

060362

BULLETIN

MENSUEL

DE LA

SOCIÉTÉ INDUSTRIELLE

DU NORD DE LA FRANCE

paraissant le 15 de chaque mois.

46^e ANNÉE.

N^o 208. — OCTOBRE 1919.

SIÈGE DE LA SOCIÉTÉ :

LILLE, rue de l'Hôpital-Militaire, 116, LILLE

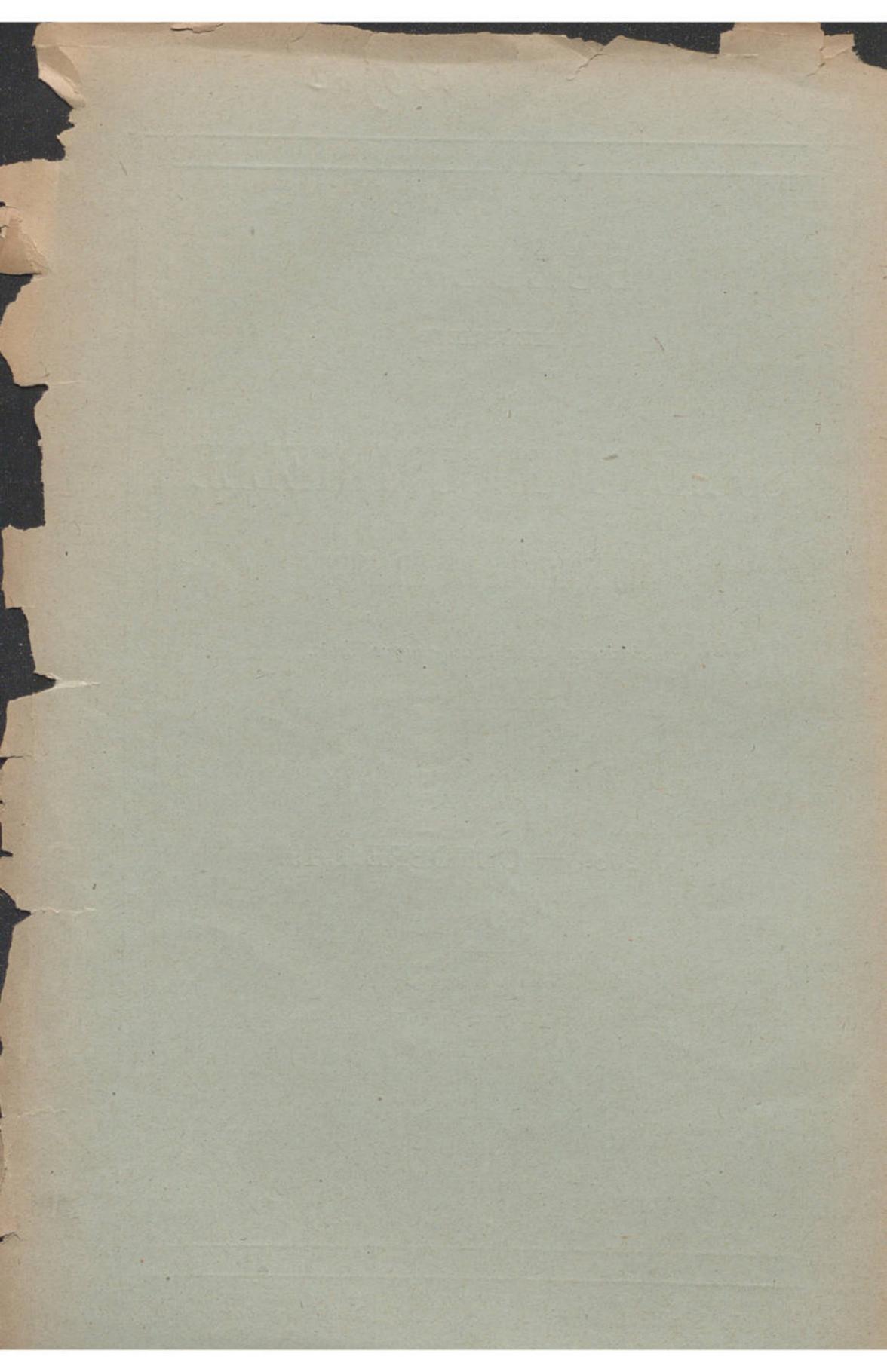


LILLE

IMPRIMERIE L. DANIEL

1919.

La Société Industrielle prie MM. les Directeurs d'ouvrages périodiques, qui font des emprunts à son Bulletin, de vouloir bien en indiquer l'origine.



CASE

A

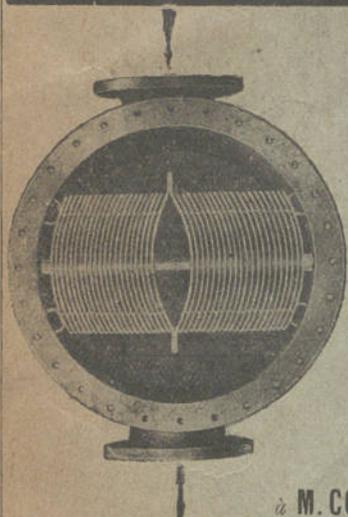
LOUER

18

KATER & ANKERSMIT

Ingénieurs - Constructeurs

39, Avenue de Villiers, PARIS



LES DÉSHUIEURS ET SÈCHEURS DE VAPEUR

Système MASSIP B. S. G. D. G.

sont les seuls

ADOPTÉS PAR LES GRANDES INDUSTRIES
ET LA MARINE NATIONALE

Demander la brochure générale

de nos APPAREILS DE CONTRÔLE
ET SURETÉ DE MARCHÉ DE LA CHAUFFERIE

à M. CORMORANT, Ing. I. D. N., 204, rue Nationale, LILLE.

CHAUDIÈRE MULTITUBULAIRE

brevetée système VAN OOSTERWYCK, est la

Seule qui puisse passer de 15 K. à 32 K.

de vapeur par MÈTRE CARRÉ DE CHAUFFE
sans entraînement d'eau en conservant un

Rendement Thermique de **72 à 75 %**.

Représentants pour le Nord de la France :

HUMPRINS & LANGRAND

la Gare — 1

TÉLÉPH.

LILLE

Adresse Télégraphique :

HUMPRINS-LILLE

OFFRES ET DEMANDES D'EMPLOIS

Il est ouvert à la Société industrielle un registre pour l'inscription gratuite des offres et demandes d'emploi pour l'industrie : directeurs, ingénieurs, comptables, chimistes, dessinateurs, employés.

Les demandes d'emploi devront être accompagnées de la liste des références à consulter et, autant que possible, des états de service du candidat.

Ex-employé au bureau des conducteurs des travaux d'un charbonnage du Nord, connaissant la construction, les croquis de bâtiments, les attachements, etc..., parlant l'allemand et l'italien, demande place chez architecte ou entrepreneur.

Ex-vendeur, longue pratique, connaissant la toile, la soierie et la confection d'homme, demande place : inspecteur, surveillant de travaux, etc...

Dessinateur expérimenté : distillerie, brasserie, sucrerie, mécanique générale, désire changer. — Age : 47 ans. — Préentions : à convenir.

Dessinateur expérimenté : distillerie, sucrerie, mécanique générale, désire changer. — Age : 44 ans. — Préentions : 800 fr., libre de suite.

Ingénieur-Chimiste, ex-chef des travaux pratiques à l'école de chimie de Rouen, sérieuses références, demande place à Lille ou dans la région du Nord.

Officier démobilisé, diplômes baccalauréat Latin-Sciences. — Mathématiques élémentaires, désire débiter dans l'industrie.

Dessinateur en mécanique, 18 ans, sérieuses références, demande place à Lille ou aux environs.

Mécanicien diplômé du Conservatoire National d'Arts-et-Métiers de Paris, actuellement chef d'approvisionnements et distribuant le travail dans un atelier de construction mécanique de Paris, ayant été mobilisé dans grosses usines de construction mécanique comme ajusteur, traceur, chef d'équipe, ex-adjoint au chef principal de fabrication d'une grosse usine du Nord, ayant suivi les travaux de construction de matériel roulant, machines à vapeur, moteurs, charpente et chaudronnerie. — Demande poste de sous-chef d'atelier, contremaitre, ou chef mécanicien.

Monsieur, 35 ans, habitant Lille, connaissant à fond nouveautés, lainages, doublures, tous articles de coton et toiles ayant dix ans de pratique de voyage, désire place dans affaire sérieuse à Lille. Reprendrait les voyages ou bonne représentation.

USINES ET MATÉRIEL A VENDRE

BOULONNERIE

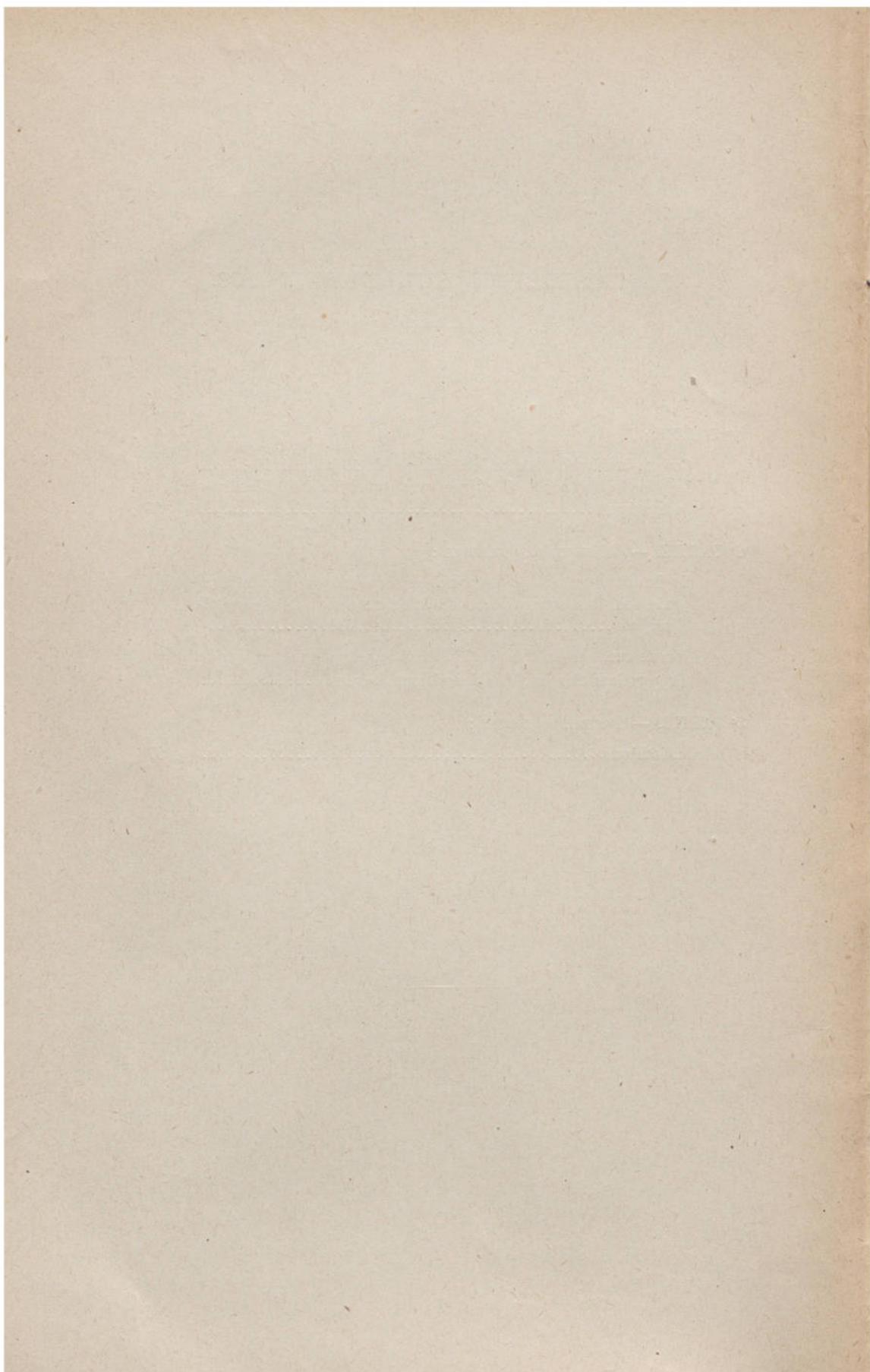
avec matériel complet

A CÉDER

S'ADRESSER AUX BOULONNERIES DE BOUSSU (BELGIQUE).

SOMMAIRE DU BULLETIN N° 208.

	Pages.
1 ^{re} PARTIE :	
Compte rendu de l'Assemblée générale du 10 juillet 1919.....	83
Location d'un poste électrique par une Société d'éclairage électrique.....	85
2 ^e PARTIE. — TRAVAUX DES MEMBRES :	
M. CH. BERTHELOT. — Des principales innovations dans la récupération des sous-produits de la fabrication du coke métallurgique.....	87
Compte rendu de la visite de la Société industrielle aux ateliers de réparations d'automobiles des régions libérées.....	193
3 ^e PARTIE. — DOCUMENTS DIVERS :	
Bibliothèque.....	197



SOCIÉTÉ INDUSTRIELLE

du Nord de la France

Déclarée d'utilité publique par décret du 12 août 1874.

BULLETIN MENSUEL

N° 208.

—
46° ANNÉE. — OCTOBRE 1919.
—

PREMIÈRE PARTIE.

Assemblée générale du 10 Juillet 1919.

Présidence de M. LOUIS NICOLLE, Président.

Excusés : MM. Julien THIRIEZ, Liévin DANIEL, GODIN, LESCEUR.

Le procès-verbal de la séance du 20 Juin est lu et adopté.

M. LE PRÉSIDENT signale à l'Assemblée les décès des collègues ci-après, auxquels il envoie un souvenir ému :

MM. PARENT-CABOUR, Albert, Filateur de lin, à Lys-les-Lannoy,
mort pour la France en 1915 ;

LEQUIN, Manufactures de glaces et produits chimiques de
Saint-Gobain.

M. LE PRÉSIDENT dit que cette Assemblée générale supplémentaire a lieu en raison des événements spéciaux.

Il rend compte de la démarche faite par une Délégation de la Société Industrielle qui s'est rendue à la Chambre des Députés le 8 juillet pour appuyer les revendications de la Chambre de Commerce, auprès des Pouvoirs publics. — Au cours de cette démarche, M. le Président a présenté les vœux ci-après qui avaient été préparés par la Commission d'Urbanisme :

1° Que le crédit envisagé pour les plans de reconstruction (art. 3,

loi du 14 mars 1919) qui est ouvert sur la base de 0 fr. 10 par habitant, soit plus largement utilisable et porté tout de suite à 1 fr. ;

2° Que la subvention d'Etat pour les plans d'alignement et de nivellement (art. 61, loi du 17 avril 1919) soit déterminée dès maintenant et que les conclusions des études que le Conseil d'Etat fait actuellement soient publiables au plus tôt ;

3° Que la forme de concours financiers de l'Etat, pour les améliorations hygiéniques (art. 62, loi du 17 avril 1919) et la réalisation des travaux de voirie soient précisées. Il faut déterminer les améliorations types à envisager dans les projets d'urbanisme ;

4° Que les moyens effectifs pour relevés topographiques et cadastraux soient appliqués avec l'aide des avions des services géographiques militaires ;

5° Que la forme de la participation financière de l'Etat pour la reconstitution immobilière (art. 48, loi du 17 avril 1919) soit réglementée le plus tôt possible, ainsi que les modalités nouvelles d'expropriation et de remembrement.

M. PASCAL présente une communication très documentée sur la synthèse de l'ammoniaque.

L'Assemblée ratifie à l'unanimité l'élection de 5 nouveaux membres.

QUESTION

soumise aux

SERVICES DE LA RECONSTITUTION INDUSTRIELLE

au sujet de la Location d'un poste électrique

PAR LA SOCIÉTÉ LILLOISE D'ÉCLAIRAGE ÉLECTRIQUE.

Un de nos Sociétaires nous a écrit pour nous signaler que la Société Lilloise d'Éclairage électrique lui avait adressé facture de la location de son poste, pour le cas où il aurait jugé devoir la joindre à ses dommages de guerre. La dite Société spécifiait ne pouvoir faire abandon de cette location due en vertu d'un contrat, ni éviter d'en débiter le compte de notre Sociétaire. Elle ajoutait « le fait que le transformateur a été enlevé par les allemands constitue un dommage, dommage qui, en ce qui concerne l'empêchement à l'utilisation du poste, se trouve de votre côté. — Nous vous conseillons de vous adresser à la Mairie qui pourra peut-être vous renseigner sur cette question et vous dire si les locations d'appareils dont l'abonné n'a pas eu la jouissance, soit par suite de son absence, soit par suite de dépossession par l'armée allemande, peuvent être comprises dans ses dommages de guerre. — Vous voudrez bien nous tenir au courant du résultat de votre démarche et agréer, etc... »

Nous avons soumis ce cas à M. le Chef du 1^{er} Secteur de la Reconstitution Industrielle, qui, par lettre N° 59381 L du 3 septembre 1919, a bien voulu nous faire la réponse suivante :

« Suite à votre lettre du 19 Août me posant une question relative à la location d'un poste électrique par la Société Lilloise d'éclairage électrique à un de vos sociétaires, j'ai l'honneur de vous faire connaître que les contrats de location étant suspendus du fait même de l'occupation empêchant l'utilisation desdits postes, les sinistrés n'ont donc pas à payer d'abonnement aux Sociétés d'éclairage électrique.

Ces Sociétés doivent comprendre dans leurs dommages non pas les pertes de location mais les pertes d'appareils, branchements, canalisations s'ils n'existaient plus et s'ils étaient restés leurs propriétés.

Veillez agréer, »

Ainsi se trouve résolue cette importante question qui intéressera sûrement un grand nombre de nos Sociétaires.

DEUXIÈME PARTIE

DES PRINCIPALES INNOVATIONS

DANS LA

RÉCUPÉRATION DES SOUS-PRODUITS

de la fabrication du coke métallurgique

Par M. C. BERTHELOT,

Ingénieur civil,

Lauréat de la Société Industrielle du Nord et de la Société technique
de l'Industrie du Gaz en France.

Tout le monde sait que dans les cokeries, la fabrication des sous-produits est plus rémunératrice que celle du coke lui-même : de là tous les efforts faits par les industriels pour recueillir les sous-produits. Le nombre considérable des méthodes prouve la difficulté du problème. Pour mettre de l'ordre dans cette étude, je vais passer en revue les divers procédés connus, et je terminerai en indiquant ceux qui me semblent le plus pratiques et les quelques améliorations que j'ai apportées moi-même aux systèmes connus.

PREMIERE PARTIE.

DISPOSITION GÉNÉRALEMENT ADOPTÉE DANS LES COKERIES POUR LA RÉCUPÉRATION DES SOUS-PRODUITS.

La récupération des sous-produits des gaz de fours à coke est basée sur les mêmes principes que celle du gaz pour l'éclairage des villes. Cependant, elle s'en distingue pour deux raisons :

1^o Certaines impuretés du gaz de ville (l'acide sulfhydrique,

l'acide carbonique) dont l'action serait nuisible à l'hygiène publique ou diminuerait le pouvoir éclairant du gaz sont sans inconvénient notable, quand les gaz sont utilisés pour le chauffage des fours ;

2^o Inversement les benzols, auxquels le gaz doit 65 % environ de son pouvoir éclairant, sont retirés du gaz des fours à coke, tandis qu'ils sont soigneusement laissés dans le gaz de ville.

La série des opérations est la suivante :

- 1^o Condensation pour la séparation du goudron et des eaux ammoniacales ;
- 2^o Lavage à l'eau ou à l'acide pour la récupération de l'ammoniaque ;
- 3^o Lavage à l'huile de houille pour la récupération des benzols.

Le gaz se dégageant des chambres de carbonisation passe donc successivement dans les condenseurs, l'extracteur de gaz, le condenseur de goudron, les laveurs à ammoniaque, ceux à benzol, puis il retourne aux fours, où il est enflammé et sa combustion dans les piédroits assure la distillation de la houille.

Voici quelques années, on a cherché à retirer les cyanures, dont la valeur commerciale, en raison des débouchés dus au procédé « Mac-Arthur Forrest », est élevée. On fait passer pour cela le gaz dans des cuves remplies d'oxyde de fer poreux ; le procédé « Foshew » consiste à employer l'oxyde de fer ; en ajoutant de l'eau de chaux, il se forme rapidement un ferrocyanure de calcium que l'on peut traiter immédiatement par du carbonate de potasse. On emploie aussi un Standart à sulfate de fer placé avant les laveurs à ammoniaque. En fait, dans les cokeries on ne fait presque jamais la récupération des cyanures, qui n'est pas suffisamment rémunératrice, parce que les gaz renferment généralement peu d'acide cyanhydrique. Par contre, elle se pratique couramment dans les usines à gaz, où l'on a surtout en vue d'éviter la détérioration des compteurs et régulateurs d'émission par les composés cyanogénés, les gaz renfermant davantage que précédemment d'acide cyanhydrique, en raison de la température plus élevée des cornues que des fours à coke.

Dans notre étude nous examinerons successivement :

La condensation goudronneuse du gaz ;

L'aspiration du gaz ;

Le lavage du gaz ;

La récupération du benzol.

Puis nous passerons à l'étude de la fabrication proprement dite des sous-produits : sulfate d'ammoniaque et benzols.

CHAPITRE PREMIER.

Etude de la condensation goudronneuse.

A sa sortie des fours, il faut séparer le gaz des quantités importantes de vapeur d'eau et de goudron qu'il renferme (1).

Conditions à remplir pour réaliser une bonne condensation.

— Il faut satisfaire à deux conditions essentielles :

1^o Débarrasser, aussi complètement que possible, le gaz de sa naphthaline, en le refroidissant à une température inférieure à celle où il se trouve ultérieurement portée dans les conduites d'émission. Si la condensation est insuffisante ou mal conduite lorsque le gaz est soumis à une température plus basse que celle de sortie des condenseurs, des dépôts de naphthaline se produisent dans les canalisations qui s'obstruent peu à peu ;

2^o Réduire le moins possible la perte du pouvoir éclairant du gaz, de façon à satisfaire aux clauses des contrats passés entre les municipalités et les Compagnies gazières, et aussi à laisser dans le goudron un minimum de benzol. La pratique indique, en effet, qu'au cours de sa distillation le goudron ne rend que 70 à 80 % des huiles légères qu'il renferme, le restant étant entraîné avec les gaz méphitiques, qu'il est difficile de condenser suffisamment, parce que

(1) La théorie de la condensation goudronneuse a été établie par MM. Laurain et Sainte-Claire Deville. C'est leur communication au Congrès de 1912 de la Société technique de l'Industrie du Gaz que nous allons résumer dans ce chapitre.

pour éviter des prises en masses des produits dans les conduites, on doit les laisser s'y écouler chauds (50° environ).

Relativement à ces deux conditions, il faut observer qu'un refroidissement suffisant et convenablement conduit permet d'éliminer les vapeurs de naphthaline, non seulement dans les limites de saturation correspondant à la température la plus basse, qui règne dans les appareils, mais, en outre, comme le brouillard de goudron condensé absorbe la naphthaline, le point de rosée de cet hydrocarbure est abaissé de telle façon, que le gaz peut être amené à une température encore plus basse sans qu'il puisse se produire de nouveaux dépôts. Cependant, comme le brouillard de goudron condensé dissout également les vapeurs de benzol, il faudrait séparer le goudron du gaz à aussi haute température que possible. Ces deux conditions étant nettement contradictoires, nous devons rechercher la meilleure méthode à adopter en comparant les avantages et inconvénients de la condensation à chaud et de la condensation à froid.

Composition du gaz nuageux entrant aux condenseurs. —

Le gaz en sortant du barillet circule dans un réseau de conduites aériennes, où il est refroidi jusqu'à 65° environ.

A cette température, sa condensation d'eau est faite à 10 % près — dans les cokeries, elle commence généralement à 80° environ (1) — tandis que la moitié du goudron s'est déposée dans la conduite, d'où il a été extrait par des tuyaux de purge.

Le goudron, qui reste dans le gaz, se trouve sous forme de très fines gouttelettes, dont les dimensions sont comprises entre deux centièmes et trente centièmes de millimètre; ces vésicules communiquent au gaz une couleur brune.

Les 100 grammes de goudron accompagnant chaque mètre cube de gaz sortant du four se répartissent de la façon suivante :

a) Goudron restant dans le barillet et les conduites aériennes 50 gr.

(1) Le point est à 80° environ dans les cokeries et à 60° dans les usines à gaz. Ces chiffres n'ont rien de fatidique, bien entendu, tout dépend de l'humidité du charbon et de la proportion d'eau de formation, qui dépend de la composition de la houille.

b) Goudron entrant dans les condenseurs	éléments volatils	Goudron épais.....	45 gr.	} 50 gr.
		Vapeurs de benzol.....	1 gr.	
		» de xylène, cumène, phénol.	2 gr.	
		» de naphthaline.....	3 gr.	

Les vapeurs de benzols, xylène, cumène, phénols, naphthaline sont les éléments les plus volatils du goudron, ceux qui se condensent les derniers, quand on refroidit du goudron en vapeur, et au contraire se dégagent les premiers quand on chauffe du goudron froid.

L'ensemble, soit 95 grammes par mètre cube de gaz, de ces deux lots de goudron épais, se trouve à 65°, en équilibre de tension avec le gaz, tant pour le benzol que pour la naphthaline. Le goudron retient à ce moment la majeure partie de la naphthaline à 3 grammes près, mais il ne renferme pas de benzol à 0,1 gr. près.

Moyens de réaliser la condensation goudronneuse. — On pratique le plus souvent la condensation du gaz en le refroidissant progressivement jusqu'à la température ambiante, en lui faisant traverser une série de cylindres placés en tension. La réfrigération s'opère en surface le plus souvent par l'air et l'eau. On obtient ainsi la condensation des vapeurs d'eau et de goudron à l'exception de celles qui peuvent subsister à l'état de vapeur saturante dans le gaz froid.

Les innovations les plus récentes ont eu pour but d'éviter la condensation des eaux ammoniacales, tout en séparant entièrement le goudron du gaz, c'est la méthode de condensation à chaud. Dans les autres procédés, dits de condensation à froid, on s'est borné à refroidir le gaz, aussi rapidement que possible, de façon à réaliser un rendement maximum avec un minimum d'encombrement.

