H_2O^E = s O_2^E$	
13. Carbone en réaction	$C^E = C^{V^o}$	
<i>Au cours de la gazéification et de la distillation :</i>		
20.	$\left\{ \begin{array}{l} CO_2 \\ CO \\ H_2 \\ CH_4 \\ O_2 \end{array} \right.$	
21.		
22. Composants des produits secs :		
23.		
24.		
25.	$H_2O = K \frac{CO_2 \times H_2}{CO}$	} voir fig. 53 pour les valeurs de K.
26.	$t = CO_2 + CO + H_2 + CH_4 + O_2$	

N.B. — Les quantités de N<sub>2</sub> provenant des impuretés de l'oxygène de fabrication sont négligeables.





**GAZEIFICATION INTEGRALE**

**EVOLUTION DES PRODUITS DANS LA**  
**ZONE DE GAZEIFICATION ET DISTILLATION**

COMBUSTIBLE : CHARBON COKEFIANT  
COMBURANT : O<sub>2</sub> + H<sub>2</sub>O

SOCOGAZ

DATE : 5-1-1952  
PLANCHE : 34

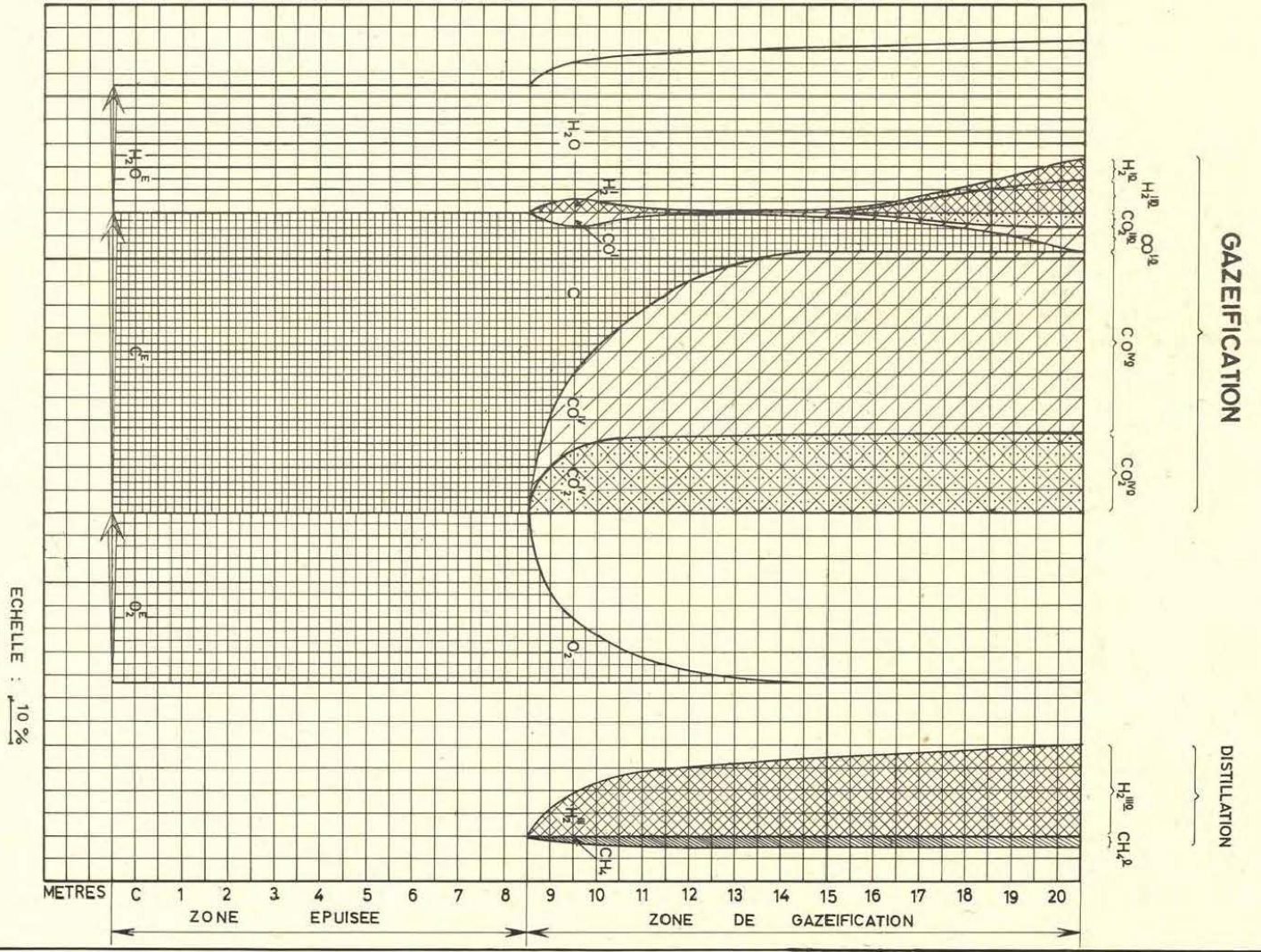


fig. 34



Descriptions

Equations

Fraction des produits imputable à la réaction de gaz à l'eau.

Quand  $H_2 - H_2^{111} < CO$  suivant l'équation :  $C^I + H_2O^I = CO^I + H_2^I - 58 \text{ Kcal/môle}$

- 50.  $H_2^I = H_2 - H_2^{111}$
- 51.  $H_2O^I = H_2^I$
- 52.  $CO^I = H_2^I$
- 53.  $C^I = CO^I$
- 54.  $H_2O^E + H_2O^{111} = H_2O^I + H_2O$

Quand  $H_2 - H_2^{111} > CO$  suivant les équations  $\left\{ \begin{array}{l} C^I + H_2O^I = CO^I + H_2^I - 58 \text{ Kcal/môle} \\ C^{II} + 2 H_2O^{II} = CO_2^{II} + 2 H_2^{II} - 58 \text{ Kcal/môle} \end{array} \right.$