Mais, en réalité, pour que nous puissions comparer utilement la condensation à froid, qu'elle soit progressive ou brutale et la condensation à chaud, nous devons envisager l'importance des facteurs suivants :

- a) Influence du mode de condensation sur la composition du gaz ;
- b) Influence du mode de condensation sur le rendement en ammoniacque ;
- c) Influence du mode de condensation sur le rendement en benzol.

a) *Influence du mode de condensation sur la composition du gaz.* — Pour avoir une vision nette du phénomène de la condensation, il faut posséder des notions à peu près exactes sur les quantités relatives des composés qu'il s'agit de séparer.

On a donc dans une cokerie :

	Par 100 kgs de houille.	Par mètre cube de gaz.
Volume du gaz.....	30 m ³	1 m ³
Poids de goudron.....	3 kg.	100 grammes
Poids total de vapeur de benzol.	0.800	27 »
Poids total de naphthaline.....	0.260	9 »

Remarques relatives au benzol et à la naphthaline. — Comme au sein de la masse de gaz, la vapeur de benzol n'est saturante qu'à 15° pour le gaz d'éclairage et à — 20° pour le gaz de fours à coke, elle se comporte comme un gaz permanent soluble dans le goudron, dont le coefficient de solubilité est de

50 %	à	65°
500 %	à	20°
1000 %	à	10°

Par conséquent, si un mètre cube de gaz et un demi-décilitre de goudron — l'autre demi-décilitre normalement contenu dans le gaz ayant été retenu avant les condenseurs — sont en présence à 65°, le poids de benzol dissous dans le demi-décilitre de goudron sera égal au poids diffusé dans 50 demi-décilitres de gaz. Le même raisonnement s'appliquant au cas où le gaz est à 20° ou à 10° on aura :

		à 65°	à 20°	à 10°	
Benzol	}	Dans le gaz.....	26.9	26	25
		Dans le goudron....	0.1	1	2
		Total.....	27.0	27	27

La naphthaline par contre est une vapeur saturante dont le gaz peut renfermer par mètre cube.

0 gr. 054 à 0°

0 gr. 138 à 10°

0 gr. 417 à 20°

2 gr. 515 à 40°

Par conséquent, par un refroidissement suffisant, il sera possible de débarrasser suffisamment le gaz de sa naphthaline.

a) *Condensation à froid*. — Elle consiste, en principe, comme nous le savons, à refroidir le gaz jusqu'à la température ordinaire, mais pour qu'elle soit faite de façon rationnelle, il faut que les vésicules goudroneuses ne soient séparées du gaz qu'à la température limite de refroidissement, afin que la solution de goudron ne puisse être saturée de naphthaline. Or, comme le gaz se trouve précisément en présence de la quantité nécessaire et suffisante de goudron pour absorber sa naphthaline, il est indispensable que la condensation s'effectue dans un seul appareil, ou si un seul appareil est insuffisant dans une série d'appareil fonctionnant en « parallèle ».

b) *Condensation à chaud*. — Cette méthode a en vue d'éviter à la fois la condensation de l'eau du gaz et la dissolution, à basse température, de la vapeur de benzol dans le goudron.

Pour la pratiquer, il suffit de faire séjourner durant dix minutes, le gaz dans une vaste chambre de dépôt, sans le laisser se refroidir notablement pour qu'il puisse se clarifier. Ou bien alors, il faut employer l'un des procédés de dégoudronnage Otto, Solvay, que nous examinerons un peu plus loin.

Puis, il n'y aura plus qu'à refroidir le gaz jusqu'à la température de 15° c, pour le dépouiller de sa naphthaline qui se déposera, sous forme de lamelles blanches (souillées de gouttelettes brunes de phénol, cumène) sur les parois du réfrigérant.

Comparaison de la condensation à chaud et de la condensation à froid quant à la composition du gaz. — Les résultats obtenus sont nettement différents.

a) Dans la condensation à chaud, le gaz ne perd, par mètre cube, que 0,1 gr. de benzol, mais après refroidissement il est saturé de naphthaline, pour la température à laquelle il sort du réfrigérant ; de telle sorte que s'il se trouve exposé par la suite à une température plus basse, il laissera déposer des cristaux de naphthaline dans les conduites.

b) Dans la condensation à froid, le gaz perd une portion sensible de son benzol, soit 1 gr. s'il est refroidi jusqu'à 20° et 2 gr. s'il est porté à 10°, mais si les vésicules sont restés jusqu'au dernier moment en contact avec le gaz, celui-ci n'étant pas saturé de naphthaline, les dépôts ne pourront se produire qu'à une température inférieure à celle où le gaz a été refroidi dans les condenseurs.

b) *Influence du mode de condensation sur le rendement en ammoniacque.* — Les charbons à coke métallurgique donnent par mètre cube de gaz sec, ramené à 0° et 760^{mm}, environ 747 gr. de vapeur d'eau. Lors du refroidissement du gaz contenant cette quantité de vapeur d'eau, il s'en dépose 712 gr. jusqu'à 30°, 391 gr. jusqu'à 70°, 42 gr. jusqu'à 80° et rien au-dessus de 80°5 (point de rosée). Le graphique de la figure 1 exprime la façon dont se produit cette condensation, en fonction de la température du gaz.

Ces observations nous permettent d'étudier l'importance du mode de condensation sur le rendement en ammoniacque.

Si l'on emploie la condensation à chaud, il est clair qu'il faut procéder à la séparation du goudron, à la température limite de 80°5 afin d'éviter la formation d'eau ammoniacale. En pratique, cette méthode n'influe pas sur le rendement en ammoniacque, parce qu'on ne l'emploie que dans les procédés de sulfatation directe étudiés plus loin.

Par contre, la façon de réaliser la condensation à froid influe grandement sur le rendement en ammoniacque.

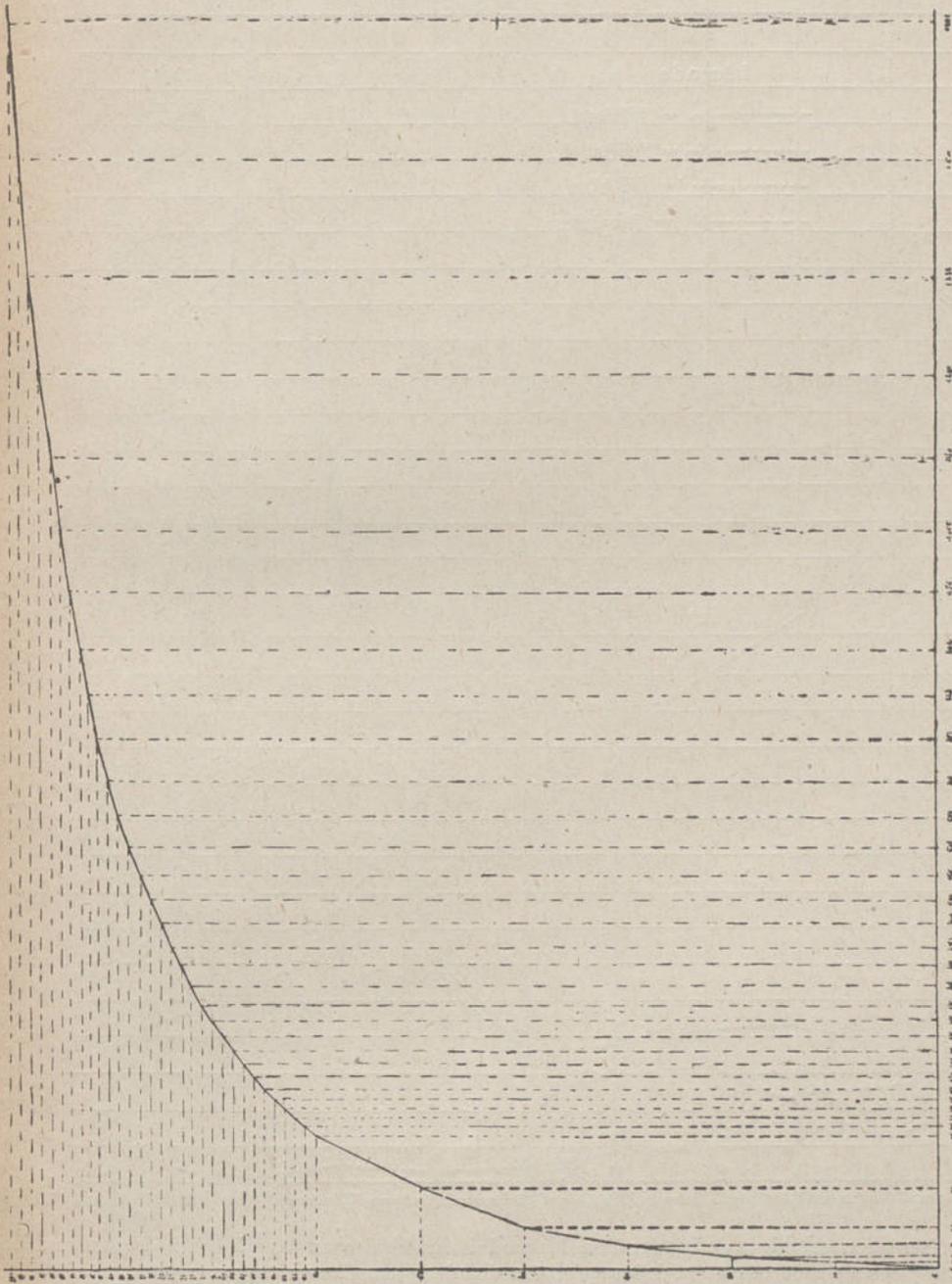


Fig. 1. — Graphique donnant les quantités de vapeur d'eau qu'un m³ de gaz à 0° et à 760^{mm} de pression peut contenir à T degrés.

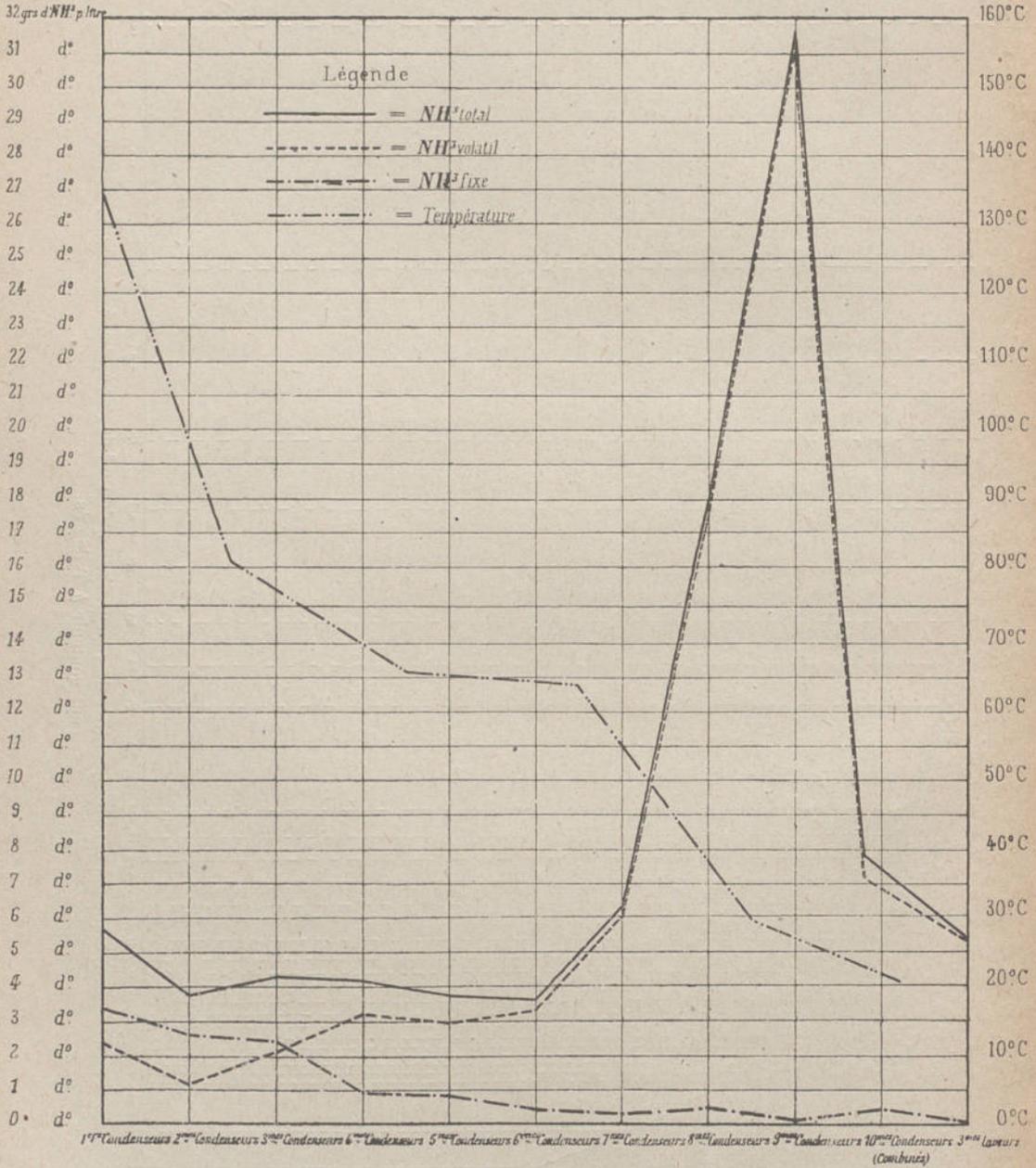


Fig. 2. — Représentation graphique de la migration des produits ammoniacaux dans les eaux de condensation et de condensation et de lavage en fonction de la température du gaz.

Quand la condensation est progressive, la majeure partie de l'eau, se séparant du gaz à une température élevée, ne peut dissoudre qu'une faible quantité des sels ammoniacaux du gaz, comme le montre le graphique de la figure 2. Par la suite, il sera donc indispensable de laver le gaz avec une quantité relativement considérable d'eau froide — 150 litres au minimum par tonne de houille — pour l'épurer complètement. De plus, l'ensemble des eaux de condensation se réunissent dans une fosse, où la température est élevée (60-70°), parce que le goudron chaud revenant des barillets y aboutit également; on subit donc, par évaporation, des pertes considérables d'ammoniaque, représentant parfois 150 grammes de sulfate par tonne de charbon.

La condensation brutale, opérée dans un même appareil, où le goudron et l'eau condensée sont refroidis simultanément jusqu'à la température ambiante, qui est celle de sortie du gaz remédie complètement aux inconvénients précités. En effet, l'extrême division de l'eau et du gaz assure par la multiplicité des surfaces de contact qui en résulte, une absorption complète de l'ammoniaque, de sorte que la quantité nécessaire d'eau de lavage est réduite de 50 % par rapport au cas précédent. En outre la température dans les fosses à eau étant faible, 25 à 30°, les pertes par évaporation deviennent négligeables.

C) *Influence du mode de condensation sur le rendement en benzol.* — Si l'on emploie la condensation à chaud, 0 gr. 4 de benzol passe seulement dans le goudron.

En revanche, lors de la réfrigération complète du gaz, 3 à 5 gr. de cumène, xylène, phénol et naphthaline, se trouvant sous forme d'huile légère, se condensent en même temps que 500 à 600 gr. de vapeur d'eau. Comme l'eau et l'huile légère ont une densité très voisine l'une de l'autre, la séparation de ces deux corps est fort difficile, d'autant plus que leur disproportion est considérable. Il s'ensuit que l'on perd ainsi de 900 à 1000 gr. de benzol par tonne de charbon.

Lors de la condensation froide, progressive ou non, 2 grammes de benzol au maximum passent dans le goudron, où l'on n'en retrouve pratiquement que 1 gr. 5 à 1 gr. 7. Par conséquent, la perte en benzol qui ressort à 90-150 gr. par tonne de charbon, est donc de 6 à 7 fois moins forte que précédemment.

En résumé, quelque soit le point de vue considéré, la condensation froide, opérée dans un seul appareil, ou une série d'appareils fonctionnant « en parallèle », est la plus avantageuse au point de vue du rendement en sous-produits et de la qualité du gaz.

Etude sommaire des appareils employés. — Parmi les appareils employés, on distingue :

A. — CONDENSATION A FROID.

- | | |
|----------------------------|---|
| Condensation progressive.. | { a) condenseurs cylindriques. |
| | { b) condenseurs à tuyaux horizontaux. |
| Condensation brutale..... | { c) condenseurs Klönne. |
| | { d) condenseurs Sainte-Claire Deville. |

B. — CONDENSATION A CHAUD.

- | | |
|----------------------------|----------------------|
| Condensation statique..... | { e) système Solvay. |
| | { f) système Bamag. |
| Condensation mécanique... | { g) système Carvès. |
| | { h) système Otto. |

A. — Condensation à froid.

a) *Condenseurs cylindriques.* — Ces appareils d'usage courant dans les cokeries et les usines à gaz sont disposés en série (1), et sont à réfrigération par l'air et par l'eau. Le gaz les parcourt successivement de haut en bas, puis de bas en haut. Le goudron et l'eau condensés s'écoulent par un siphon placé au pied de chaque cylindre.

b) *Condenseurs à tuyaux horizontaux* (Fig. 3). — Ces appareils sont formés de tuyaux reliés, à chacune de leur extrémité,

(1) C'est à tort, comme nous venons de le voir. Ces appareils devraient fonctionner en parallèle.

à deux colonnes creuses qui les font communiquer deux à deux.

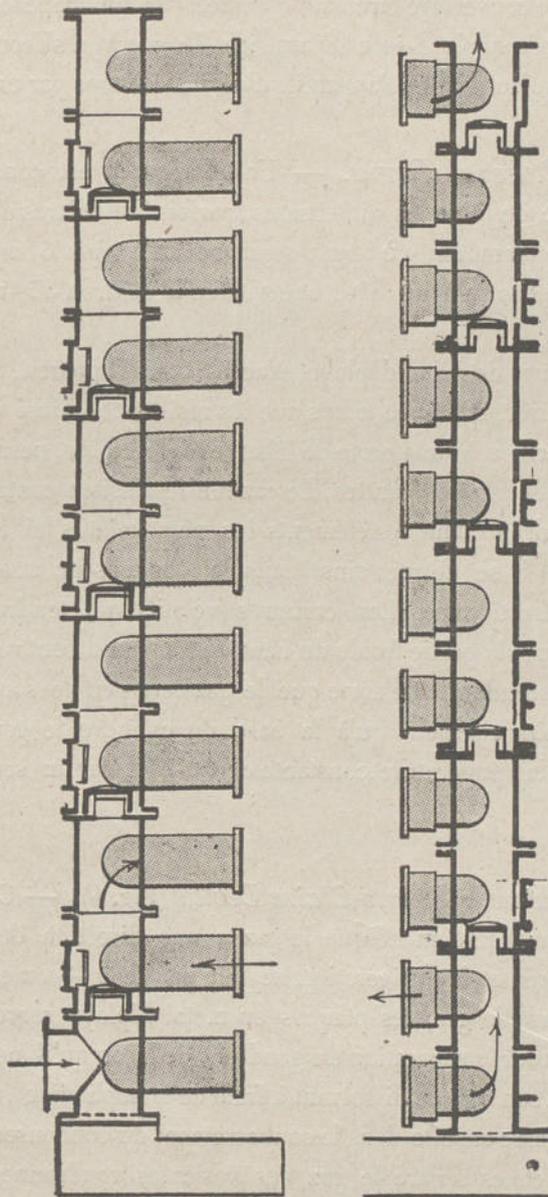


FIG. 3. — Condenseur à surface à tuyaux horizontaux.

Pour forcer le gaz à passer dans tous les tuyaux, les colonnes

comprennent des compartiments séparés par des cloisons percées au centre d'une couverture circulaire, fermée par un chapeau reposant par trois pieds sur la cloison séparatrice. Le goudron s'écoule par ces orifices jusqu'au pied de l'appareil, d'où il s'échappe par un siphon.

c) *Condenseur Klonne*. — Un tel appareil est constitué par un cylindre de grandes dimensions, parfois 20 mètres de haut et 4 mètres de diamètre, où le gaz séjourne au moins 6 minutes, en circulant de bas en haut, avec une vitesse d'environ 37 mètres par minute.

Des plaques de métal déployé, placées dans l'appareil, forcent le gaz à se diviser, en même temps que les résistances ainsi disposées, sans donner lieu à une perte de charge appréciable, permettent au goudron de séparer en gouttes. Le gaz rentre ainsi en contact intime avec le goudron, dont les éléments les plus volatils lui enlèvent la naphthaline. Il se forme ainsi dans le condenseur une véritable distillation fractionnée. Les carbures volatils qui tendraient à se dissoudre dans la partie froide du haut de l'appareil sont réabsorbées par le gaz ascendant. De sorte que le gaz perd peu de son benzol et d'autant moins aisément qu'à la base du cylindre le goudron est maintenu à la température constante de 60-65°, par un serpentín de chauffage.

d) *Condenseur Sainte-Claire Deville* (Fig. 4). — Ce système diffère du précédent en ce que le gaz a une direction descendante dans l'appareil et la réfrigération se fait par l'eau — on en dépense 2 litres par m³ de gaz, les plaques en métal déployé servent également à retarder la séparation du goudron, de façon qu'il ne puisse se soustraire à son rôle de dissolvant à froid de la naphthaline.

Le gaz passe ensuite dans le soubassement du condenseur, où un appareil à chocs sépare le gaz des vésicules goudronneuses qu'il entraîne. Cette disposition se justifie pleinement, parce que si le gaz subissait une élévation de température avant d'avoir atteint le sépa-

rateur de goudron Pelouze, les vésicules goudroneuses céderaient de la naphthaline au gaz.

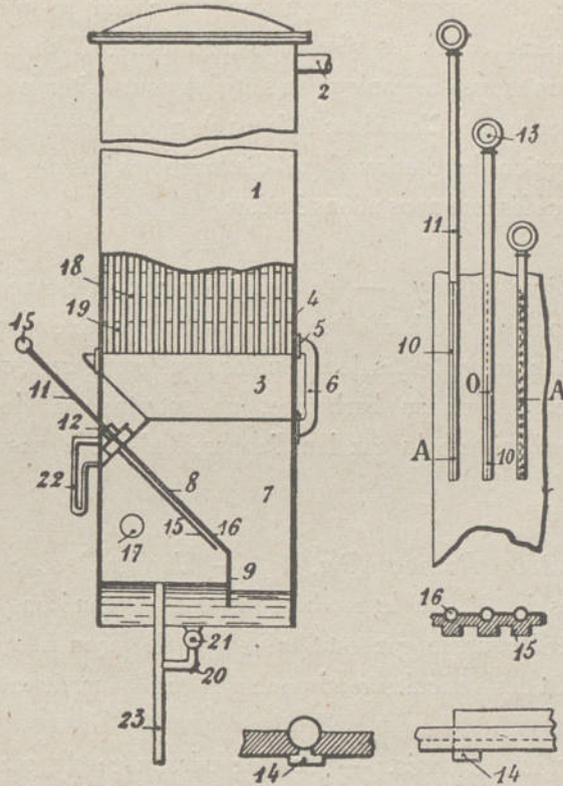


FIG. 4. — Condenseur Sainte-Claire Deville.

Observations sur ces appareils. — De tous ces systèmes, celui de Sainte-Claire Deville, seul, satisfait aux conditions exigées pour obtenir une absorption convenable de la naphthaline et des sels ammoniacaux, tout en permettant le meilleur rendement possible en ammoniacque et en benzol, parce que le gaz et les produits de condensation y sont refroidis simultanément.

C. — Condensation à chaud.

Exposé. — Le principe appliqué ici est celui que le meilleur dissolvant du goudron est le goudron, lui-même. A cet effet, bien que

le gaz, à la température de 85°, sortant du barillet, renferme naturellement la quantité de goudron nécessaire pour absorber sa naphthaline, on l'arrose avec du goudron chaud refoulé par une pompe aspirant dans les réservoirs de l'usine. Il reste ensuite à employer un moyen mécanique ou statique pour éviter le primage du goudron par le gaz. C'est donc la façon de procéder au lavage du gaz et à la rétention du goudron, qui distingue les uns des autres, les divers procédés que nous allons étudier.

e) *Système Solway*. — Le lavage du gaz s'effectue dans une colonne à plateaux de barbotage, qui remplit le double usage d'établir un contact intime entre les deux fluides liquide et gazeux en présence et d'éviter, grâce au barbotage, un entraînement de goudron, pourvu que la vitesse du gaz dans l'appareil n'excède pas 0^m40 par seconde.

f) *Système Bamag* (Fig. 5). — L'appareil se compose de deux cuves I et II, où le gaz barbotte dans le goudron. Avant de sortir de ce laveur, le gaz est filtré en (a) de façon à le dépouiller entièrement des vésicules goudroneuses qu'il pourrait entraîner.

g) *Système Carvès*. — Le dégoudronnage du gaz se fait à l'aide de ventilateurs centrifuges, analogues à ceux de Theisen, employés pour épurer le gaz de hauts fourneaux.

h) *Système Otto* (Fig. 6 et 7). — Le goudron est refoulé, par une pompe, sur le gaz dans deux injecteurs (E). Comme le réservoir (B) est à demi-plein de goudron et que l'entrée et la sortie de gaz sont respectivement placées à chaque extrémité du cylindre (B), l'espace vide forme chambre de dépôt, de sorte qu'il ne se produit pas de primage.

Observations sur ces systèmes de condensation à chaud. — Les critiques que nous présentions précédemment sur la conden-

sation à chaud simple, soit sans lavage supplémentaire du gaz par le goudron, se trouvent ici renforcées.

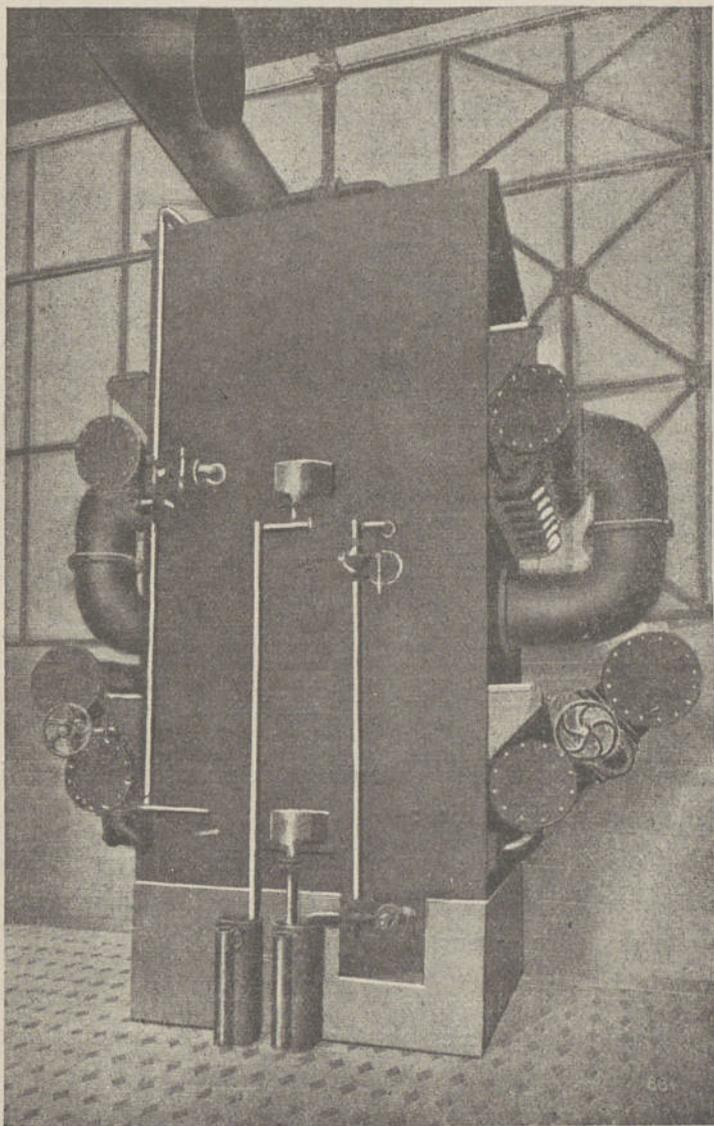


FIG. 5. — Appareil de dégoudronnage à chaud, système Bamag.

En effet, s'il n'est nullement discutable que le gaz se trouve dans

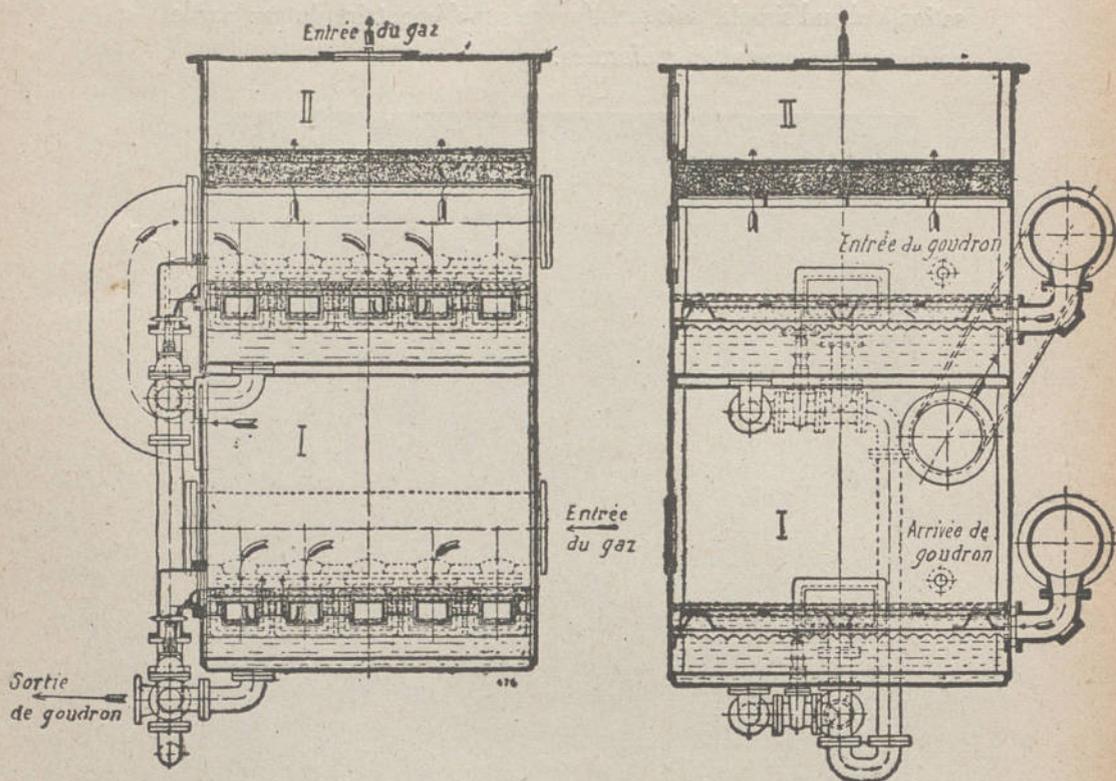


FIG. 5. — Appareils de dégoudronnage à chaud, système Bamag.

chacun de ces systèmes entièrement débarrassé de ses vésicules goudronneuses, il faut dire :

a) Le gaz, malgré le lavage du goudron, n'a pas été dépouillé entièrement de sa naphthaline, dont des quantités importantes sont entraînées par la vapeur d'eau qui a abaissé le point d'ébullition de cet hydrocarbure.

b) Si le rendement n'est plus diminué par l'évaporation d'ammoniaque dans les produits condensés, un autre élément de perte survient par la présence de 3 à 5 % de sels ammoniacaux dans le goudron, où il devient difficile de les récupérer. On peut cependant y parvenir en le lavant à l'eau, qu'il faut traiter dans une colonne. Si toutefois le goudron n'est pas lavé, quand on le distillera, le chlorure d'ammonium, qui constitue de 60 à 80 % des sels ammoniacaux

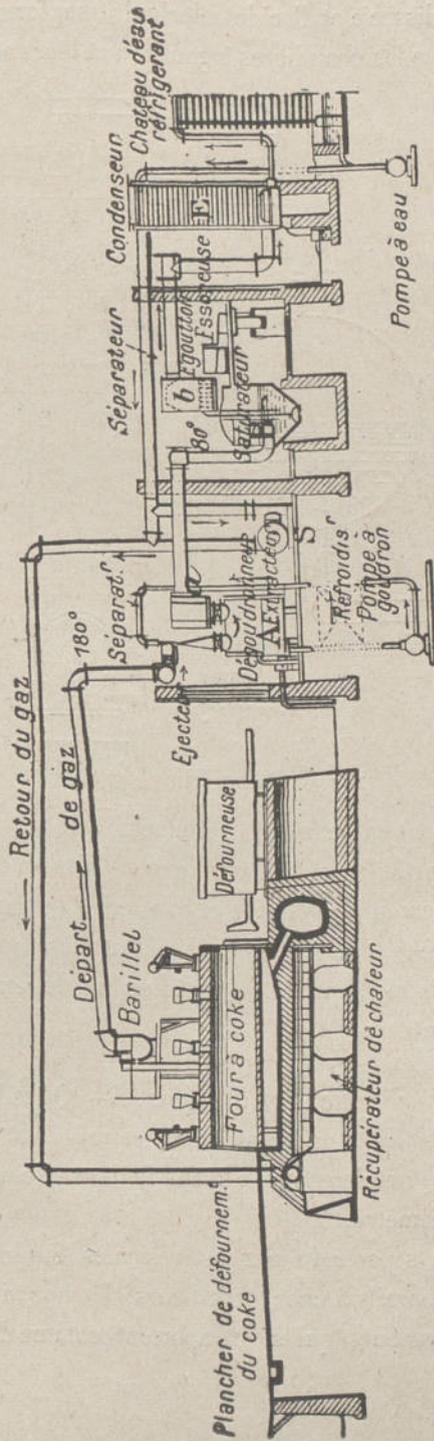


Fig. 6. — Installation de saturation directe, système Otto.

fixes du gaz, se dissocie et l'acide chlorhydrique formé met rapidement hors d'usage les chaudières à goudron et leurs accessoires.

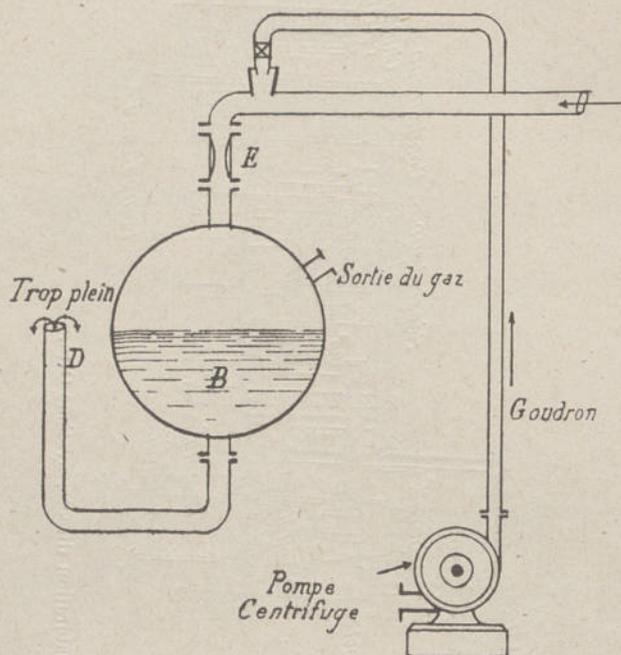


FIG. 7. — Appareil de dégoudronnage à chaud, système Otto.

c) Le rendement en benzol est également atteint, parce que non seulement une partie de cet hydrocarbure se dissout dans le goudron contenu naturellement dans le gaz et dans celui servant au lavage du gaz, mais les xylène, cumène, phénol sont perdus dans les eaux, qui se condensent au moment du refroidissement du gaz, après qu'il a traversé le saturateur :

Etude de la clarification du gaz. — Quand on emploie la condensation à froid, le gaz renferme encore à l'état de brouillard, des globules d'eau et de goudron ayant de deux à cinq centièmes de millimètre de diamètre.

On n'arrive à séparer du gaz ces vésicules goudroneuses qu'en utilisant des appareils à choc. D'ailleurs, le choc n'agit ni sur les gaz, ni sur les vapeurs qui se comportent comme des gaz ; il n'a

pour effet que de retenir les vapeurs passées à l'état globulaire, état qui ne se produit qu'après le moment, où les vapeurs diffusées dans le gaz ont été amenées par le refroidissement à leur température de condensation.

Le principe des Pelouze est trop connu pour que nous nous appliquions à une étude détaillée de leur théorie et de leur description.

Nous savons aussi qu'au bout de 2 à 3 mois de marche, les tôles perforées des paniers se recouvrent de naphthaline, et l'appareil produit une perte de charge tellement forte qu'il faut le démonter et le nettoyer. Pour obvier à ces inconvénients, on a imaginé deux systèmes de Pelouze rotatifs.

a) Système P. Mallet, à axe horizontal (Fig. 8);

b) Système à arbre incliné (Fig. 9).

Le meilleur dissolvant de la naphthaline et du goudron étant, comme nous le savons, le goudron lui-même, par suite de sa rotation dans le goudron, le panier se débarrasse des vésicules qui, à la longue, obstruent les plaques perforées des Pelouze fixés.

a) *Système P. Mallet* (Fig. 8). — L'arbre tourne à raison de 4 tours par minute, la commande se fait par vis sans fin. — Pour faire varier la résistance de l'appareil, on relève plus ou moins un plongeur mobile.

b) *Système à arbre incliné* (Fig. 9). — Dans ce condenseur, l'arbre et la cloche sont disposés dans un cylindre en fonte auquel sont adaptées les tubulures d'entrée et de sortie du gaz, à sa partie inférieure et par côté. La cloche est mobile et peut se déplacer dans le sens de l'axe incliné qui la guide en s et s' . L'arbre, dans son mouvement de rotation, entraîne la cloche, par l'intermédiaire d'une clavette (c), couissant dans la rainure (r).

Sur la figure 9, la cloche est au bas de sa course. Elle est munie, à sa base, d'un flotteur et peut recevoir en P, et P' une surcharge variable de rondelles de plomb, que l'on introduit par l'orifice (o).

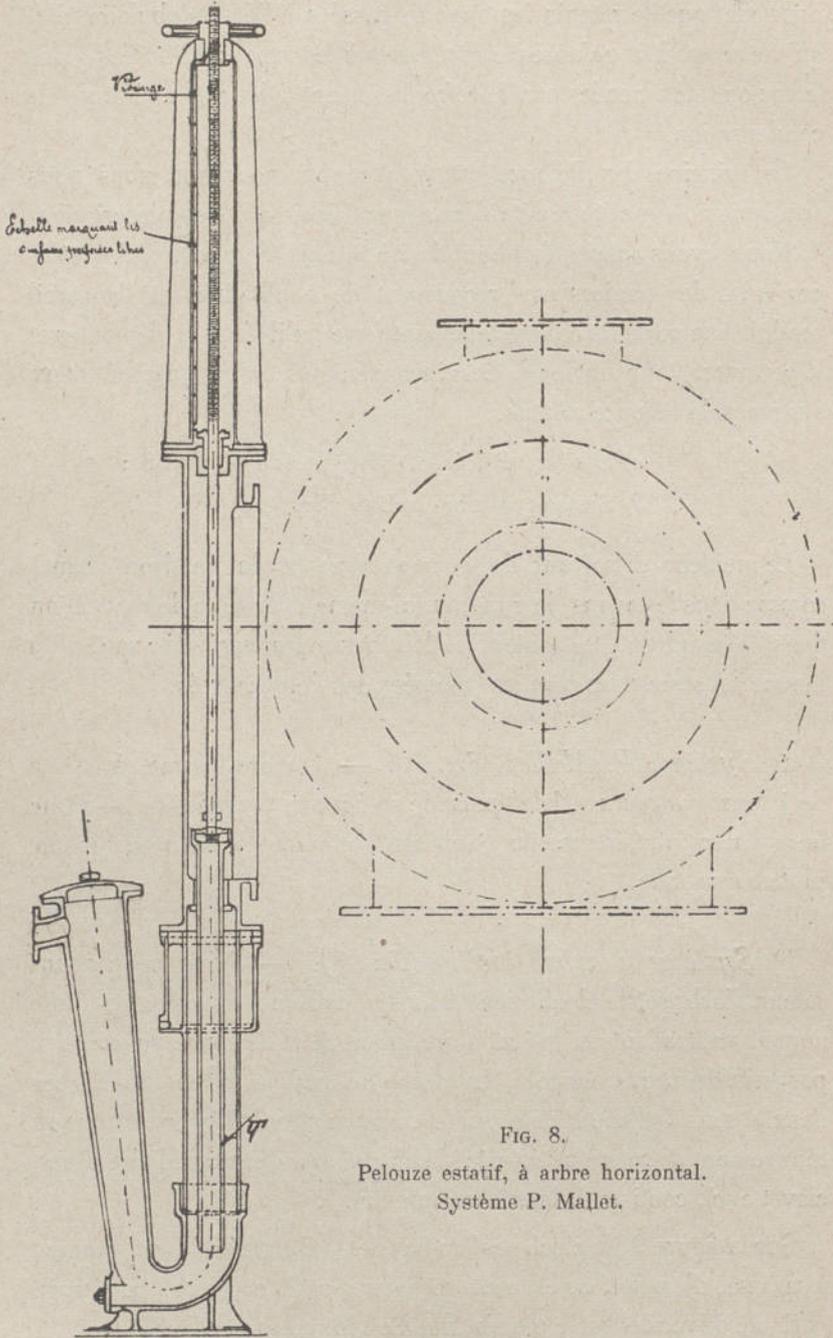


FIG. 8.

Pelouze estatif, à arbre horizontal.
Système P. Mallet.

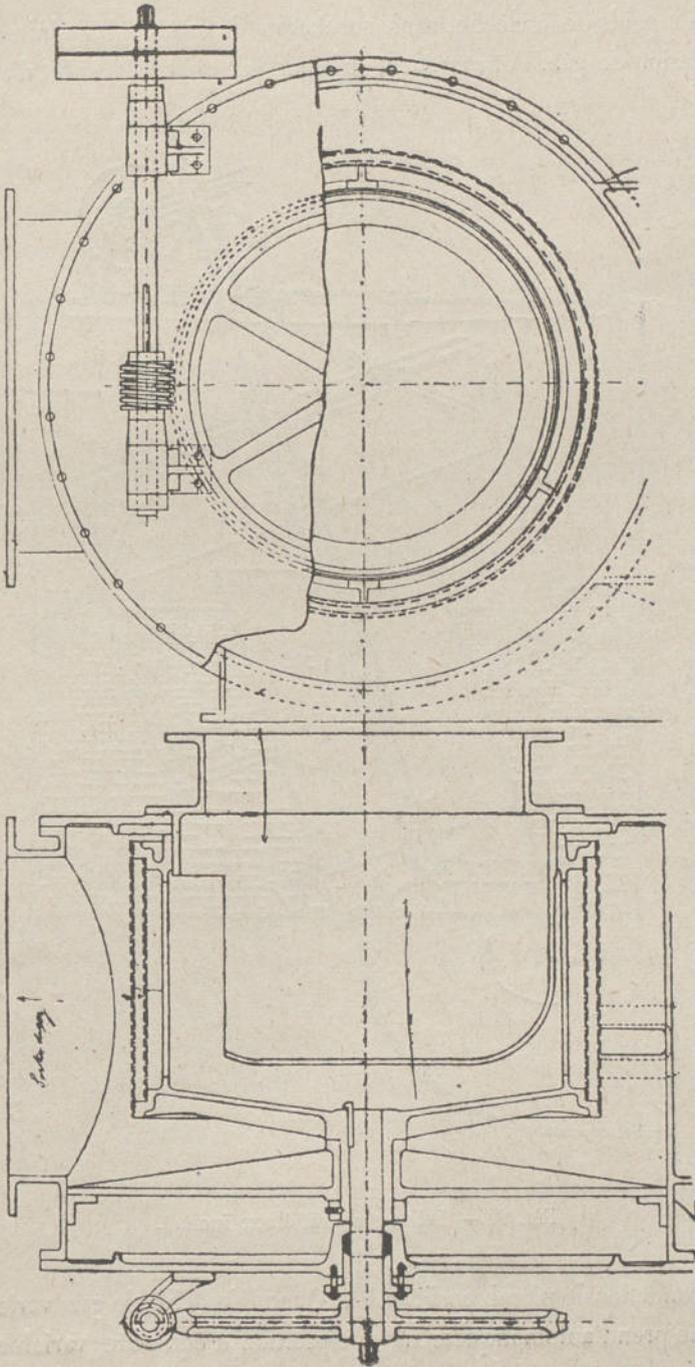


Fig. 8. — Pelouze rotatif, à arbre horizontal, système P. Mallet.

Le poids de la cloche, sans surcharge détermine le minimum de pression de gaz. Pour augmenter la perte de charge, il suffit d'ajouter

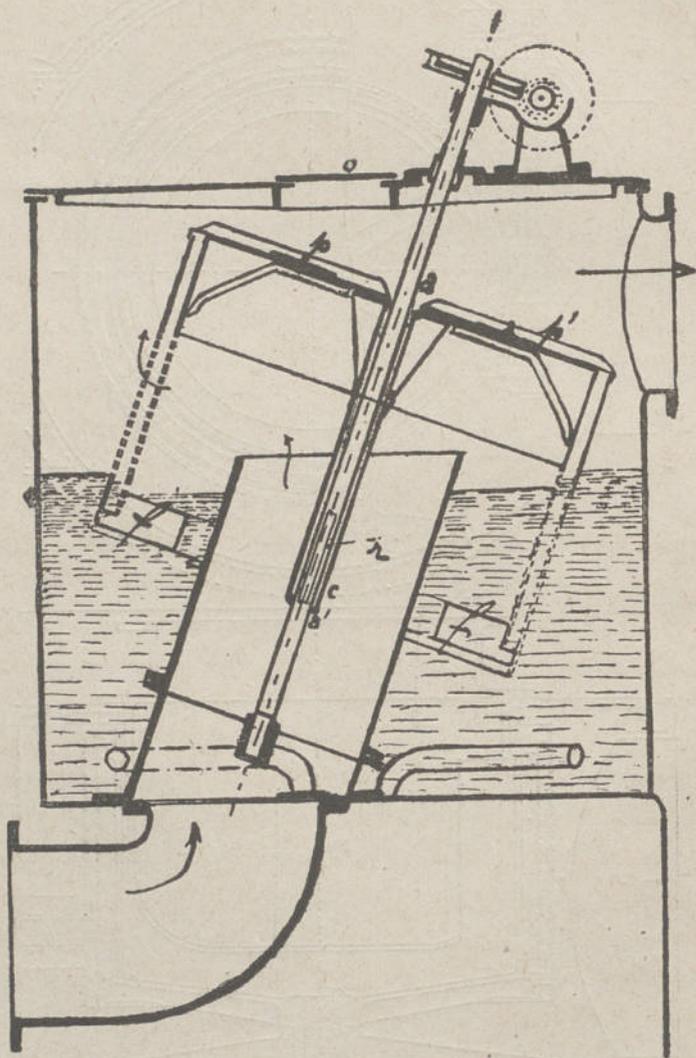


FIG. 9. — Pelouze rotatif à axe incliné.

des rondelles de plomb en P. et P'. Quand le débit de gaz varie, la cloche prend automatiquement une position d'équilibre variable, en

coulissant le long de l'axe incliné. Elle tend à monter ou à descendre, selon que le débit de gaz augmente ou diminue.

Données pratiques sur le fonctionnement des Pelouze. — La question des Pelouze ayant donné lieu à de nombreuses controverses, nous croyons utile de préciser dans quelles conditions les meilleurs résultats ont été obtenus avec cet appareil.

- a) Perte de charge produite par l'appareil.
- b) Choix de l'emplacement.
- c) Degré d'épuration du gaz.

a) *Perte de charge produite par l'appareil.* — La clarification du gaz est bonne quand la résistance prise par l'appareil est de 80 à 100 mm d'eau. En dessous de ce chiffre, l'épuration du gaz laisse à désirer et en dessus l'épuration est un peu meilleure, mais la charge de l'extracteur est excessive.

b) *Choix de l'emplacement.* — Le Pelouze doit être placé après l'extracteur, car il est ainsi plus facile de régler la pression sur les barillets, qu'en le plaçant avant.

En outre, l'efficacité du condensateur est plus grande parce que les mouvements tourbillonnants, qui se produisent dans les extracteurs, agglomèrent les vésicules goudroneuses, qui, par suite de leur masse plus grande, sont plus aisément retenues dans le Pelouze, en raison même de son principe de fonctionnement.

D'ailleurs, il est indispensable que le gaz renferme du goudron en suspension pour aider à la lubrification de l'extracteur. La quantité de goudron nécessaire et suffisante est de 4 gr. 5 environ par mètre cube de gaz. Cette raison justifie donc encore une fois le choix de la disposition du Pelouze, après l'extracteur.

e) *Degré d'épuration du gaz.* — Le rendement du condensateur doit être de 96 à 98 %, de telle sorte que le gaz sortant de cet appareil ne doit plus renfermer par mètre cube que 0.08 gr. de goudron.

DEUXIÈME PARTIE.
DE L'ÉPURATION DES GAZ.

Pour assurer le gaz et le refouler au travers des appareils de récupération, on n'emploie aujourd'hui que les extracteurs rotatifs, parmi lesquels on distingue :

- a) Turbo extracteurs.
- b) Extracteurs Roots.
- c) Extracteurs Beale.

a) *Turbo extracteurs.* — Ces machines, fort employées en Allemagne, dans les installations Koppers notamment, se construisent généralement à 3 roues tournant à 3.000 tours par minute, on peut ainsi obtenir un débit de gaz continu et sans pulsation.

Il est d'usage, d'avoir dans une installation, deux machines, dont l'une est de réserve.

La commande de l'une se fait par moteur électrique et celle de l'autre par une turbine à vapeur, figure 40.

Les turbines à vapeur constituent, à ce point de vue, un moteur idéal, mais il faut avoir soin de disposer en boucle la conduite d'amenée de vapeur, depuis les chaudières jusqu'à la machine, afin d'avoir la certitude de ne jamais manquer de vapeur, en dépit des avaries pouvant survenir à la tuyauterie.

Quand le moteur est électrique, il est préférable d'employer du courant continu. Dans ce cas, le moteur doit être construit spécialement pour les grandes vitesses et disposé de façon à permettre une variation de vitesse étendue par action sur son champ magnétique.

La machine possède ainsi une souplesse suffisante et d'autant mieux que dans ces appareils centrifuges le couple résistant décroît rapidement avec la vitesse. La variation d'allure réalisée par le champ

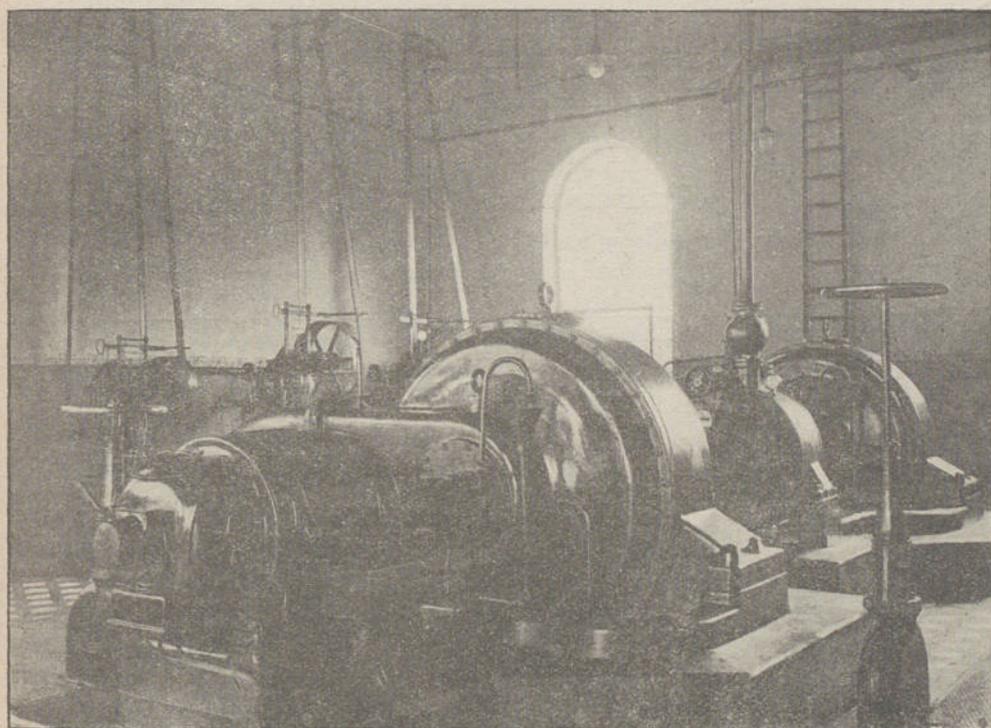
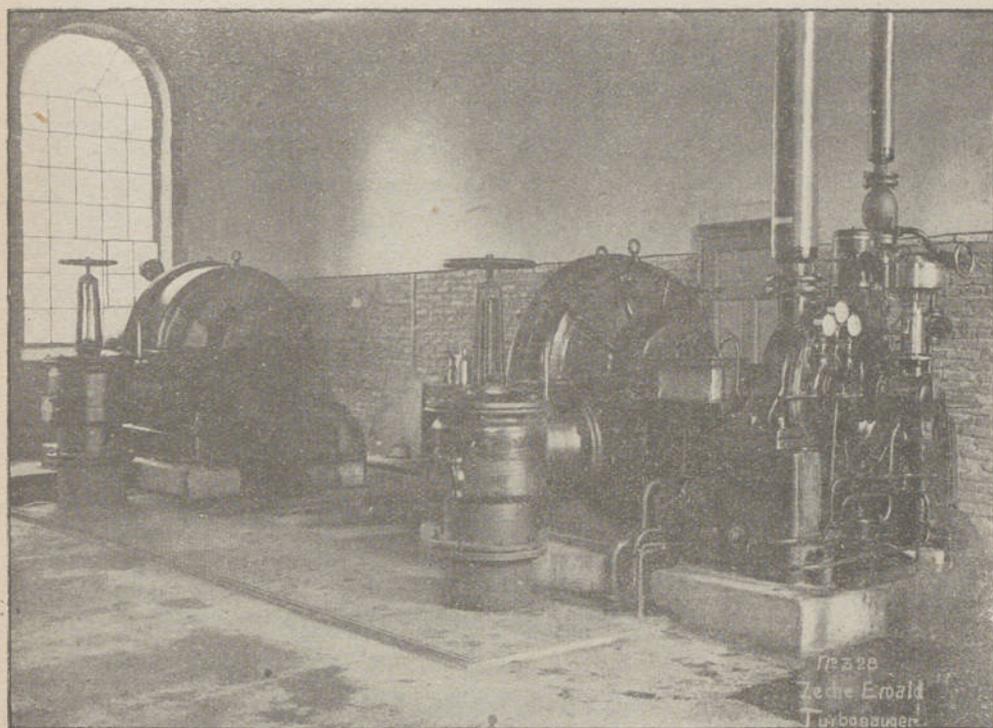


FIG. 10. — Installation de turbo-extracteurs.

magnétique peut donc être complétée par le réglage par l'induit, sans altération notable du rendement.