- 40.  $H_2^I + H_2^{II} = H_2 - H_2^{111}$
- 41.  $H_2^I = CO$
- 42.  $H_2O^I = H_2^I$
- 43.  $CO^I = H_2^I$
- 44.  $C^I = H_2^I$
- 45.  $H_2^{II} = 2 CO_2^{II}$
- 46.  $C^{II} = CO_2^{II}$
- 47.  $H_2O^{II} = H_2^{II}$
- 48.  $H_2O^E + H_2O^{111} = H_2O^I + H_2O^{II} + H_2O$

Les autres symboles de ce tableau sont donnés seulement pour  $H_2 - H_2^{111} < CO$ .

Fraction des produits imputable à la réaction du gaz à l'oxygène.

- 50.  $O_2^E = O_2^{IV} + O_2$
- 51.  $O_2^{IV} = CO_2^{IV} + 0.5 CO^{IV}$
- 52.  $CO_2^{IV} = CO_2$
- 53.  $CO^{IV} = CO - CO^I$
- 54.  $C^{IV} = CO_2^{IV} + CO^{IV}$

Carbone.

- 60. Carbone total ayant réagi dans le gaz à l'eau et dans le gaz à l'oxygène  $C^V = C^I + C^{IV} = CO_2 + CO$
- 61. Carbone n'ayant pas réagi  $C = C^E - C^V$

Fraction des produits imputable à la distillation et l'évaporation.

- 70.  $H_2^{111} = H_2^{111o} \frac{C^V}{C^{Vo}}$
- 71.  $CH_4 = CH_4^o \frac{C^V}{C^{Vo}}$
- 72.  $H_2O^{111} = H_2O^{111o} \frac{C^V}{C^{Vo}}$

Fin de la zone de gazéification et de distillation.

Tous les symboles des §§ 20 à 72 suivis par <sup>o</sup> indiquent des valeurs à la sortie de la zone de gazéification et de distillation, par exemple :