Comme les fluctuations dans la fabrication du gaz ne sont jamais considérables, le plus simple et le plus pratique mode de réglage est celui fait à la main.

b) *Extracteurs Roots* (Fig. 11 et 11'). — Cet extracteur employé dans les installations Otto, se compose essentiellement de deux pistons en forme de huit, montés sur deux axes parallèles tournant dans une coquille alésée. Les axes étant rendus solidaires au moyen

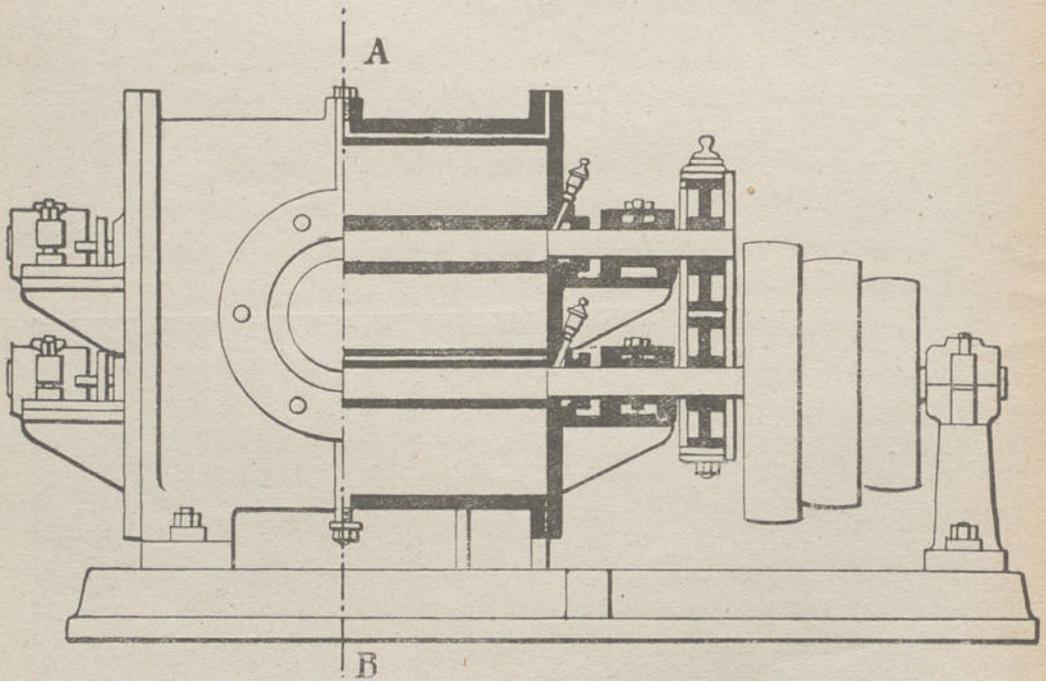


FIG. 11. — Extracteur Roots.

d'un train d'engrenages, les pistons occupent constamment les mêmes positions relatives. Cette machine, tournant à 300-350 tours par minute, est ordinairement commandée par courroie.

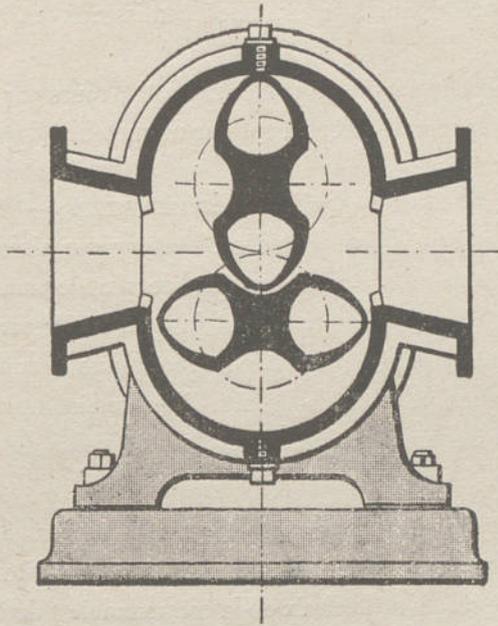


FIG. 11'. — Extracteur Roots.

c) *Extracteurs Beale* (Fig. 12). — Dans cet appareil, l'aspiration est produite au moyen de palettes mises en mouvement par la rotation d'un tambour excentré et disposées de manière à intercepter le passage direct du gaz dans toutes leurs positions. Généralement, l'extracteur se construit à trois palettes. Un joint hermétique est assuré entre les parois du cylindre et l'extrémité des palettes, au moyen d'un coulisseau, constamment poussé par un ressort. Le passage direct du gaz se trouve ainsi

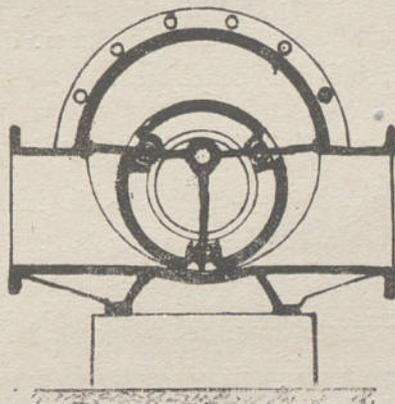


FIG. 12. — Extracteur Beale.

intercepté, même après usure des coulisseaux et du cylindre enveloppe.

Cette machine tournant au maximum à 80 tours par minute est généralement actionnée directement par un moteur à vapeur (1).

Comparaison entre les divers extracteurs. — a) Le turbo extracteur ayant une vitesse considérable se grippe aisément, dès la moindre négligence dans le graissage, de plus, comme le gaz est essoré, la vitesse périphérique atteint jusqu'à 125^m par seconde — il peut aisément se produire des dépôts goudronneux dans les canaux étroits des roues et des diffuseurs. Nous estimons donc que le véritable rôle du turbo-extracteur est plutôt celui de surpresseur de gaz épuré.

b) On reproche aux extracteurs Roots de s'user rapidement sous l'action des impuretés du gaz, de plus à cause de la vitesse relativement élevée de rotation, le choix de la commande est délicat.

c) C'est pourquoi, nous préférons les extracteurs Beale, commandés directement par un moteur à vapeur. Ces engins sont parfaitement robustes et ne donnent jamais lieu à ennuis. On leur reproche que de ne pouvoir refouler du gaz à une pression élevée, mais quoi que l'on puisse dire, il est aisé d'employer des extracteurs Beale, même pour une pression de 1500 mm. d'eau au refoulement de gaz. Ce qui suffit presque toujours.

Du réglage de l'aspiration du gaz.

Exposé. — Le volume de gaz fabriqué n'est jamais constant, soit en raison de la quantité plus ou moins grande de charbon cokéifié, soit en raison de l'irrégularité des heures d'enfournement. Or, comme le montre le graphique de la figure 13, le volume de gaz

(1) Nous mentionnons pour mémoire, les éjecteurs à vapeur dont l'emploi comme extracteurs est de moins en moins courant parce que leur dépense de vapeur est excessive : 87 gr. par mètre cube de gaz, en employant de la vapeur saturée à la pression de 5 kg., soit deux fois plus qu'en se servant d'un extracteur rotatif, toutes choses étant égales d'ailleurs.

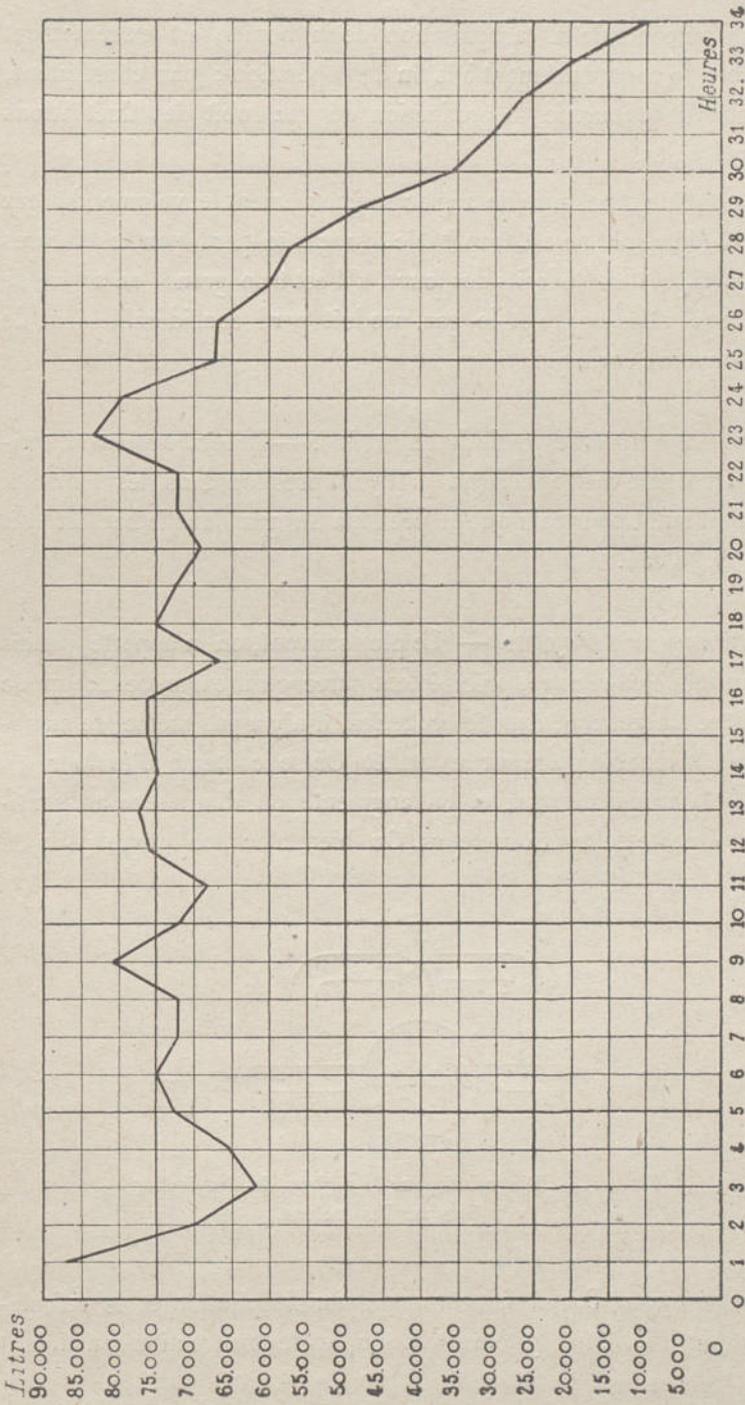


FIG. 13. — Graphique de la quantité de gaz dégagée au cours de la distillation, en 34 heures, de 7.500 kgs de charbon.

dégagé au cours de la carbonisation de la houille est extrêmement variable du commencement à la fin de l'opération ; par conséquent, au cours de la journée, la production du gaz subit des fluctuations considérables.

Il est donc nécessaire de régler soigneusement le volume du gaz aspiré. Si ce volume est trop faible, du gaz se perd par les fissures des portes et des piédroits des fours, s'il est trop grand, on aspire de l'air, qui brûle le coke et le gaz produit perd considérablement de son pouvoir calorifique.

Principe du réglage de l'aspiration. — Théoriquement, l'aspiration doit être réglée de façon qu'il y ait pression dans les fours, il faut et il suffit pour cela que la pression du gaz dans le barillet soit de $2 \text{ m}/\text{m}$ d'eau.

Méthodes employées. — Le plus souvent, on n'apporte jamais aucun soin à ce réglage, précisément parce qu'il exige beaucoup de minutie. En général, dans les cokeries, il n'y a pas même de manomètre convenable placé sur le barillet. On se contente d'évaluer « à l'œil » la pression du gaz et on augmente ou diminue « au sentiment » la vitesse des extracteurs. Ou bien alors, on ouvre plus ou

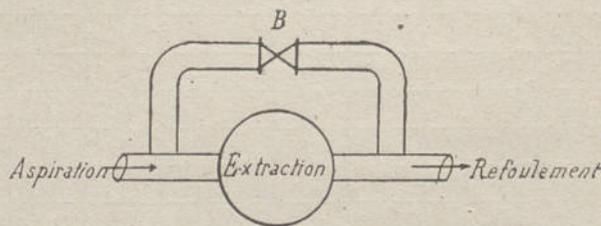


FIG. 14. — Dispositif pour le réglage de l'aspiration du gaz par l'extracteur.

moins le bypass B, qui fait communiquer l'aspiration et le refoulement (fig. 14). Deux systèmes très simples de construction constituent

heureusement une réelle innovation et un réel progrès, parce qu'ils sont automatiques et de fonctionnement sûr. Ce sont :

- a) Régulateur de la Compagnie pour la fabrication des compteurs et matériel d'usines à gaz (fig. 16).
- b) Régulateur Kress (fig. 17 et 18).

a) *Régulateur de la Compagnie pour la fabrication des*

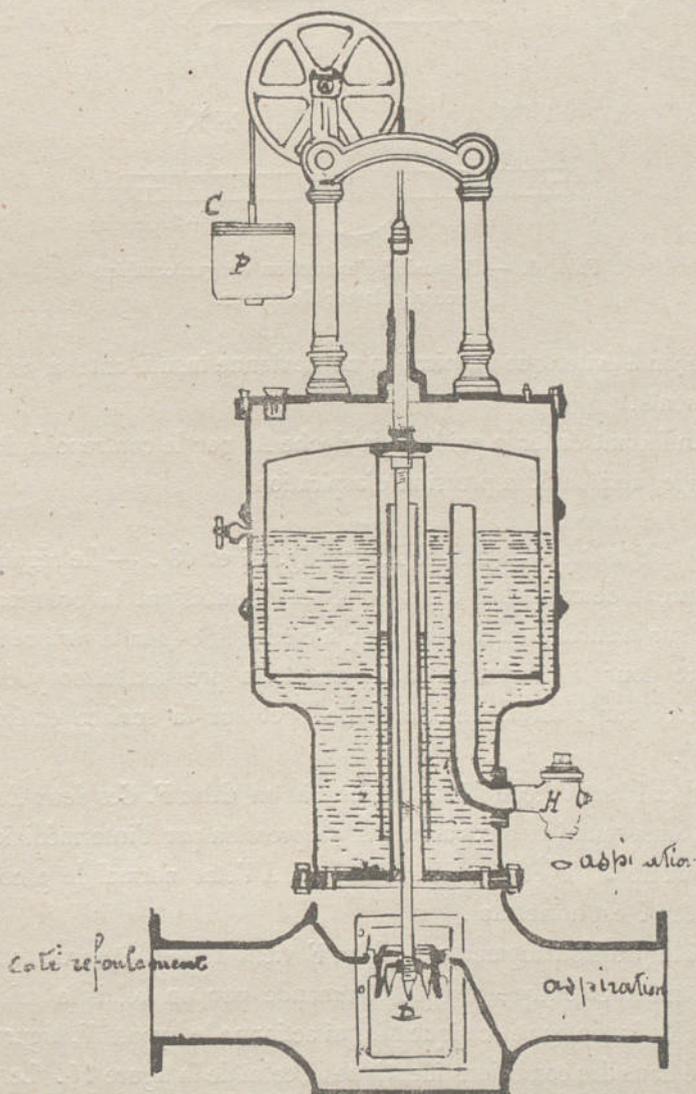


FIG. 15. — Régulateur de retour. Système de la Compagnie pour la fabrication des compteurs et matériel d'usines à gaz.

compteurs et matériel d'usines à gaz (fig. 15). — En marche normale, ce régulateur disposé selon figure 16 doit délivrer constamment du gaz de retour. Dans ce but, on fait tourner l'extracteur à une vitesse légèrement supérieure à celle qui est strictement nécessaire,

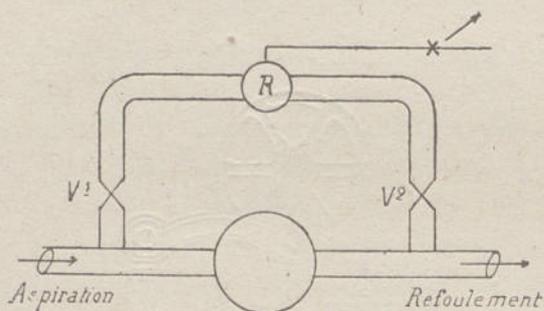


FIG. 16. — Dispositif d'extraction de gaz combiné avec régulateur de retour.

de façon à éviter que l'aspiration ne devienne insuffisante à certains moments.

En faisant varier le poids de la cloche Λ , par le contrepoids P , on change, à volonté, la pression d'aspiration.

b) *Régulateur, système Kress* (fig. 17 et 18). — Le régulateur comprend deux cloches à flotteur P^1 et P^2 subissant la pression du gaz, sur la surface extérieure pour la cloche P^1 et sur la surface intérieure pour la cloche P^2 . Inversement la pression atmosphérique s'exerce sur la surface intérieure de P^1 et sur la surface extérieure de P^2 .

P^1 et P^2 sont accouplées et reliées à un fléau F . Ces deux cloches sont ainsi soumises aux variations de pression par l'intermédiaire de tuyaux de 2'' T^1 et T^2 reliés au barillet. A l'état normal de pression, le fléau F est horizontal.

Si la pression augmente, le fléau F vient immédiatement toucher le contact électrique C qui commande par un relais la mise en marche du moteur électrique M , qui actionne le bypass V , figure 18, placé dans des conditions identiques à celui de la figure 14. Le sens

de rotation du moteur *M* et par suite de *V*, sont tels que le bypass *V* se ferme plus ou moins. Par suite, la quantité du gaz refluant du refoulement vers l'aspiration diminue. Dès que la pression de régime est rétablie, *F* redevient horizontal. Si, au contraire, la pression au barillet diminue, *F* vient toucher le contact électrique *C*², par suite *M* et *V* tournent en sens contraire de tout à l'heure, de telle sorte que *V* s'ouvre et une quantité plus grande de gaz repasse du refoulement

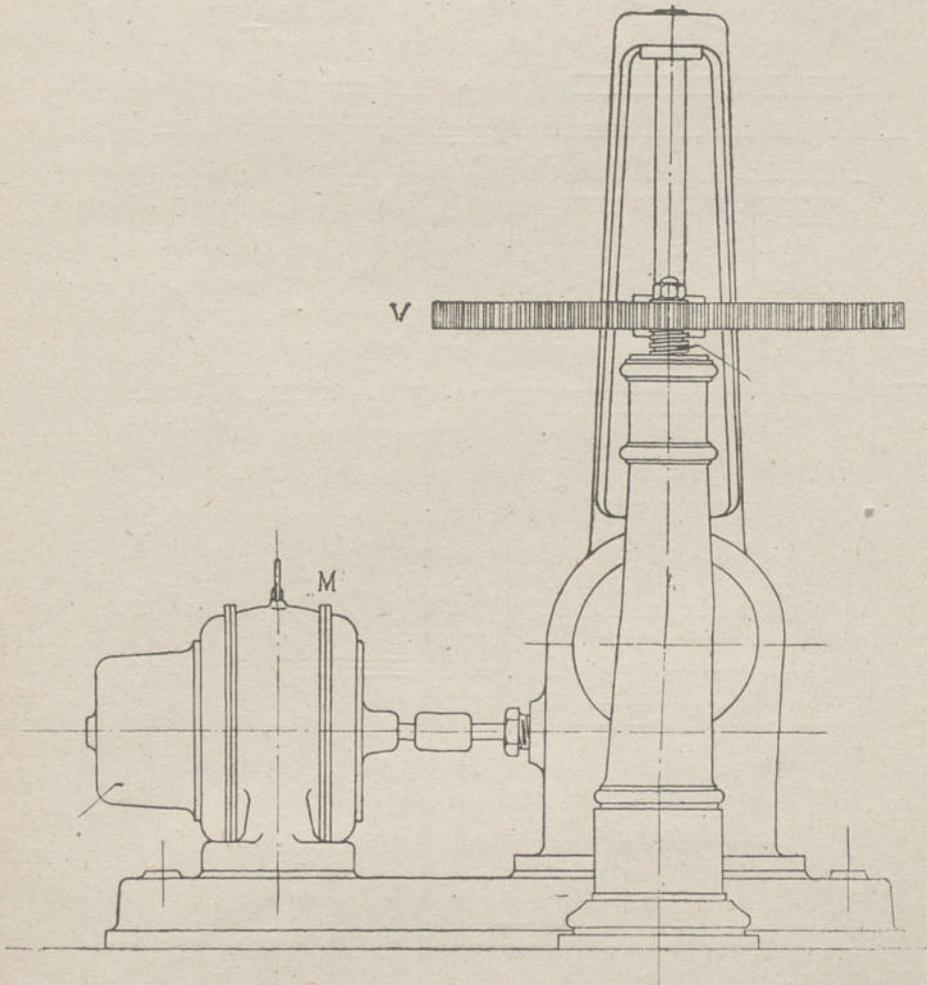


FIG. 17. — Régulateur de retour. Système Kress.

vers l'aspiration, de façon à rétablir le régime de pression normale, alors F revient à la position horizontale.

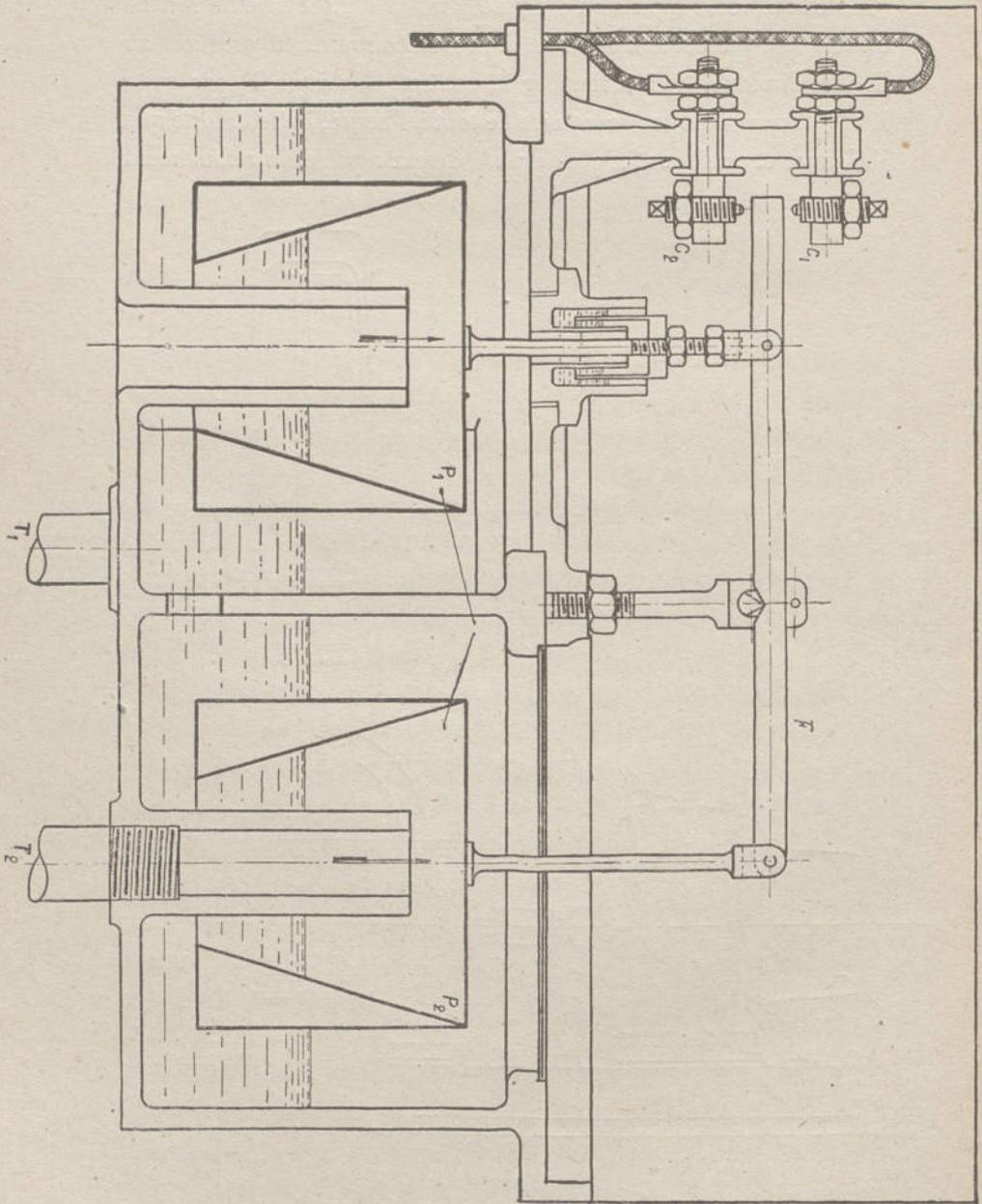


FIG. 18. — Régulateur de retour. Système Kress.

TROISIÈME PARTIE

DU LAVAGE A L'EAU DES GAZ.

Exposé. — Dans des conditions normales, le gaz abandonne dans son eau de condensation de 50 à 60 % de son ammoniaque, dont la totalité des sels fixes. Les 40 à 50 % de l'ammoniaque restant dans le gaz sont récupérés dans des laveurs, où le gaz est mis en contact intime avec l'eau. On obtient ainsi des eaux ammoniacales, qui sont réunies aux eaux de condensation débarrassées du goudron par décantation. Parmi les systèmes de laveurs, dont le nombre est infini, on distingue :

Laveurs fixes	}	a) Barbotage à plateaux
		b) Système Zschokke.
Laveurs rotatifs.....	}	a) » Feld.
		b) » Standart.

a) *Barboteurs à plateaux.* — Ces appareils sont analogues à une colonne distillatoire. Ils donnent de bons résultats, mais ils présentent le double inconvénient de s'obstruer aisément, si le gaz est chaud et mal dégoudronné, puis d'offrir une grande résistance au passage du gaz, ce qui augmente le travail des extracteurs. Ce système de laveur est ici rarement employé.

b) *Laveurs à claies, système Zschokke.* — Ces laveurs sont d'usage courant, parce qu'ils sont de construction simple et qu'ils ne produisent par appareil qu'une perte de charge de 20 m/m d'eau. Ils se composent de cylindres verticaux dans lesquels sont empilées des claies en bois, disposées en chicane de façon à mélanger intimement les courants d'eau et de gaz, qui circulent en sens contraire l'un de l'autre. L'eau est refoulée par une pompe à la partie supérieure et se trouve répartie sur toute la surface des claies par

des appareils à pluie qui pulvérisent le liquide. — Le plus souvent, il faut 3 appareils disposés en série, pour obtenir à la fois une absorption complète de l'ammoniaque et une concentration des eaux en ammoniaque.

c) *Système Feld.* — Ce laveur est constitué par de simples cônes concentriques, dont la partie inférieure plonge dans l'eau; et qui sont solidaires d'un arbre sur lequel, par suite de la rotation, l'eau s'élève; puis est projetée sur le cône extérieur plus haut que les autres et perforé à sa partie supérieure; le liquide se trouve ainsi très finement divisé. Avec ce laveur, le gaz est absolument bien lavé, parce que le liquide est projeté en pluie très dense de gouttelettes excessivement fines. Il ne peut naturellement se produire de cheminement. On doit toutefois faire observer que les gouttelettes projetées tendent à se rencontrer par suite de centrifugation et à se condenser en grosse pluie: sa face et temps de contact sont donc très réduits.

d) *Système Standart* (fig. 22 et 23). — Ces laveurs sont à axe horizontal. Dans le laveur Holmès, des brosses sont disposées en cercle sur des segments en planches, fixées sur des disques de tôle animés d'un mouvement circulaire. La hauteur des brosses est telle que leur surface libre appuie étroitement contre les parois fixes des divers compartiments du laveur et, par suite, pendant la rotation, glisse contre ces parois en vibrant légèrement. Le gaz est donc forcé de chercher sa voie à travers le labyrinthe épais des fibres de piazzava et de venir en contact aussi intime que possible avec le liquide absorbant. La force absorbée est assez considérable 6 à 8 HP pour 40.000^{m³} par 24 heures.

• *Observations sur les laveurs de gaz.* — Jusqu'à présent, ces divers systèmes de laveurs ne donnent pas satisfaction entière, à cause des dépôts de tartre qui se forment d'une façon ou d'une autre, il se produit des cheminements, de sorte que le lavage du gaz finit par laisser beaucoup à désirer.

Pour remédier à ces inconvénients, on a songé à employer la pulvérisation vésiculaire du liquide absorbant. Cette vaporisation liquide présente le double avantage d'offrir une surface de contact considérable et de ne présenter aucune résistance au passage du courant gazeux (1).

Il nous est difficile de rentrer plus avant dans le détail de cette innovation, d'autant plus que les résultats obtenus ne sont pas encore suffisamment concluants.

(1) Cette question a été abandonnée. On préfère aujourd'hui n'employer que des anneaux Raschig pour le remplissage des laveurs.

Autre fait capital, on n'emploie plus à présent que la sulfatation semi-directe.

QUATRIÈME PARTIE

DE LA RÉCUPÉRATION DU BENZOL.

Exposé. — On récupère le benzol en lavant le gaz avec de l'huile de houille. Il s'agit d'un simple phénomène physique de dissolution. Puis pour séparer le benzol de l'huile, on recourt à une distillation fractionnée, qui ne libère que la vapeur de benzol qu'il suffit ensuite de condenser. De telle sorte que l'huile continuant à être apte au lavage du gaz décrit un cycle continu entre le laveur et l'atelier de récolte des benzols.

Choix de l'huile de houille. — Industriellement, on dispose de deux catégories d'huile de houille, l'une dénommée huile à naphthaline, ayant comme caractéristiques :

Densité : à 15° C.....	1,040
Distillat. à 200°	10 à 15 %
» 240°	50 à 60.
» 300°	90 %.
Teneurs en phénols.....	15 à 20 %.

et l'autre, appelée huile anthracénique ou huile verte, répond aux conditions suivantes :

Densité : à 15° C.....	1,090 à 1,100
Distillat. à 240°	5 %
» 300°	40 à 50 %
» 360°	75 à 85 %
Teneurs en phénols.....	1 à 2 %.

En principe, pour récupérer convenablement le benzol on devrait choisir l'huile anthracénique qui a la plus faible tension spécifique de vapeur. De plus, les phénols distillant avec les benzols, dont ils constituent une impureté, il faut les éliminer par un traitement onéreux à

la soude caustique, on devrait rejeter de l'huile à naphthaline (1). On l'emploie cependant parce que l'huile verte forme dans les appareils, des dépôts d'anthracène (2), qui ne peuvent être enlevés que par piquage, ce qui provoque de longs arrêts extrêmement préjudiciables.

On emploie aussi des huiles ayant comme caractéristiques :

Densité à 15° C.....	1,045 à 1,050
Distillat. à 200°.....	1 %
» 240°.....	40
» 300°.....	95 %
Teneurs en phénols.....	8 à 10 % (3).

Volume d'huile alimenté. — Dans les cokeries, le gaz renferme en moyenne 27 grammes de benzol par mètre cube. Or, comme pratiquement, le pouvoir absorbant de l'huile n'est guère supérieur à 2 % le volume d'huile alimenté ne doit donc pas être inférieur à 1 litre 5 par mètre cube de gaz (en général).

Laveurs à gaz pour la récupération du benzol. — On emploie pour la récupération du benzol et de l'ammoniaque, le même genre d'appareils. Les appareils à claies, système Zschokke sont encore ici d'un usage courant, mais nous leur préférons les laveurs à barbotage, qui donnent un rendement voisin de 75 %, tandis qu'il n'est que de 70 % dans les autres, où il se produit des cheminements, qui empêchent un contact intime entre l'huile et le gaz.

(1) On a reconnu que la présence de phénols accroît le pouvoir absorbant de l'huile pour le benzol.

(2) Ce sont ces dépôts d'anthracène, qui en restant sur les claies, provoquent des cheminements diminuant considérablement le rendement des scrubbers.

(3) Ces huiles, très aptes à la récupération du benzol, proviennent de la distillation d'un mélange d'huile à naphthaline et à anthracène. Leur prix en est élevé — 100 fr. la tonne — au lieu de 80-85 francs pour l'huile à naphthaline type.

CINQUIÈME PARTIE

FABRICATION DES SOUS-PRODUITS. SULFATE D'AMMONIAQUE ET BENZOLS.

Nous nous proposons ici d'examiner les innovations nombreuses apportées dans la fabrication du sulfate d'ammoniaque et des benzols, au cours de ces dernières années.

CHAPITRE PREMIER

Etude de la sulfatation

Les eaux ammoniacales, provenant des condenseurs et des laveurs, titrent de 8 à 12 gr. de NH_3 par litre, dont 5 à 20 % se trouvent à l'état de sels fixes. Le titre des eaux dépend du perfectionnement et du fonctionnement des laveurs employés, de leur nombre et de la température de l'eau de lavage. On a évidemment intérêt à produire des eaux contenant le plus d'ammoniaque possible, de façon à dépenser pour leur distillation un minimum de vapeur.

Nous n'étudierons pas en détail les colonnes distillatoires des eaux ammoniacales, abondamment décrites dans de nombreux traités. Nous rappelons seulement que les eaux ammoniacales renferment des sels volatils sous forme de carbonate, de sulfure et de cyanure d'ammonium, puis de sels fixes, à l'état de sulfate et notamment de chlorure d'ammonium. Quel que soit le modèle, on distingue dans une colonne à distiller les eaux ammoniacales, trois parties principales : 1^o une série de tronçons où s'effectue la dissociation des sels volatils, fig. 18' ; 2^o un récipient où on réalise le mélange des eaux privées de sels volatils avec le lait de chaux, destiné à la décomposition des sels fixes, fig. 18'' ; 3^o une nouvelle série de plateaux où ce mélange est distillé. Le chauffage se fait par une injection de vapeur vive dans le bas de la colonne à chaux. Les vapeurs s'élèvent de tronçon en tronçon et les eaux circulent en sens inverse.

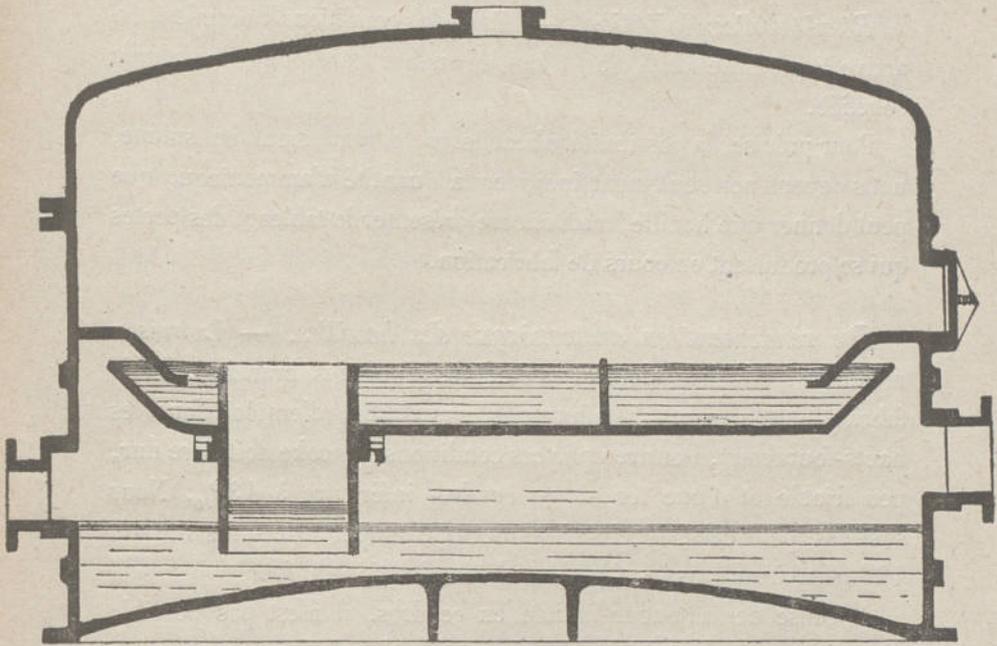


Fig. 18'. — Éléments d'une colonne pour la distillation de sels ammoniacaux volatils
Système P. Mallet.

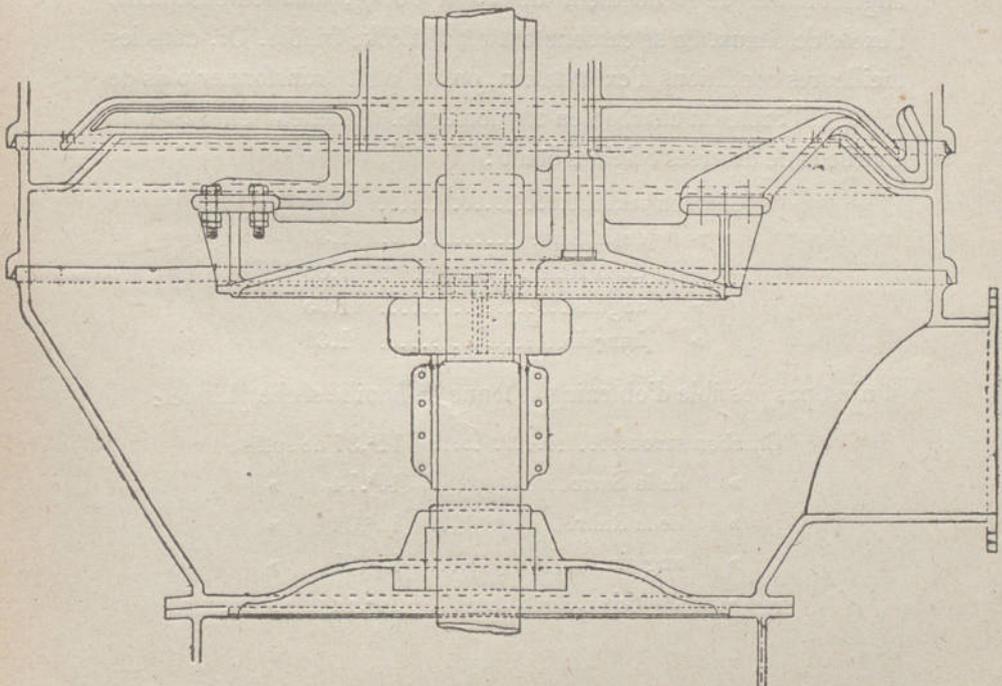


Fig. 18''. — Tête de la colonne P. Mallet pour la distillation des sels ammoniacaux fixes.

Résultat d'exploitation. — Dans des conditions normales, on arrive à produire de 10 à 11 kgs de sulfate par tonne de houille cokéfiée.

Pour préciser la possibilité d'améliorer le rendement en sulfate, nous devons non seulement indiquer la quantité d'ammoniaque que peut donner une houille, mais encore présenter le tableau des pertes qui se produisent en cours de fabrication.

Du rendement en ammoniaque des houilles. — La raison même de l'industrie, dont nous étudions l'une des branches, est la fabrication de coke métallurgique susceptible d'emploi dans les hauts-fourneaux. Pour remplir ces conditions, le coke doit être dur, peu friable et d'une teneur en cendres inférieure à 13 %. Nous sommes, pour cela, astreints à garder une température suffisante soit 1200° environ dans les chambres de combustion du four.

A cause de la teneur limitée en cendres, il n'est pas possible d'appliquer les procédés Schreiber, Knublauch qui consistent à mélanger 2.5 à 3.5 % de chaux au charbon pour obtenir une augmentation de rendement de 20 à 30 %, malheureusement, l'excès de chaux, en se carbonatant rend le coke friable. Or, dans les meilleures conditions d'exploitation, on ne peut transformer plus de 20 % de l'azote du charbon en ammoniaque. La teneur en azote de charbons de diverses origines étant :

Charbon saxon.....	1,45 %
» de la Sarre.....	1,30
» de la Ruhr.....	1,80
» anglais.....	1,95
» français.....	1,30

il n'est pas possible d'obtenir par tonne de houille sèche plus de :

Charbon saxon.....	11 ^k ,31	de sulfate
» de la Sarre.....	10 ^k ,14	»
» de la Ruhr.....	14 ^k ,04	»
» anglais.....	15 ^k ,21	»
» français.....	10 ^k ,14	»

Mais bien des conditions peuvent faire varier ces résultats. Par exemple l'oxyde de fer contenu dans les cendres diminue la quantité d'azote restant dans le coke, mais il détermine en même temps la destruction catalytique de l'ammoniaque.

D'autres causes, comme le remplissage imparfait des fours, la cuisson incomplète des charbons influent considérablement sur le rendement en ammoniaque. Par exemple, si le coke renferme plus de 4 % de matières volatiles, la quantité d'azote de la houille restant dans le coke dépasse 50 % (1).

De telle sorte que, dans un avant-projet, il n'est pas prudent d'estimer que plus de 18 % de l'azote d'un charbon sera transformé en azote ammoniacal.

CHAPITRE DEUXIÈME

Inconvénients des procédés actuels de sulfatation

Nous devons considérer deux éléments principaux :

1^o Pertes en ammoniaque au cours de la récupération ;

- a) par évaporation des eaux ammoniacales
- b) par lavage incomplet du gaz ;
- c) par mauvais épuisement à la colonne distillatoire ;

2^o Facteurs intervenant dans le prix de revient

- a) acide sulfurique
- b) chaux
- c) vapeur ;
- d) main-d'œuvre.

1^o *Pertes en ammoniaque au cours de la récupération*, par tonne. — Elles ont pour valeur :

a) Par évaporation.....	40 grammes
b) Au lavage du gaz	9 »
c) A la colonne distillatoire	12 »
Total	61 grammes

(1) C'est en effet bien clair. La caléfaction du charbon est en partie complète à 450-500°, totale à 800-850°, mais le dégagement de l'ammoniaque ne commence qu'à 700° et à 800°, d'ailleurs l'ammoniaque se dissout. Par suite, si l'on trouve des incuits dans le coke indice d'une température de distillation insuffisante, l'ammoniaque n'a pu se libérer.

représentant 240 gr. de sulfate d'ammoniaque dont le cours actuel est de 33 francs les 100 kgs. (1).

La perte annuelle pour une usine carbonisant 250.000 tonnes de houille est donc normalement de

$$\frac{250.000 \times 0,24 \times 33}{100} = 19.800 \text{ francs}$$

dont il faut déduire le prix de revient 10 fr. les 100 kgs; la perte véritable est donc de 13.800 francs.

La somme perdue n'étant pas bien considérable, pour la réduire, il ne faut pas compliquer outre mesure les procédés actuels.

2° *Facteurs intervenant dans le prix de revient.* — On distingue dans le prix de revient de 100 kgs de sulfate

a) Acide sulfurique 105 kgs à 4 fr. les 100 kgs.....	4 fr. 20
b) Chaux.....	0 fr. 30
c) Vapeur (1 fr. 35), mais on tient rarement compte de cet élément.....	»
d) Main-d'œuvre.....	0 fr. 81
Total.....	5 fr. 31

La différence est absorbée par les frais généraux et ceux d'amortissement, entretien, qui gardent sensiblement la même valeur pour les divers systèmes imaginés et appliqués (2).

(1) C'était, en 1913, il vient de passer à 110 fr.

(2) Le prix de revient en 1913, était de 7 fr. 50 les 100 kgs, en comptant les frais généraux, les impôts.

CHAPITRE TROISIÈME

De la sulfatation directe.

Inconvénients des anciennes méthodes de sulfatation. —

En vue de réduire les pertes en ammoniacque, au cours de la récupération ou de la fabrication, on a cherché à tirer parti de l'affinité de l'acide sulfurique pour NH_3 , on a imaginé les méthodes de sulfatation directes et semi-directes, dont les plus connues sont les suivantes :

Sans condensation préalable ou sulfatation directe : procédé Otto						
Avec condensation	»	»	semi-directe	}	»	Koppers
					»	Mont-Cenis
					»	Mallet

et en même temps, pour éviter, la dépense d'acide sulfurique on a cherché à récupérer simultanément le soufre et l'ammoniacque du gaz.

Sans condensation préalable.						procédé Feld
Avec	»	»	»		Burkheiser

La sulfatation directe a pour but d'éviter la distillation des eaux ammoniacales, en mettant en contact direct avec de l'acide sulfurique le gaz sortant du barillet, avant qu'il ait atteint son point de rosée.

On pourrait alors penser que les pertes en ammoniacque dues à l'évaporation et à la distillation ne rentrent plus en ligne de compte, le rendement en sulfate pourrait être amélioré de 200 gr. par tonne de houille.

En réalité, un autre élément de perte d'une grande importance survient par la rétention d'une quantité importante de sels ammoniacaux par le goudron, servant au lavage du gaz. Aussi, une fois de plus, la condensation à chaud, qui est obligatoire en sulfatation directe, n'est pas favorable aux rendements en benzol et en sulfate. C'est d'ailleurs ce que la pratique a maintes fois confirmé. Quant au prix de revient, il subit une réaction de 0 fr. 50 en sulfatation directe par suite de l'économie de chaux et de main-d'œuvre, moins importante à cause de la réduction du nombre d'appareils et de 0 fr. 20 de main-d'œuvre en sulfatation semi-directe.

L'économie d'acide sulfurique serait plus intéressante encore, mais il faut avant tout s'assurer de la valeur théorique et pratique de ces nouveaux systèmes.

Historique des nouveaux procédés de sulfatation.

Les nouveaux procédés de sulfatation directe sont mis au point depuis l'année 1906, mais c'est surtout au cours de ces cinq dernières années qu'ils ont été appliqués dans la plupart des nouvelles installations, en Allemagne tout particulièrement.

Le système Feld a été employé en 1910, à l'usine de Montceau-St-Fiacre, près de Charleroi et le sera prochainement aux mines de Dourges.

Le procédé Burkheiser a été expérimenté en 1911 à l'usine à gaz de Berlin Tegel et aux usines à coke d'Ougrée-Marihaye.

Quant au système Mallet, d'usage courant dans les principales cokeries espagnoles, depuis une dizaine d'années, on l'a appliqué pour la première fois en France aux usines de Trignac.

CHAPITRE QUATRIÈME

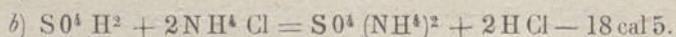
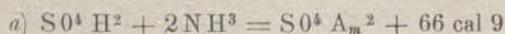
Étude de la sulfatation directe.

Pour qu'un procédé de sulfatation directe soit d'application pratique, il faut que :

1^o La chaleur de réaction entre l'ammoniac et l'acide sulfurique puisse seule suffire à maintenir la température d'équilibre de marche, c'est-à-dire à fournir au bain ou à lui faire dégager une quantité de chaleur égale à celle enlevée par le gaz, le sulfate et celle perdue par le rayonnement ;

2^o La température d'entrée du gaz au saturateur doit être telle que son dégoudronnage a pu être complet.

Théorie sommaire de la sulfatation directe. — La chaleur de réaction est formée de deux parties :



La première réaction est exothermique et la seconde endothermique, on peut donc déjà conclure que la sulfatation directe n'est possible qu'autant que le gaz sortant du four ne renferme pas une teneur excessive de chlorure d'ammonium. Ce cas ne se présente guère que pour certains charbons de la Sarre, donnant 80 % de leur ammoniacque sous formes de sels fixes. Mais, à cause des pertes de chaleur par le gaz et par la saumure extraite du saturateur, il n'est guère possible de faire de la véritable sulfatation directe, sans avoir recours à un réchauffage auxiliaire du bain acide, dès que la teneur en sels fixés dépasse 10 %.

Exposé sommaire des systèmes de sulfatation directe. —
Les figures 19-20-21-22-23-24 reproduisent schématiquement la

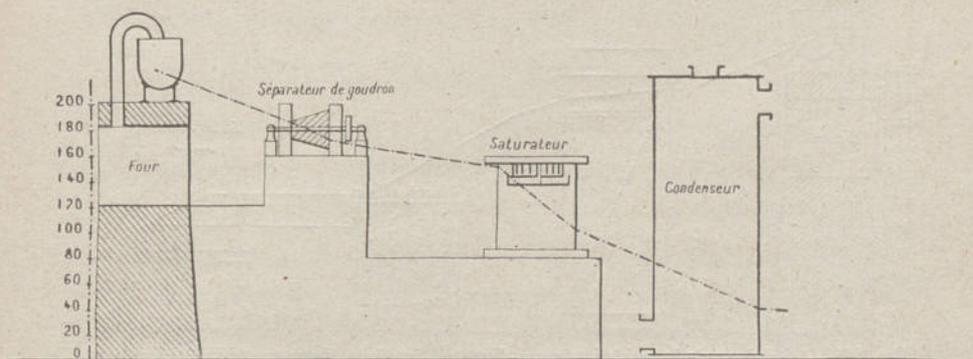


FIG. 19. — Schéma de la sulfatation directe. Système Brunck.

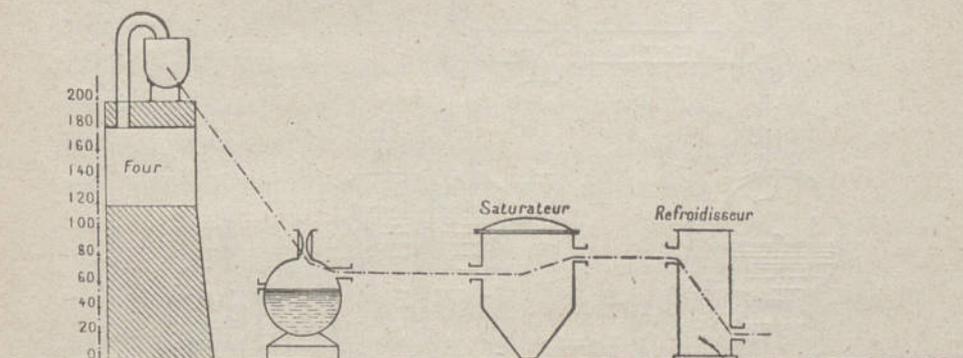


FIG. 20. — Système de la sulfatation directe. Système Otto.

disposition des appareils et le diagramme des températures dans les divers systèmes de sulfatation directe.

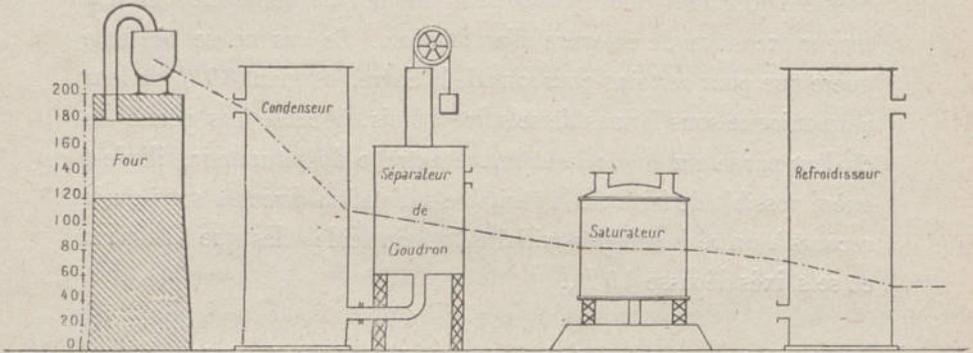


FIG. 21. — Schéma de la sulfatation directe. Système Koppers (disposition primitive).

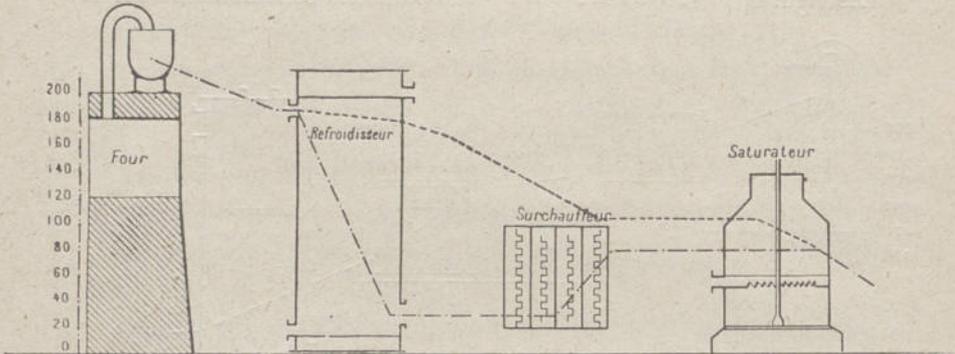


FIG. 22. — Schéma de la sulfatation semi-directe. Système Koppers (disposition actuelle).

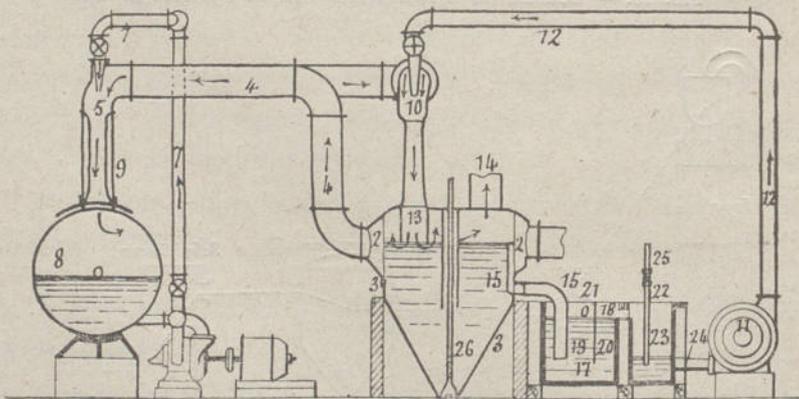


FIG. 23. — Schéma de la disposition des appareils dans le procédé de sulfatation directe. Système Otto.

Le procédé Brunck imaginé en 1903 ne fut pas d'application possible, parce que l'on a été obligé de marcher à trop haute température, de sorte que le goudron mal séparé du gaz, était attaqué dans le saturateur, qu'il obstruait au bout de peu de temps. Koppers pour se délivrer de la sujétion de traiter du gaz à haute température et pour éviter des condensations d'eau dans le bain, plaça un serpentín de chauffage à la vapeur dans le saturateur. Par la suite, il préféra employer la sulfatation semi-directe, de façon que le dégoudronnage et la saturation constituent deux opérations complètement indépendantes l'une de l'autre. On peut ainsi éviter la condensation à chaud avec tous les inconvénients qu'elle amène et on obtient une meilleure absorption de l'ammoniaque, qui est maxima aux environs de 50° c.

Le procédé Otto doit surtout son succès au dégoudronneur, qui permet de débarrasser entièrement le gaz de ses vésicules goudronneuses.

Les systèmes de saturation semi-directe étudiés ici diffèrent totalement les uns des autres. Dans les procédés Koppers et Mont-Cenis, le gaz de houille et le gaz provenant de la distillation des eaux ammoniacales passent dans le saturateur, tandis que dans le procédé Mallet les gaz de fours sont lavés dans une tour à acide et les gaz ammoniacaux seuls passent dans le saturateur, tout comme dans l'ancien système.

Enfin les procédés Koppers et Mont-Cenis présentent une dissemblance en ce que les gaz ammoniacaux provenant de la distillation des eaux ammoniacales vont se mélanger aux gaz de fours au moment où ils rentrent aux condenseurs dans le procédé Koppers et au moment où ils en sortent dans le procédé Mont-Cenis, qui devient ainsi intermédiaire entre les méthodes Koppers et Otto.

Description du procédé Otto (fig. 23). — Le gaz chaud brut circule d'abord dans une enveloppe (2) autour du saturateur (3) qu'il réchauffe, passe par l'injecteur (5) qu'une pompe (6) alimente en goudron chaud, où il est débarrassé de son goudron, qui est recueilli dans

le collecteur (8). Le gaz dégoudronné et toujours chaud passe à travers l'injecteur (10) alimenté en liqueur acide par une pompe (11). Pour éviter les entraînements d'acide et compléter le lavage, l'extrémité de l'éjecteur plonge légèrement dans le bain du saturateur en (13). Après ce dernier barbotage, le gaz se rend dans un réfrigérant pour

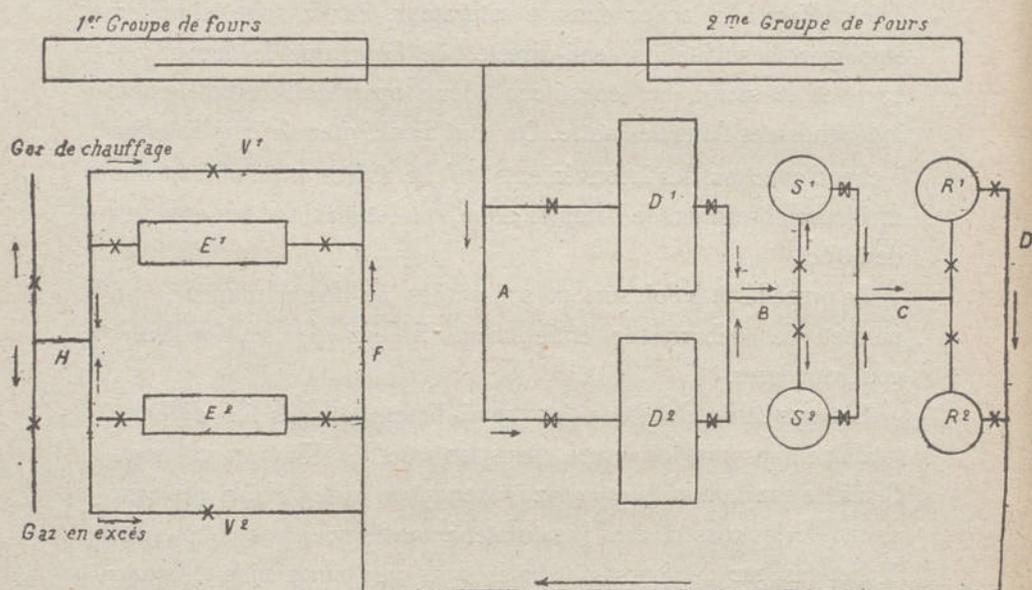


FIG. 24. — Ensemble de la disposition des appareils dans le procédé de sulfatation directe. Système Otto.

être dépouillé de sa vapeur d'eau. Les eaux-mères acides s'écoulent par le trop-plein (15) dans un séparateur (19) où les petites quantités de goudron léger qui surnagent dans le bain sont retenues ; ces eaux-mères sont reprises d'une façon continue par une pompe (11) dans le bac (23). Un éjecteur (26) remonte dans une essoreuse le sel qui se dépose dans le saturateur (3).

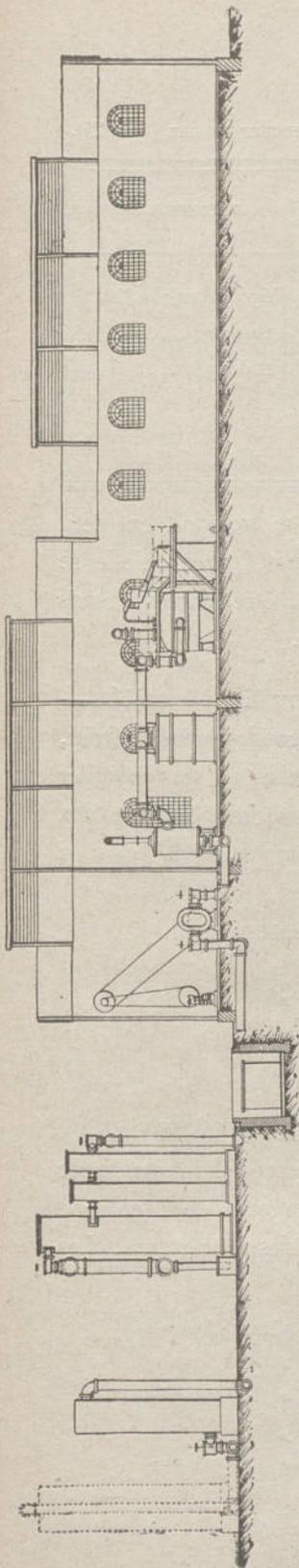


Fig. 25. — Ensemble d'une installation de sulfatation semi-directe, Système Koppers (Vue en élévation).

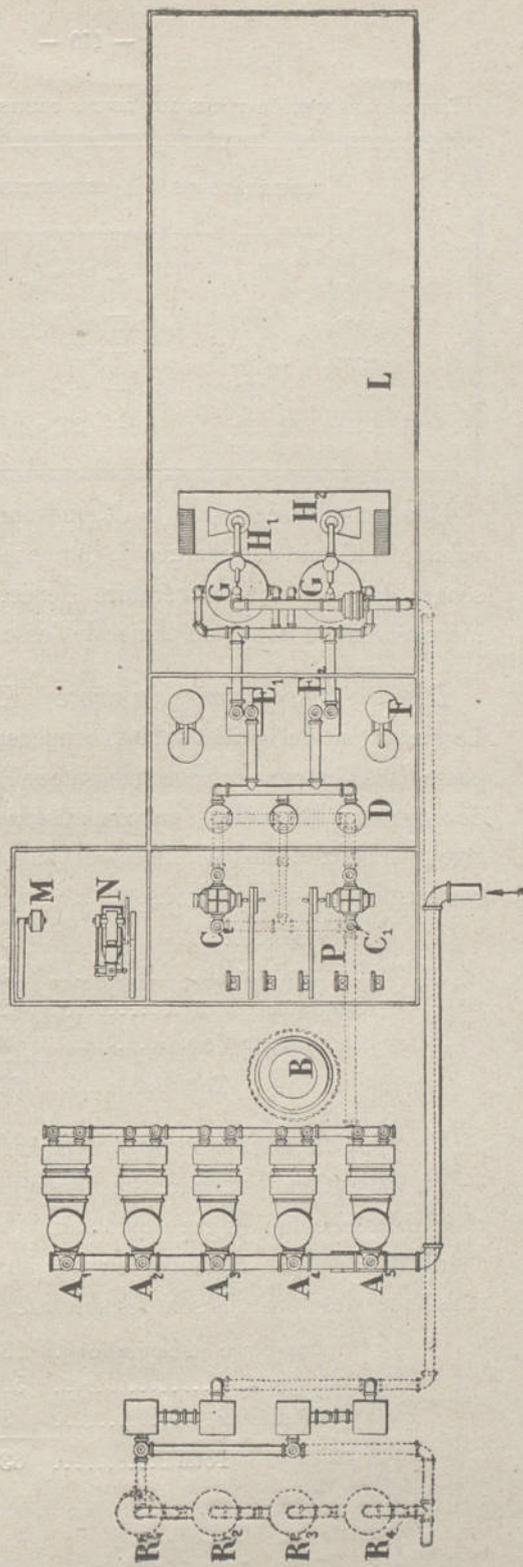


Fig. 25'. — Ensemble d'une installation de sulfatation semi-directe, Système Koppers (Vue en plan).

TABLEAU DES TEMPÉRATURES AUX DIVERS POINTS DU CIRCUIT DU GAZ (fig. 24).

	TEMPÉRATURES	PRESSIONS	RÉSISTANCES
en A	80°	— 50 m/m d'eau	dégoudronneur 330 m/m
B	70°	— 380 » »	saturateur..... 280 »
C	81°	— 660 » »	condenseur.... 50 »
D	20°	— 710 » »	
H	24°	+ 20 » »	

L'eau condensée avant le dégoudronneur se trouvant en petit volume et n'étant pas chargée de composés cyanés, parce qu'elle se sépare du gaz à une température élevée, peut être employée sans inconvénient au lavage du panier de l'essoreuse.

Description sommaire du procédé Koppers (fig. 23 et 23'). — Le gaz sortant du barillet subit la condensation goudronneuse à froid, passe dans l'extracteur, le condensateur Pelouze et va se dépouiller de sa vapeur d'eau dans un condenseur et il se rend ensuite aux laveurs à benzol, puis il fait retour aux fours qu'il chauffe par sa combustion dans les piédroits.

Pelouze.....	13	centimètres d'eau	
Réchauffeur.....	3	»	»
Saturateur.....	42	»	»
Condenseur d'eau.....	3	»	»
Total	61	»	»

Description sommaire du procédé Mont-Cenis (fig. 26 et 26^{bis}). — La disposition des appareils est la même que précédemment, avec cette différence que les gaz ammoniacaux se dégagent de la colonne distillatoire vont se mélanger au gaz sortant des extracteurs. Les résistances des appareils sont les suivantes :

Pelouze (placé à l'aspiration) .	13	centimètres d'eau	
Saturateur.....	50	»	»
Refroidisseur	3	»	»
Total	63	»	»

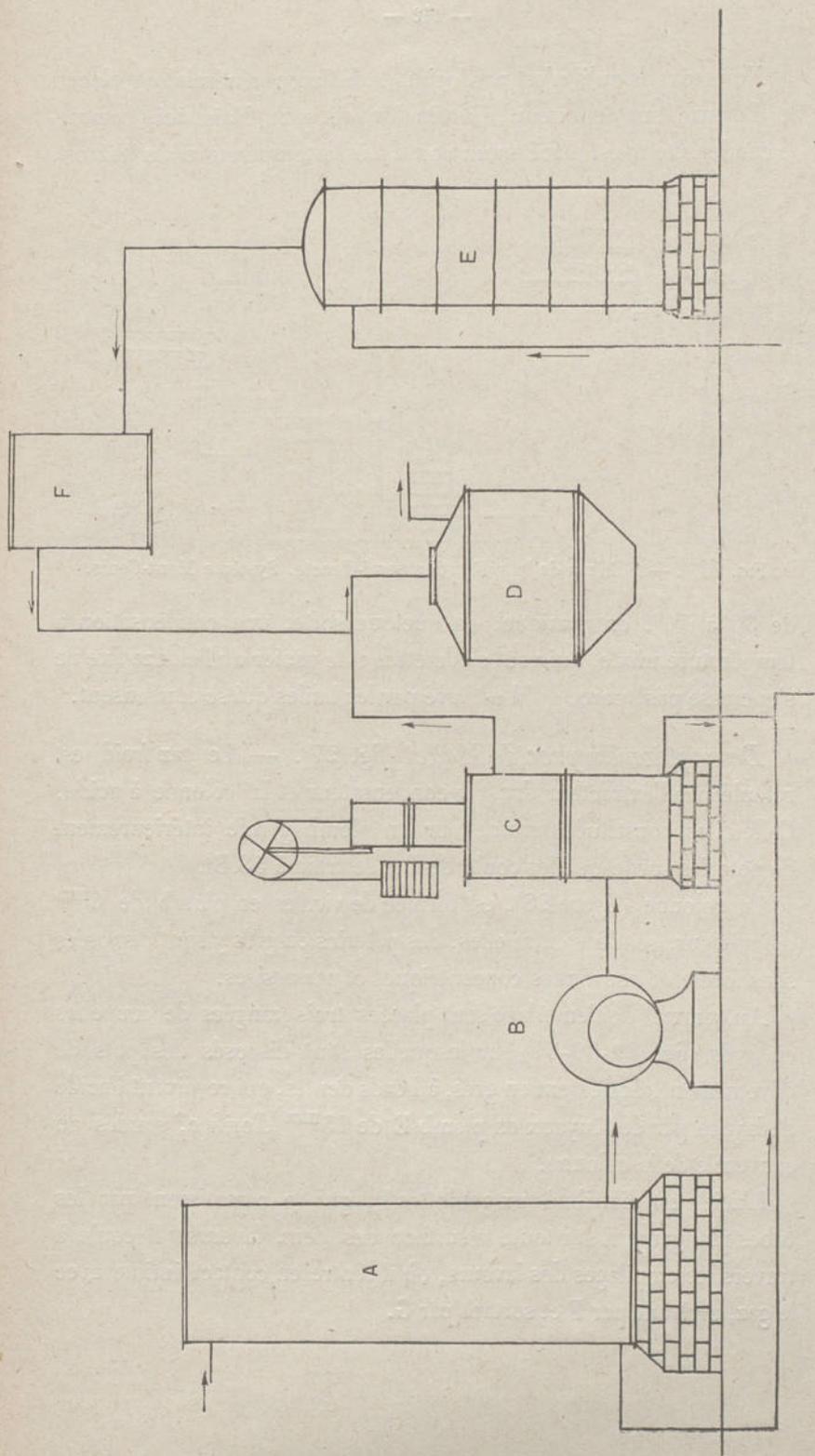


Fig. 26. — Schéma d'une usine à sulfate fonctionnant d'après le procédé Mont-Cenis.
 A. condenseur. — B extracteur. — C épurateur de goudron. — D saturateur. — E colonne distillatoire. — F refroidisseur.

Nous savons qu'il n'est pas logique, de façon générale, de placer le Pelouze sur le circuit d'aspiration de gaz. Mais, ici, comme le condensateur est placé en un point, où la température du gaz est

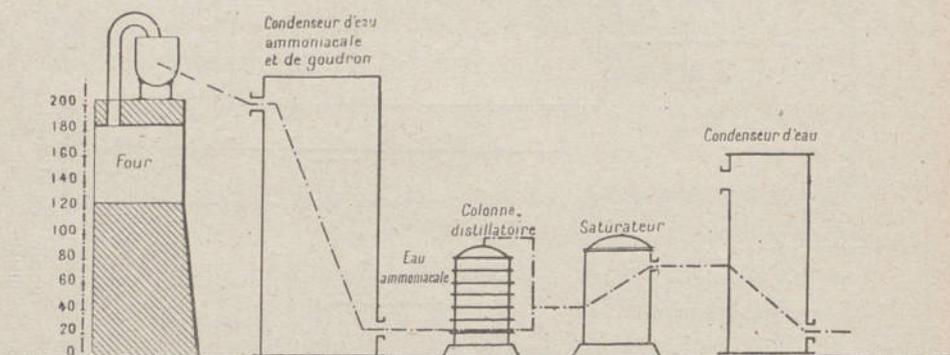


Fig. 26^{bis}. — Schéma de la sulfatation semi-directe. Système Mont-Cenis.

de 30 à 40°, on pratique, en quelque sorte, une condensation à température mixte, qui peut s'admettre et le panier du Pelouze fixe ne s'encrasse pas, parce qu'il est lavé par les huiles qui se condensent.

Description du procédé Mallet (fig. 27). — Le gaz froid est refoulé par l'extracteur dans le condensateur et la colonne à acide. Celle-ci est constituée par une tour en plomb garnie intérieurement de poteries sur lesquelles coule de l'acide froid à 53 B°.

La colonne (figure 28), est formée de viroles en plomb de 6^{mm} d'épaisseur, soudées entre elles, des poteries en grès y sont disposées sous forme de couronnes concentriques et par assises.

Au sommet de l'empilage sont placées trois rangées de coupelles en grès (fig. 29-30-31) sur lesquelles sont disposés des pots de déversement, également en grès, à bords dentés, qui reçoivent l'acide de lavage par des tuyaux en plomb E de 15^{mm} d'orifice, soudés au couvercle de la colonne.

L'acide est distribué aux goulottes D, qui le répartissent par les tubes plongeurs E sur toute la surface des deux laveurs. Il coule à travers les empilages des laveurs, où il rentre en contact intime avec le gaz, arrivant par F et sortant par G.

Les eaux-mères des laveurs sont recueillies dans les bacs inférieurs A¹ et A² d'où elles sont reprises par les pulsomètres N^{os} 1 et 2 et refoulées dans les bacs supérieurs B¹ et B².

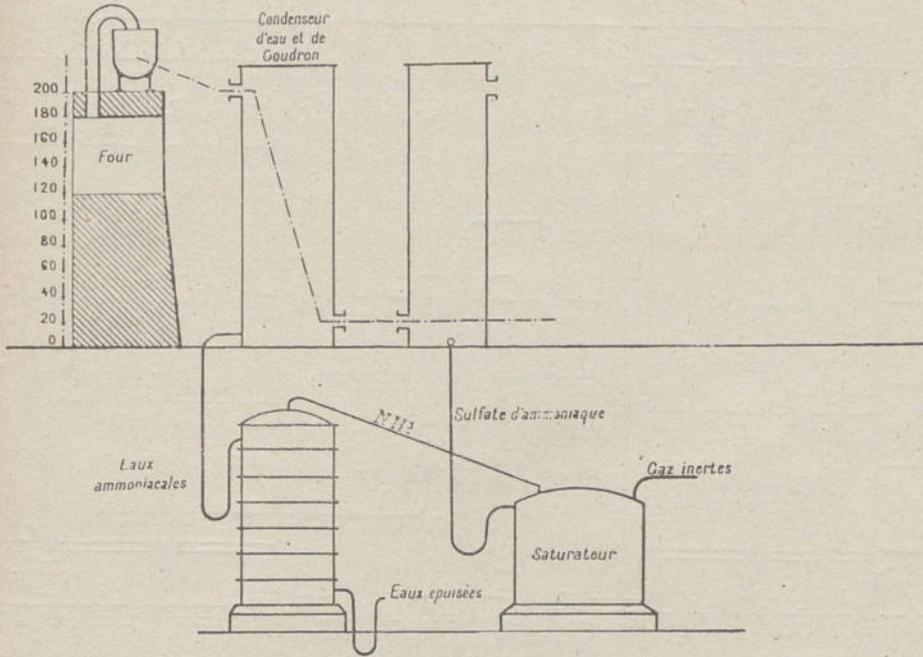


Fig. 27. — Schéma de la sulfatation semi-directe. Système P. Mallet.

Quand ces eaux-mères sont suffisamment riches en ammoniacque, on en extrait une certaine quantité dans le bac intermédiaire C² d'où elles s'écoulent à l'atelier du sulfate.

On les remplace alors par une quantité d'acide neuf refoulé dans le bac intermédiaire C¹, d'où cet acide redescend dans le bac inférieur A.

En outre, des avantages inhérents à la sulfatation directe, le procédé Mallet permet d'obtenir du sel absolument blanc, parce que les impuretés de l'acide fer et arsenic, qui colorent habituellement le sel en bleu ou en jaune, sont précipitées par l'hydrogène sulfuré du gaz.

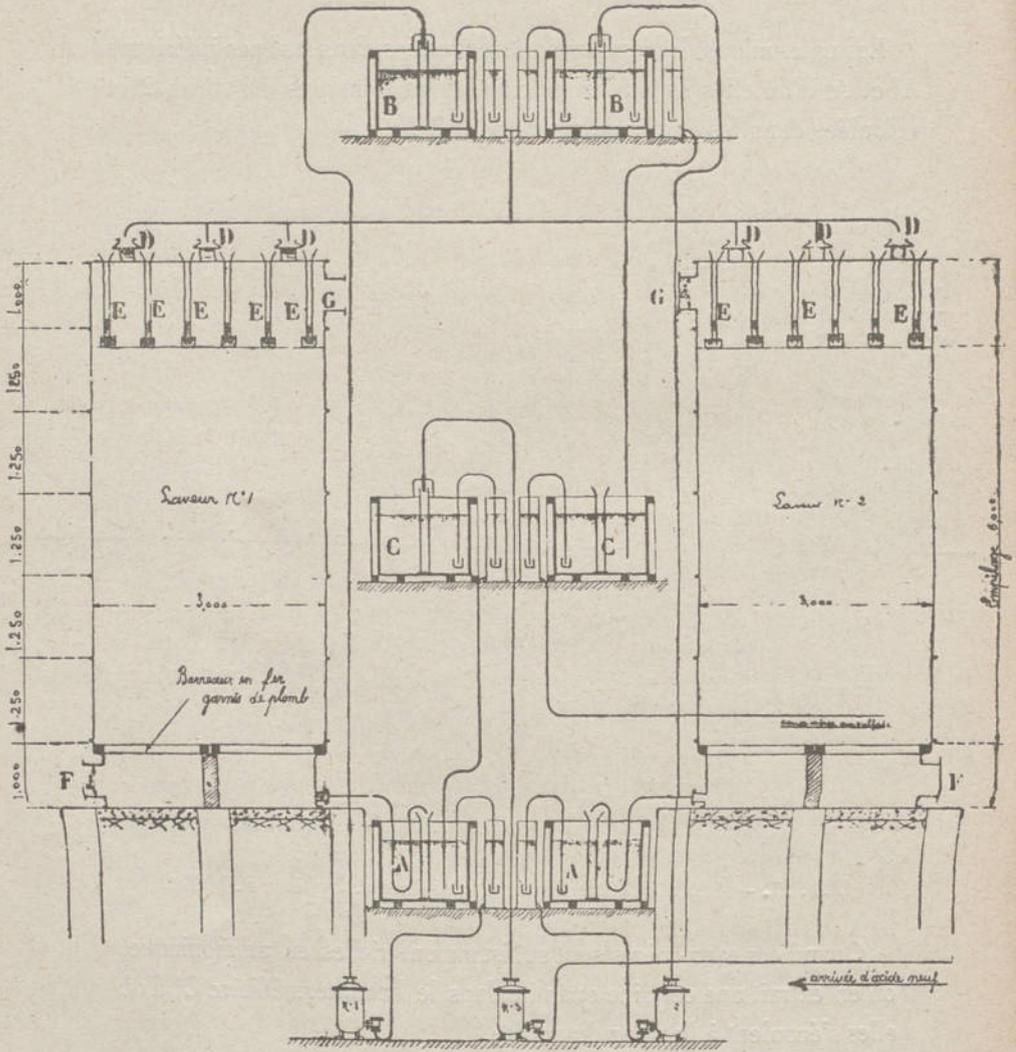


FIG. 28. — Installation de sulfatation semi-directe. Système P. Mallet.

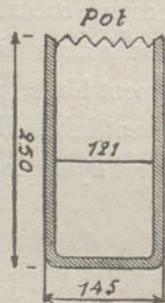


FIG. 29.

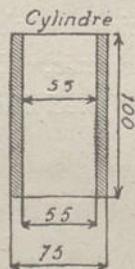


FIG. 30.

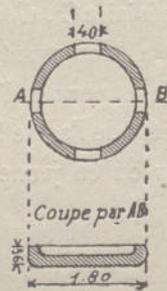


FIG. 31.

CHAPITRE CINQUIÈME

Étude de la fabrication même du sulfate d'ammoniaque.

Les procédés actuels de fabrications du sulfate d'ammoniaque consistent à mettre en contact avec de l'acide sulfurique le gaz de la distillation de la houille (procédé Otto) ou les gaz provenant de la distillation des eaux ammoniacales (procédés ancien et Mallet), ou les uns et les autres (procédés Koppers et Mont-Genis). Nous allons examiner les appareils où s'effectue cette saturation.

Étude des saturateurs. — Il est clair que le degré de perfectionnement des saturateurs sera d'une importance capitale sur le rendement en sulfate.

On peut considérer que les divers types de saturateurs rentrent dans deux catégories bien différentes. Parmi les modèles les plus intéressants, on distingue :

Saturateur discontinu	systeme Société Lorraine (fig. 32)
	{ systeme Otto..... (fig. 33)
Saturateur continu	{ systeme Koppers. (fig. 34 et 34 ^{bis})

La distinction entre les deux classes réside en ce sens que dans les appareils discontinus le degré d'acidité du bain n'est jamais constant et que l'extraction du sel, qui se forme et se précipite, ne s'effectue que quand la saturation de l'acide est à peu près complète. Au contraire, dans les appareils continus, le degré d'acidité est constant mais il diffère selon les procédés employés ; quant à l'extraction du sel, elle se fait de façon constante par un émulseur à vapeur ou à air comprimé.

Saturateur discontinu, système Société Lorraine (fig. 32).
— L'appareil consiste essentiellement en une cloche C de captation des gaz méphitiques, un tuyau plongeur d'amenée des gaz ammoniacaux dans le bain acide, contenu dans la caisse M, et un sépa-

rateur S des particules salines entraînées par le gaz. La marche est la suivante. On met en M, 420 kgs d'acide 52 B^e puis quand le bain ne renferme plus que 40 grammes d'acide libre par litre, on coule dans une essoreuse en ouvrant le robinet R le sel qui s'est précipité au fond du cône. Puis on met une nouvelle charge d'acide, qui arrive à l'intérieur de C, par trois tuyaux t¹, t², t³.

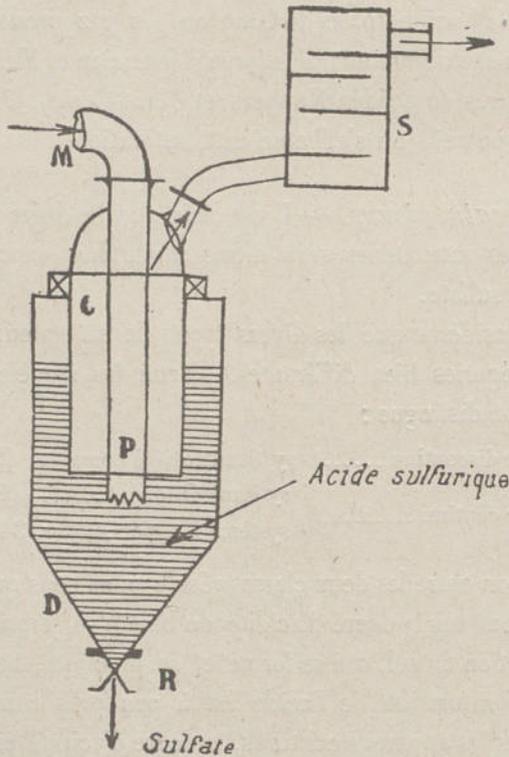


FIG. 32. — Saturateur discontinu. Système Société Lorraine.

Les particules salines entraînées retournent en M par le siphon H. Grâce à l'arrivée d'acide à l'intérieur de C et grâce aux trous F (1), la

(1) Des trous de 12-15 mm. sont ménagés dans la partie de la cloche de captation des gaz méphitiques. On évite ainsi des neutralisations locales. En outre, il se forme dans l'appareil un mouvement du liquide, très favorable à une bonne absorption.

composition du bain est homogène et il ne peut se produire de saturation locale (1).

A ce genre se rattache le saturateur Zimpell fig. 35.

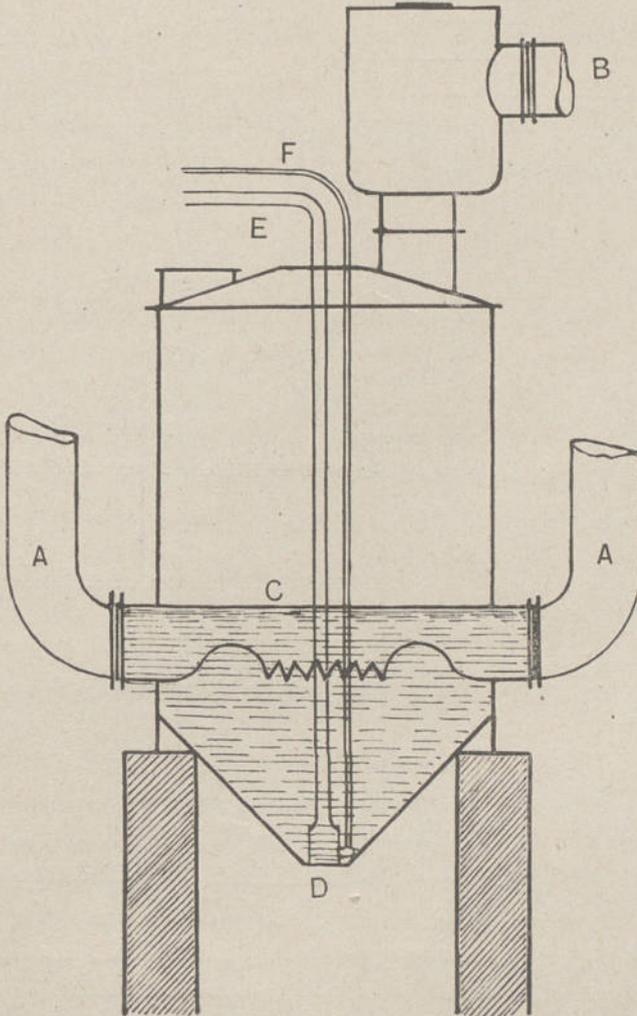


FIG. 33. — Saturateur Otto.

A. entrée du gaz. — B. sortie du gaz. — C. niveau du bain. — E. sel. — F. vapeur. — D. éjecteur.

(1) Cet appareil demande trop de surveillance et de main-d'œuvre.

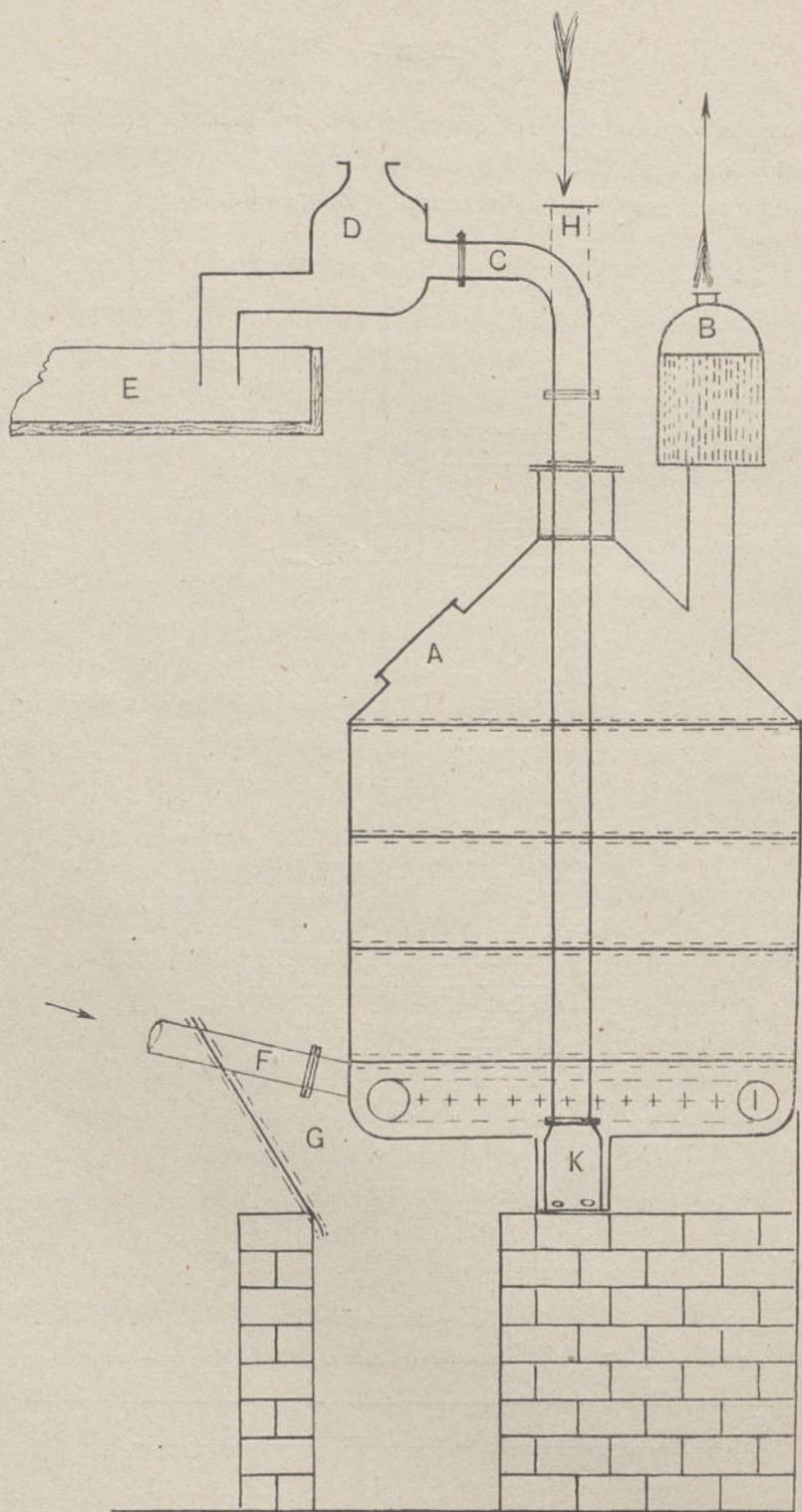


FIG. 34. — Saturateur continu Koppers.

I tuyau plongeur. — K émulseur. — B séparateur d'acide (sortie du gaz). — H arrivée du gaz.

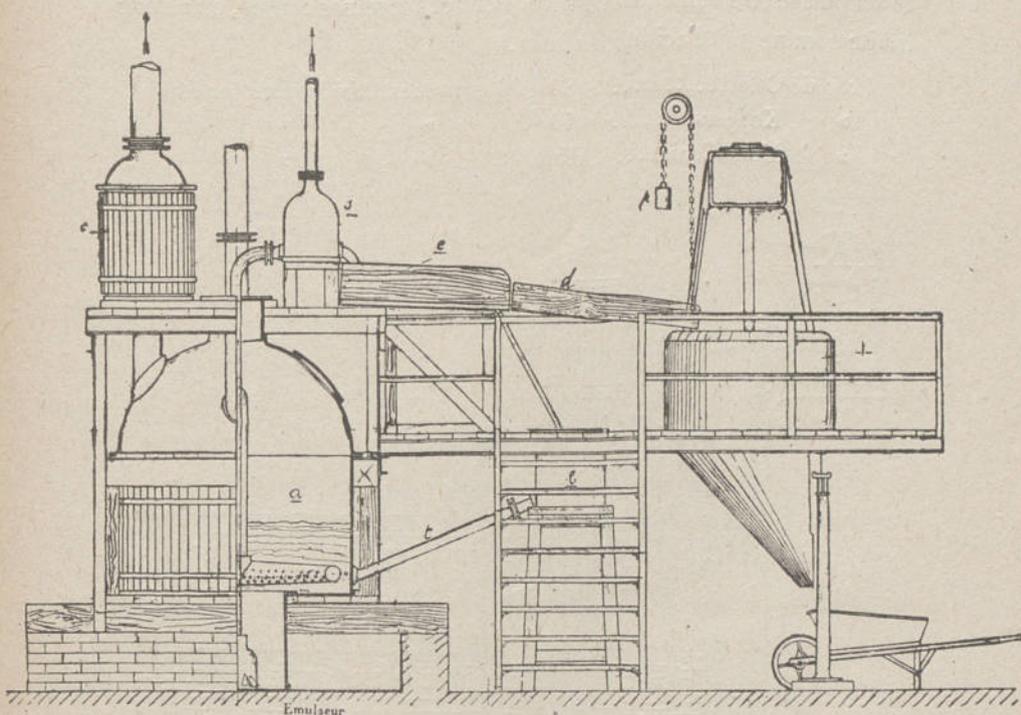


FIG. 34 bis. — Saturateur Koppers.

Examen des saturateurs continus. — Ces saturateurs employés principalement en sulfatation directe doivent satisfaire à plusieurs conditions.

a) Le degré d'acidité doit être constant, mais il doit être encore suffisamment élevé pour que l'absorption de l'ammoniaque soit convenable, sans qu'il y ait à redouter toutefois l'altération des hydrocarbures benzéniques.

b) La hauteur de barbotage doit permettre une absorption complète de l'ammoniaque sans causer une résistance excessive au passage du gaz.

a) *Degré d'acidité du bain.* — En dehors des conditions précitées, il faut encore que le bain ne soit pas trop acide pour que

le sel puisse être facilement essoré. Pour ces diverses causes, on a donc limité comme suit l'acidité du bain.

Procédé Otto.....	80 à 90	grammes d'acide libre par litre		
» Koppers.....	70		»	»
» Mont-Cenis....	150		»	»

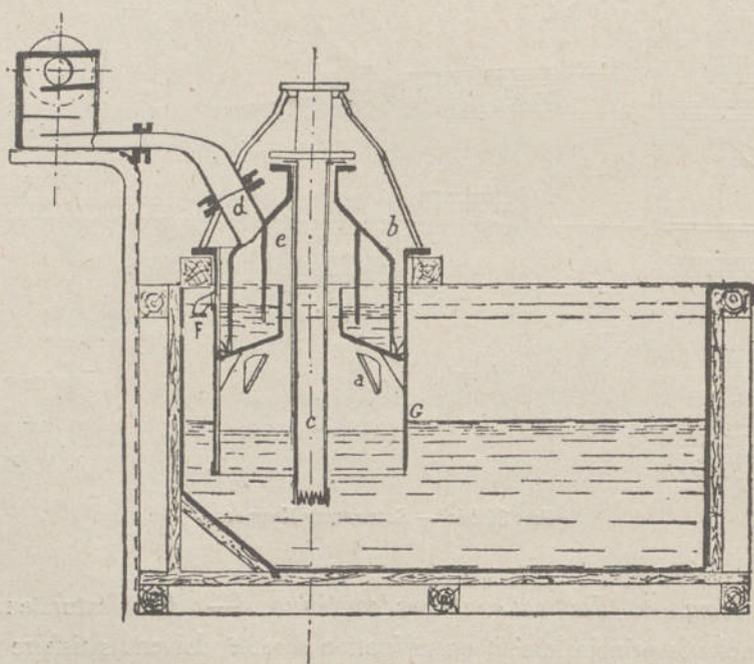


FIG. 35. — Saturateur Zimpell.

Pour éviter la dilution du bain, on emploie de préférence de l'acide 60° B^e dans les procédés Otto et Mont-Cenis, mais on se sert sans inconvénient d'acide 53° B^e en sulfatation Koppers.

De façon générale, le sel sortant du saturateur n'est jamais essoré directement, mais il est égoutté de façon à le débarrasser de son excès d'acide.

Il appert nettement d'ailleurs des mesures qui ont été faites sur la composition et le pouvoir calorifique du gaz avant et après le saturateur, que les benzols ne s'altèrent pas en traversant le bain

acide. Ces résultats sont incontestables, car la sulfonation ne peut s'opérer qu'en présence d'acide sulfurique concentré, ou d'acide sulfurique fumant ou à haute température. Or celle-ci est de 80° au maximum (procédé Otto) et $50-55^{\circ}$ dans les autres systèmes.

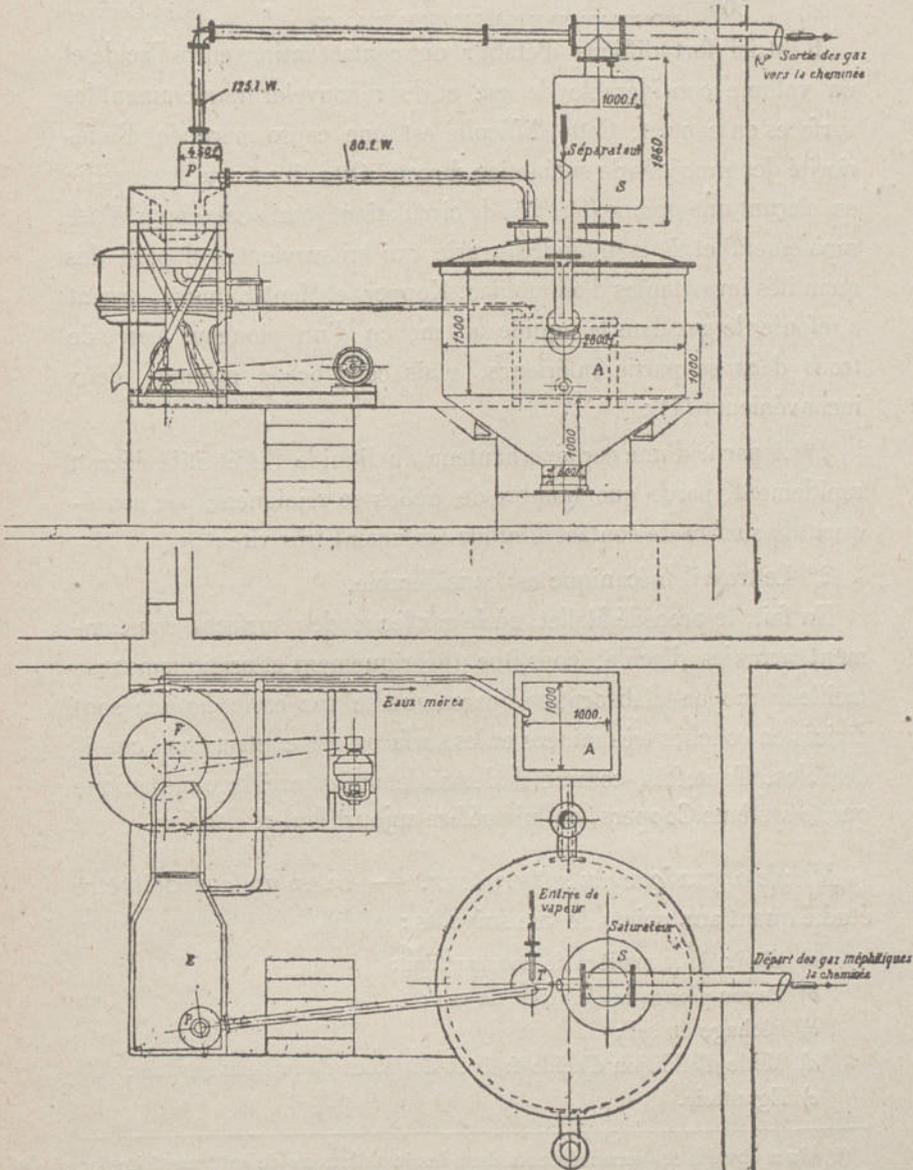


FIG. 35. — Ensemble du saturateur dans une installation Mont-Cenis.

b) *Influence de la hauteur de barbotage.* — La hauteur de barbotage a pour valeur en hauteur d'eau.

280 ^{mm}	procédé Otto
420 ^{mm}	» Koppers
500 ^{mm}	» Mont-Cenis.

Il est ici fort difficile d'établir un contact intime entre l'acide et un volume considérable de gaz et de renouveler fréquemment les surfaces en contact. Cette difficulté est une cause marquée d'infériorité des procédés de sulfatation directe. Otto, il est vrai, y remédie en plaçant une pompe (fig. 25) de circulation, mais cet engin s'use rapidement et à la moindre avarie qui lui survient, on perd des quantités importantes d'ammoniac. Koppers et Mont-Cenis se bornent à refouler le gaz dans le liquide au moyen d'un plongeur percé de trous dans sa partie inférieure, mais ce procédé présente deux inconvénients (1) :

1° A partir d'une certaine hauteur du liquide l'effet utile décroît rapidement, parce que nombre de bulles se rejoignent, par conséquent la surface de contact diminue également très vite ;

2° Le travail mécanique est considérable.

En fait, le procédé Mallet, où le gaz lèche des surfaces constamment arrosées d'acide, constitue théoriquement et pratiquement le meilleur moyen d'absorption, parce que le gaz et le liquide sont divisés en couches très minces et les surfaces de contact sont considérables. Toutefois, comme il demande un appareillage mécanique que le système Coppers, on lui préfère aujourd'hui ce dernier.

Etude organique du saturateur. — Le saturateur doit être étudié quant aux points de vue suivants :

- a) Choix de la matière de construction ;
- b) Tuyau plongeur d'aménée de gaz ;
- c) Pêchage du sel ;
- d) Mode d'addition d'acide frais et de retour de la saume saline ;
- e) Egouttoir.

(1) On a obvié à ces inconvénients dans les installations de ce genre faites en France pendant la guerre. Le succès de ce saturateur est aujourd'hui complet.

Choix de la matière de construction. — On emploie de façon courante le plomb doux en feuilles de 10 ou 12^{mm} d'épaisseur, mais comme le plomb se déforme rapidement dans les saturateurs de dimensions considérables employés en sulfatation directe ou semi-directe de façon à garder un contact suffisant entre l'acide et le gaz, on leur donne ainsi couramment :

$$H = 3.200$$

$$D = 3.500$$

on préfère employer, depuis peu, du plomb « homogène » où le plomb et l'acier adhèrent fortement ensemble (on tient secrète la méthode de fabrication de ce bi-métal, dont la résistance chimique et mécanique est tout à fait remarquable) (1).

Tuyau plongeur d'amenée de gaz. — En vue de diffuser le plus possible le gaz dans l'acide.

a) Otto emploie soit le dispositif de la figure 25, soit celui de la figure 33 ;

b) Koppers préfère un tuyau plongeur à trous biais (fig. 34 et 34^{bis}) ;

c) Mont-Cenis se sert d'un plongeur évasé (fig. 35).

c) *Péchage du sel.* — Quand on n'a pas à craindre la dilution du bain (procédé Koppers), on se sert d'un émulseur à vapeur, parce que cet agent de pulsion est toujours sous la main. Mais lorsque le problème de l'équilibre thermique se pose constamment, on doit employer un émulseur à air (systèmes Otto et Mont-Cenis).

d) *Mode d'addition d'acide frais et de retour de la saumure saline.* — Puisque la hauteur de barbotage doit rester constante, il faut pouvoir s'assurer aisément que cette condition est bien remplie. Les dispositifs réalisés à cet effet sont donc intéressants à examiner :

a) Dans le procédé Otto, une cloison (15) figure 25, assure l'uniformité de la hauteur de barbotage. Il faut que le trop-plein (16)

(1) On a su depuis que ce plomb homogène est du fer enduit d'étain, sur lequel on fait tomber le plomb fondu, goutte à goutte. C'est ce que les plombiers appellent du plomb coulé à la baguette.

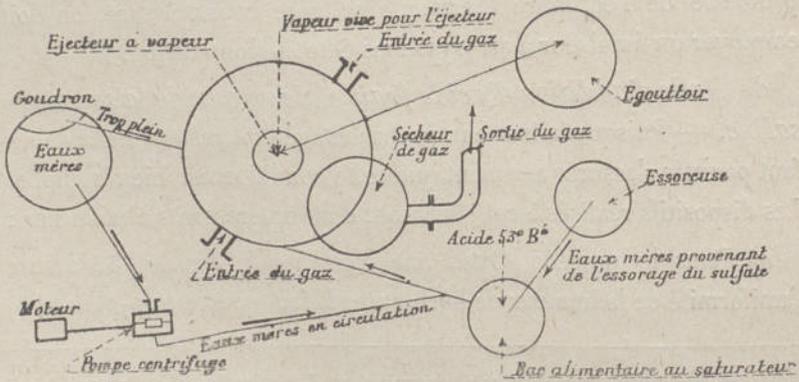
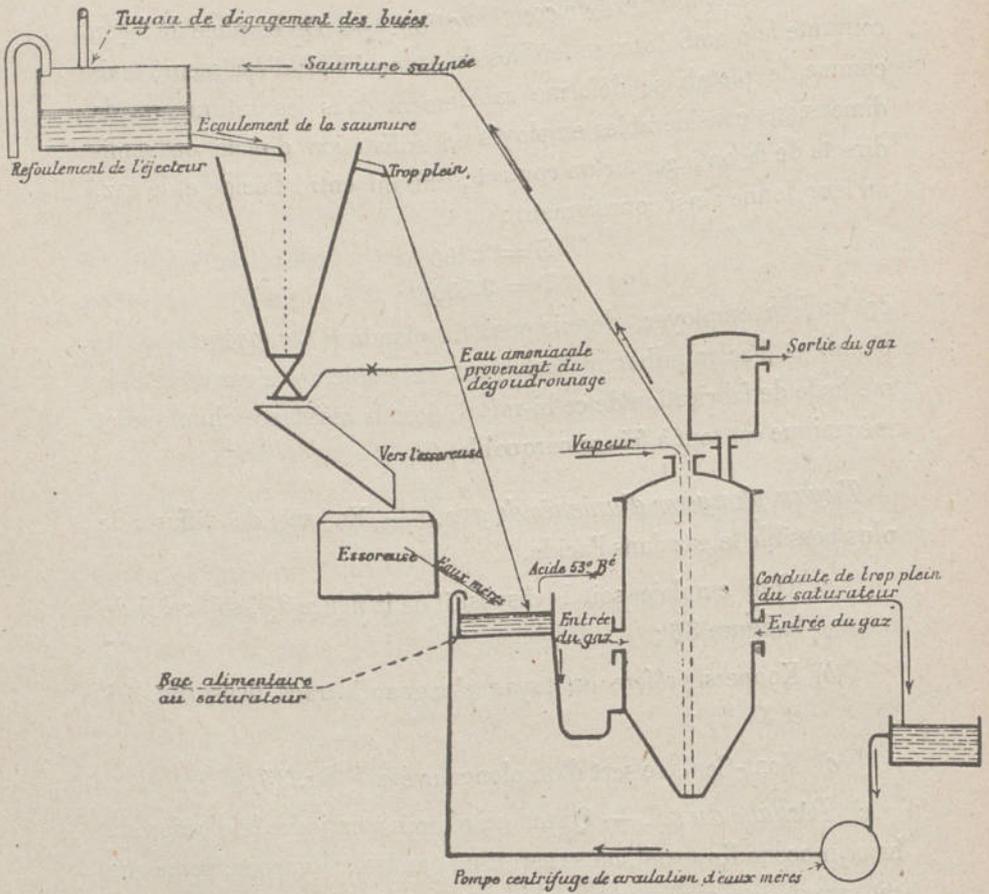


Fig. 35 et 35 bis. — Schéma de la disposition des appareils de sulfatation dans la saturation directe Otto.

débite constamment, il suffit pour cela de surveiller le niveau dans le bac (17) où se fait l'addition d'acide frais. Par le débit de l'émulseur (25) et de la pompe (11), on règle aisément la marche du saturateur.

b) Dans le saturateur Koppers (fig. 34^{bis}), l'acide frais et les eaux-mères provenant de l'égouttoir (e) et de l'essoreuse (f) coulent dans le pot de (b) en communication avec le saturateur (a) par le tuyau (t). Les niveaux dans (a) et (b) étant dépendants l'un de l'autre, la surveillance est simple et rapide.

e) *Egouttoirs*.—Dans le système Otto (fig. 35 et 35^{bis}), la saumure est ajoutée dans un cône doublé de plomb muni d'un trop-plein permettant le retour à la fosse à eaux-mères. Dès que l'égouttoir est plein de sel, on le vidange dans l'essoreuse en levant une trappe.

Dans le procédé Koppers (fig. 34^{bis}), la saumure s'accumule dans l'égouttoir, la goulotte (d) manœuvrable par le contre-poids (p) est relevée tout le temps de l'égouttage. Dès que l'on juge le sel suffisamment sec, on le fait couler dans l'essoreuse, en abaissant la goulotte (d).

Ces dispositifs d'égouttage du sel sont donc simples et n'exigent que très peu de main-d'œuvre.

L'intérêt de l'égouttage est de ramener la teneur en eau du sel de 15,20 % à 3,5 %, de sorte que l'essorage s'effectue en de meilleures conditions et d'ailleurs il serait difficile de turbiner du sel pêché dans un bac renfermant 70 gr. et plus d'acide libre.

NOTA. — En vue de réduire les pertes de chaleur par rayonnement, les saturateurs Otto (fig. 36) et Mont-Cenis sont calorifugés, cette précaution est inutile dans le procédé Koppers (fig. 37).

Essorage du sulfate d'ammoniaque. — Dans les cokeries, le sel est toujours essoré avant d'être mis en magasin, on emploie pour cela des turbines Heine à axe vertical et à commande par en-dessous. Le diamètre est de 4.200 et la hauteur de 500.

On applique depuis quelques années les turbines Bromahm à axe

horizontal et à marche continue. Ces nouvelles machines sont fort discutées et ne semblent pas être mises au point (1).

Le sel ainsi produit renferme :

Humidité	1 à 1,5 %
Acidité.....	0.5 %
Azote	20.20 à 20.50 %

Ce sulfate présente l'inconvénient de durcir dans les sacs qu'il détériore par son acide libre, et d'être d'une manipulation assez désagréable, on préfère parfois le sécher et le broyer, sa composition est alors :

Humidité	0.2 %
Acidité.....	0.4 »
Azoté	21.0 »

Parfois, le sulfate est séché puis broyé après essorage. On emploie pour cela des chambres traversées par un courant d'air chaud système Buehler).

Au Gaz de Paris, le mode de travail est tout à fait différent de celui que nous avons exposé. L'usine à sulfate comprend plusieurs saturateurs, genre Société Lorraine. Quand un bain acide est presque neutralisé, on envoie les gaz ammoniacaux dans un autre saturateur. Le sel se dépose lentement dans l'appareil, qui vient d'être isolé et où il s'est formé, puis on le coule dans un égouttoir, où il reste 6 heures. Alors, sans l'essorer, on le sèche et on le broie dans un cylindre en fonte chauffé par un foyer, où l'on consomme 3 kilogrammes de coke par 100 kilogrammes de sulfate sec.

Ce sulfate est remarquablement sec, il renferme tout au plus 0,2 % d'acide et fait prime de 17 francs la tonne sur le marché.

Etude des procédés Felds et Burkheiser pour la récupération simultanée du soufre et de l'ammoniaque.

La fabrication mondiale du sulfate d'ammoniaque a été en 1912, de 1.300.000 tonnes correspondant à une dépense d'environ

(1) On les a abandonnées aujourd'hui.

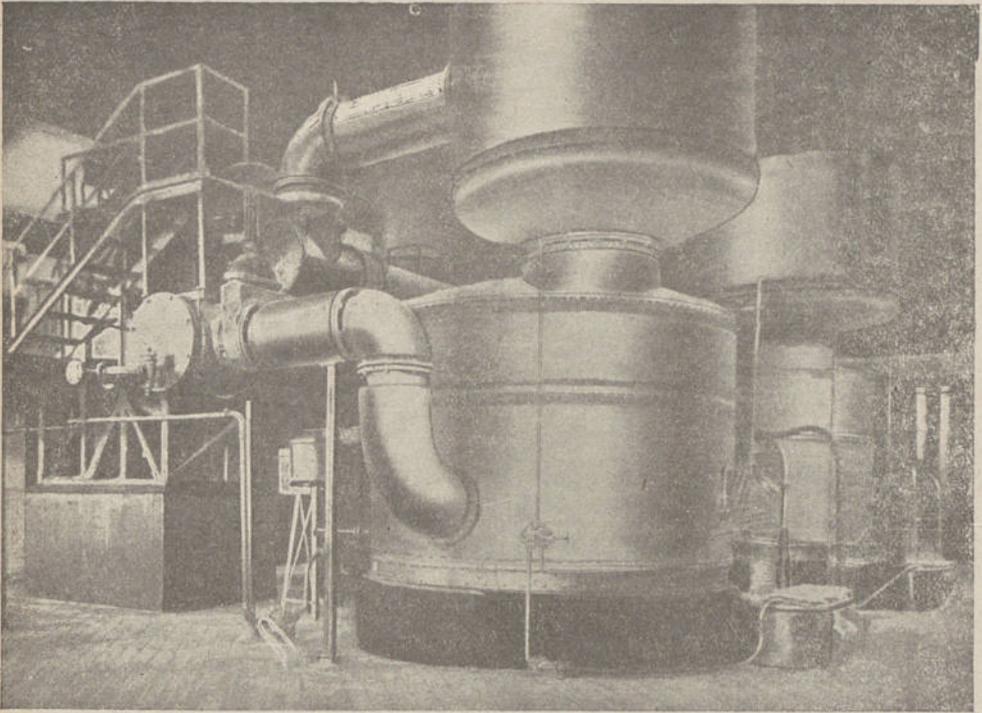


FIG. 36. — Saturateur d'une installation de sulfatation directe, Système Otto.

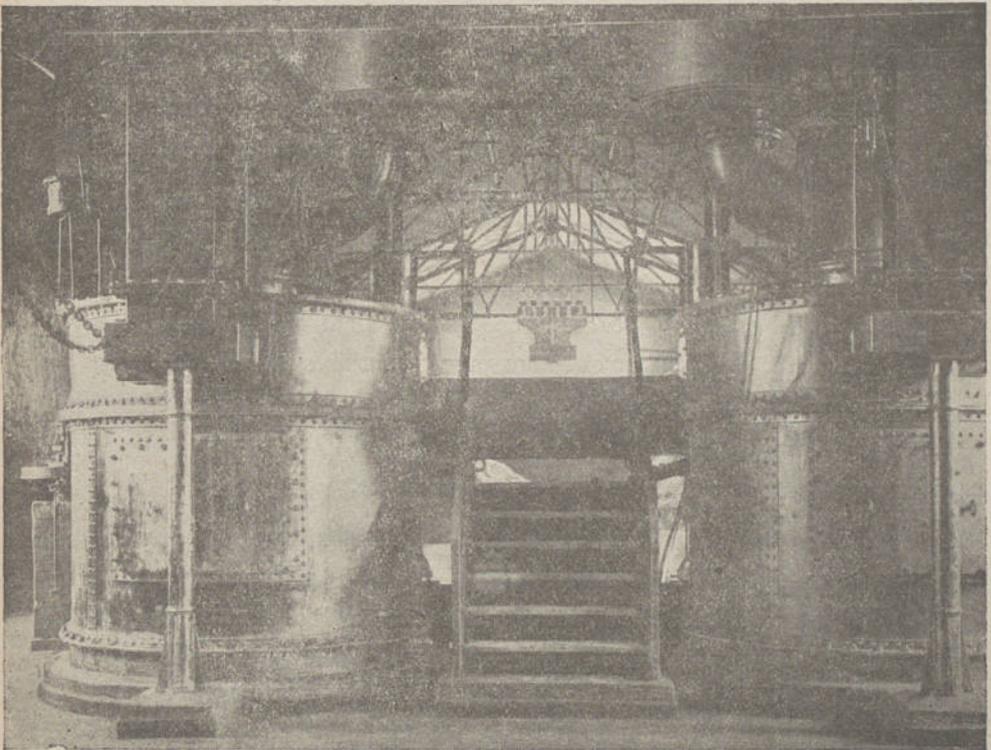


FIG. 37. — Saturateurs d'une installation de sulfatation semi-directe. Système Koppers.

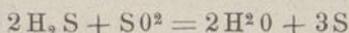
1.400.000 tonnes d'acide sulfurique 52 B^e, représentant près de 50 millions de francs.

Or, comme le gaz de distillation de la houille contient, outre l'ammoniaque, de l'hydrogène sulfuré, on a songé à combiner ces deux produits pour former du sulfate d'ammoniaque. En effet, 2 molécules $\text{NH}_3 = 34$ et une molécule $\text{H}_2\text{S} = 34$ peuvent produire une molécule de sulfate d'ammoniaque, l'oxygène manquant étant pris à l'air. La teneur habituelle du gaz en hydrogène sulfuré variant entre 4 et 5 grammes par mètre cube et en ammoniaque entre 5 et 10 grammes, ces éléments se trouvent donc généralement en proportion convenable pour l'application de cette méthode. D'ailleurs, il est possible de recourir à un grillage de pyrite ou de blende pour produire l'acide sulfureux nécessaire lorsque le gaz ne renferme pas suffisamment d'hydrogène sulfuré.

De plus, en enlevant l' H_2S des gaz, on évite la formation, dans les carneaux des fours, du gaz sulfureux détériorant les maçonneries.

Ceci n'est pas négligeable, si on songe qu'une tonne de charbon distillé produit jusqu'à 3 kg. 600 de H_2S .

Il faut remarquer qu'il y a trop de CO_2 dans le gaz de fours pour songer à enlever H_2S . Le barbotage des gaz dans l'huile de goudron imprégnée de SO_2 donne également de mauvais résultats. La réaction



est incomplète et le gaz enlève des quantités notables de SO_2 et de naphthaline.

L'idée première de ces procédés appartient à Mallet, Crool et Lamming, mais il n'y a que deux procédés utilisés actuellement pour enlever H_2S aux gaz des fours à coke, à savoir :

Systeme Feld ;

Systeme Burkheiser.

Dans le procédé Feld, l'absorption de l'ammoniaque et de l'hydrogène sulfuré se fait en même temps et dans le même appareil.

Dans le procédé Burkheiser, l'absorption de l'ammoniaque et de l'hydrogène sulfuré se fait en des temps et en des appareils différents.

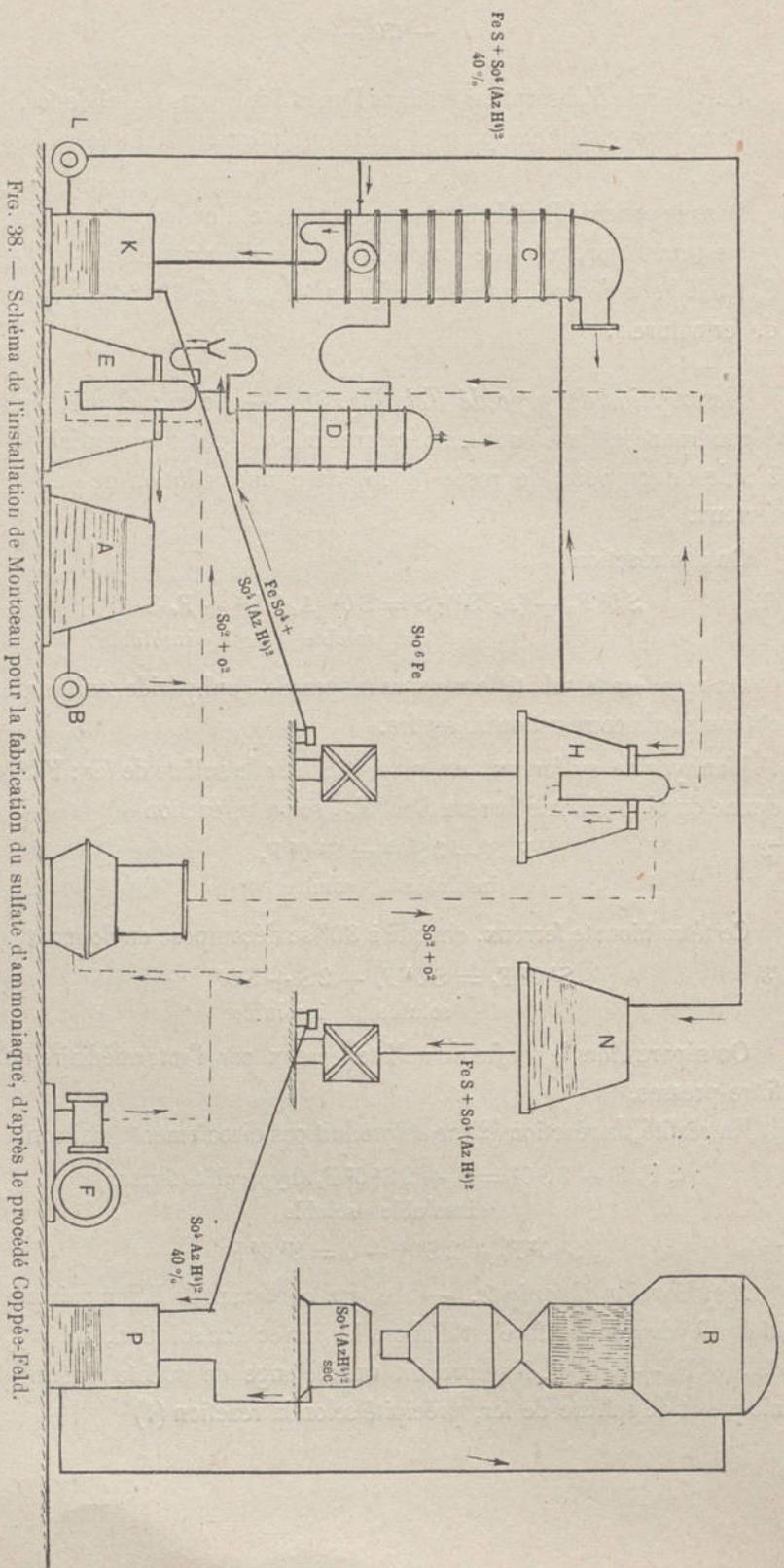


Fig. 38. — Schema de l'installation de Montreau pour la fabrication du sulfate d'ammoniaque, d'après le procédé Coppès-Feld.

A la suite du laveur, ce mélange est envoyé dans une cuve, où il est traité par un mélange d'anhydride sulfureux et d'air. On a ainsi formé, selon la réaction (2), du tétrathionate ferreux, que l'on chauffe à 80° et que l'on traite ensuite selon la réaction (4). La solution renferme alors un mélange de sulfate de fer, de sulfate d'ammoniaque et de soufre.

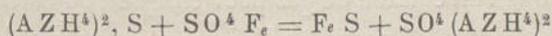
Après avoir enlevé le soufre, par filtration, il faut encore séparer le sulfate de fer d'avec le sulfate d'ammoniaque.

A cet effet, la solution saline est traitée par du gaz vierge contenant de l'ammoniaque et de l'hydrogène sulfuré, la réaction (1) se reproduit donc. Dès que tout le fer soluble est précipité sous forme de sulfure de fer insoluble on le sépare, par filtration, de la solution renfermant 40 % de sulfate d'ammoniaque, que l'on recueille et que l'on évapore.

Les tourteaux provenant des filtres presses sont formés de sulfure de fer que l'on mélange au liquide sortant, en premier lieu, du laveur pour lui faire subir la transformation, en tétrathionate ferreux.

On voit donc qu'en traitant la solution de sulfate ferreux et de sulfate d'ammoniaque par du gaz vierge, on a séparé le fer de l'ammonium, en même temps la solution a été enrichie en sulfate d'ammoniaque, par des repassages successifs.

Fonctionnement schématique de l'installation (fig. 38). — La solution de lavage préparé dans le bac "A" est refoulée par la pompe "B" au laveur "C", où tout l'ammoniaque et la quantité correspondante d'hydrogène sulfuré sont absorbées, car la réaction montre que pour 2 molécules de AZH^3 , on obtient 1 molécule de H^2S :



A sa sortie du laveur, le liquide passe dans une colonne d'absorption "D" où circule un courant d'anhydride sulfureux; le liquide est ensuite recueilli dans le bac régénérateur "E" où agissent l'air venant d'un compresseur "F" et le gaz sulfureux, venant du four à

griller le soufre "G". Par trop plein, le liquide passe dans la cuve "A" où s'achève la transformation en tétrathionate ferreux.

Le lavage et la régénération sont continus. Quand le liquide de "A" renferme une quantité suffisante de sulfate d'ammoniaque, mélangée de tétrathionate ferreux, on le refoule dans le bac "H", où se produit, grâce à une élévation de température, la décomposition du tétrathionate ferreux en sulfate ferreux et en soufre. — Dès que cette transformation est complète, on filtre la solution de sulfate ferreux et de sulfate d'ammoniaque dans une presse "I" pour éliminer le soufre, le liquide est recueilli dans le bac "K". Quant au soufre, il est regrillé dans le four "G" par l'air venant du compresseur "F". — Le liquide recueilli dans le bac "K" est refoulé par la pompe "L" d'une façon continue dans la base "M" de la colonne "C", afin de précipiter complètement le fer de la solution de sulfate d'ammoniaque.

Lorsque tout le fer est passé à l'état insoluble, la solution de sulfate d'ammoniaque est refoulée au bac "N" pour décantation. Le liquide clarifié passe dans un filtre presse "Q" d'où la solution de sulfate d'ammoniaque débarassée de l'insoluble va au réservoir "P". Cette solution de sulfate est envoyée à l'évaporateur "R" à simple ou à multiple effet, où elle est concentrée et cristallisée sous le vide pour éviter la décomposition du sulfate par la chaleur. Les cristaux produits vont à la turbine "S" qui les séparent des eaux mères, qui retournent au monte jus "P", d'où elles iront à l'évaporateur "R".

Les tableaux ci-après montrent les résultats obtenus dans une usine à gaz des environs de Hull où des dissolutions de sulfate de zinc et de sulfate de fer ont été concurremment employées pour le lavage du gaz.

On voit que l'on élimine du gaz pour chaque 100 parties de NH_3 absorbées, environ 135 parties de H_2S , ce qui montre qu'en outre de l'extraction simultanée de l'ammoniaque et de l'hydrogène sulfuré, on réalise une véritable épuration chimique du gaz.

Il y a lieu de remarquer que ces essais ont été faits sur du gaz dépouillé, par la condensation, de son eau ammoniacale et de son

TABLEAU A. — EXTRACTION SIMULTANÉE DE NH^3 ET DE H^2S PAR LE SULFATE DE ZINC.

	LIQUIDES		G A Z				
	$Zn\ SO_4$ + $7\ H_2O$	$Zn\ SO_4$ + $7\ H_2O$ décomposé	Quantité de gaz traité par 24 heures	Tempé- rature	NH^3 en grs	H^2S en grs	H^2S et NH^3
	‰	‰	m ³	degré C.	p. m ³	p. m ³	‰
Entrée du laveur	17,9	»	1.630	25	5,08	12,86	»
Sortie du laveur.....	»	»	»	»	0,04	6,57	»
Extraction en grs par m ³	»	»	»	»	5,04	6,29	123,7
Extraction ‰.....	»	»	»	»	99,22	48,7	»
Après 24 heures :							
Entrée du laveur	»	»	1.390	25	4,68	14,08	»
Sortie du laveur.....	»	»	»	»	0,01	7,99	»
Extraction grs par m ³	»	»	»	»	4,67	6,09	130
Extraction ‰.....	»	»	»	»	99,72	43,02	»
(a) Après 1 heure :							
Entrée du laveur.....	12,2	»	1.225	24	3,76	11,73	»
Sortie du laveur.....	»	»	»	»	0,14	6,48	»
Extraction grs par m ³	»	»	»	»	3,62	5,25	145
Extraction ‰.....	»	»	»	»	94,4	44,7	»
(b) Après 3 heures :							
Entrée du laveur	»	»	»	»	4,01	13,43	»
Sortie du laveur.....	»	»	»	»	0,19	6,93	»
Extraction grs par m ³	»	»	»	»	3,82	6,50	171
Extraction ‰.....	»	»	»	»	95,3	48,2	»
(a) commenc. 1 ^o heure :							
Entrée du laveur	11,3	»	50.000	35	»	»	»
(b) Après 2 heures :							
Entrée du laveur	5,1	54,9	»	»	6,99	13,15	»
Sortie du laveur.....	»	»	»	»	0,09	6,30	»
Extraction en grs par m ³	»	»	»	»	6,90	6,85	99,2
Extraction ‰.....	»	»	»	»	98,70	51,9	»
(c) Après 3 heures :							
Entrée du laveur	2,4	78,8	»	»	6,88	13,15	»
Sortie du laveur.....	»	»	»	»	0,09	6,73	»
Extraction en grs par m ³	»	»	»	»	6,79	6,42	»
Extraction ‰.....	»	»	»	»	98,6	49,1	»
(d) Après 4 heures :							
Entrée du laveur.....	0,26	97,7	»	»	5,40	13,15	»
Sortie du laveur.....	»	»	»	»	0,10	5,50	»
Extraction en grs par m ³	»	»	»	»	5,30	7,65	»
Extraction pour ‰.....	»	»	»	»	98,00	58,2	»

TABLEAU B. — EXTRACTION SIMULTANÉE DE N H³ ET DE H² S PAR LE SULFATE DE FER.

	LIQUIDES		GAZ				
	Fe SO ⁴ + 7 H ² O	Fe SO ⁴ + 7 H ² O décomposé	Quantité de gaz traité pour 24 heures	Tempé- rature	N H ³ grs	H ² S grs	Soufre et N H ³ abs.
	°/o	°/o	m ³	degré	p. m ³	p. m ³	°/o
<i>(a) Commencé. 1^o heure</i>							
Entrée du laveur.....	13,9	»	1.875	»	3,97	11,3	»
Sortie du laveur.....	»	»	»	»	0,04	6,04	134
Extraction grs par m ³	»	»	»	»	3,95	5,26	»
Extraction %/o.....	»	»	»	»	99,0	46,5	»
<i>(b) Après 2 heures :</i>							
Entrée du laveur.....	»	»	»	»	4,50	10,9	»
Sortie du laveur.....	»	»	»	»	0,07	5,8	»
Extraction grs par m ³	»	»	»	»	4,43	5,1	134
Extraction %/o.....	»	»	»	»	98,0	51,	»
<i>(c) Après 4 heures :</i>							
Entrée du laveur.....	6,3	45	»	»	4,5	10,5	»
Sortie du laveur.....	»	»	»	»	0,07	4,7	»
Extraction par m ³	»	»	»	»	4,43	5,8	»
Extraction %/o.....	»	»	»	»	98,0	55,0	»
<i>(d) Après 8 heures :</i>							
Entrée du laveur.....	»	98	»	»	1,8	9,6	»
Sortie du laveur.....	»	»	»	»	0,04	5,7	»
Extraction par m ³	»	»	»	»	1,76	3,9	220
Extraction %/o.....	»	»	»	»	92,7	40,0	»
Avec nouv. liq. absorbant:							
<i>(a) Comm. 1^o heure....</i>	13,9	»	1.620	29	»	»	»
<i>(b) Après 2 heures....</i>	11,74	15,5	»	»	»	»	»
<i>(c) Après 3 heures :</i>							
Entrée du laveur.....	»	»	»	»	5,36	12,86	»
Sortie du laveur.....	»	»	»	»	0,117	5,58	»
Extraction grs par m ³	»	»	»	»	5,243	7,28	138
Extraction %/o.....	»	»	»	»	98,0	56,6	»
<i>(d) Après 8 heures....</i>	1,6	88,4	»	»	»	»	»
<i>(e) Après 8 heures 1/2.</i>	0.14	99	»	»	0,06	»	»
Avec liquide régénéré							
<i>(a) Après 1/2 heure :</i>							
Entrée du laveur.....	»	»	1.080	25	4,76	12,83	»
Sortie du laveur.....	»	»	»	»	0,02	6,99	»
Extraction grs par m ³	»	»	»	»	4,74	5,84	123
Extraction %/o.....	»	»	»	»	99,6	48,5	»
<i>(b) Après 3 h. Sortie...</i>	»	»	»	»	0,0056	»	»
<i>(c) Après 6 h. d^o...</i>	»	»	»	»	0,0085	»	»
<i>(d) Après 8 h. 1/2. Sortie</i>	0,14	99	2.160	»	0,0056	»	»

goudron, alors que normalement, il ne devrait être débarrassé que de celui-ci seulement, il n'en apparaît pas moins, bien que le gaz ait laissé environ 50 % de son ammoniaque et de son hydrogène sulfuré à la condensation, que l'absorption de ces deux composés est satisfaisante, même pour un pourcentage aussi bas de sulfate ferreux ou de sulfate de zinc dans les solutions, soit 14 à 18 %.

Les principaux avantages du procédé Feld seraient donc les suivants :

A. *Ammoniaque.*

- 1° L'ammoniaque est obtenue sous forme de solution concentrée.
- 2° On n'a pas besoin d'eau pour le lavage du gaz.
- 3° On n'est pas embarrassé par les eaux résiduaires.
- 4° La distillation des liquides ammoniacaux est supprimée.
- 5° Le prix de revient est réduit de 3 fr. 75 aux 100 kilos de sulfate.
- 6° La consommation de vapeur est considérablement réduite.

B. *Hydrogène sulfuré.*

7° Le seul réactif consommé pour la transformation de H^2S en acide sulfurique est l'oxygène atmosphérique et il n'est pas introduit de cet air dans le gaz.

8° Après que les premiers liquides de lavage sont formés, il n'est plus besoin de les renouveler, la perte en sulfate ferreux est insignifiante.

9° Le travail des épurateurs est réduit dans la proportion de 40 à 50 %, la surface de ces appareils est diminuée dans la même proportion.

Examen du procédé Burkheiser. Description de l'installation. — Le gaz passe par les phases suivantes (Fig. 39).

- 1° Condensation de l'eau et du goudron dans un condenseur W)

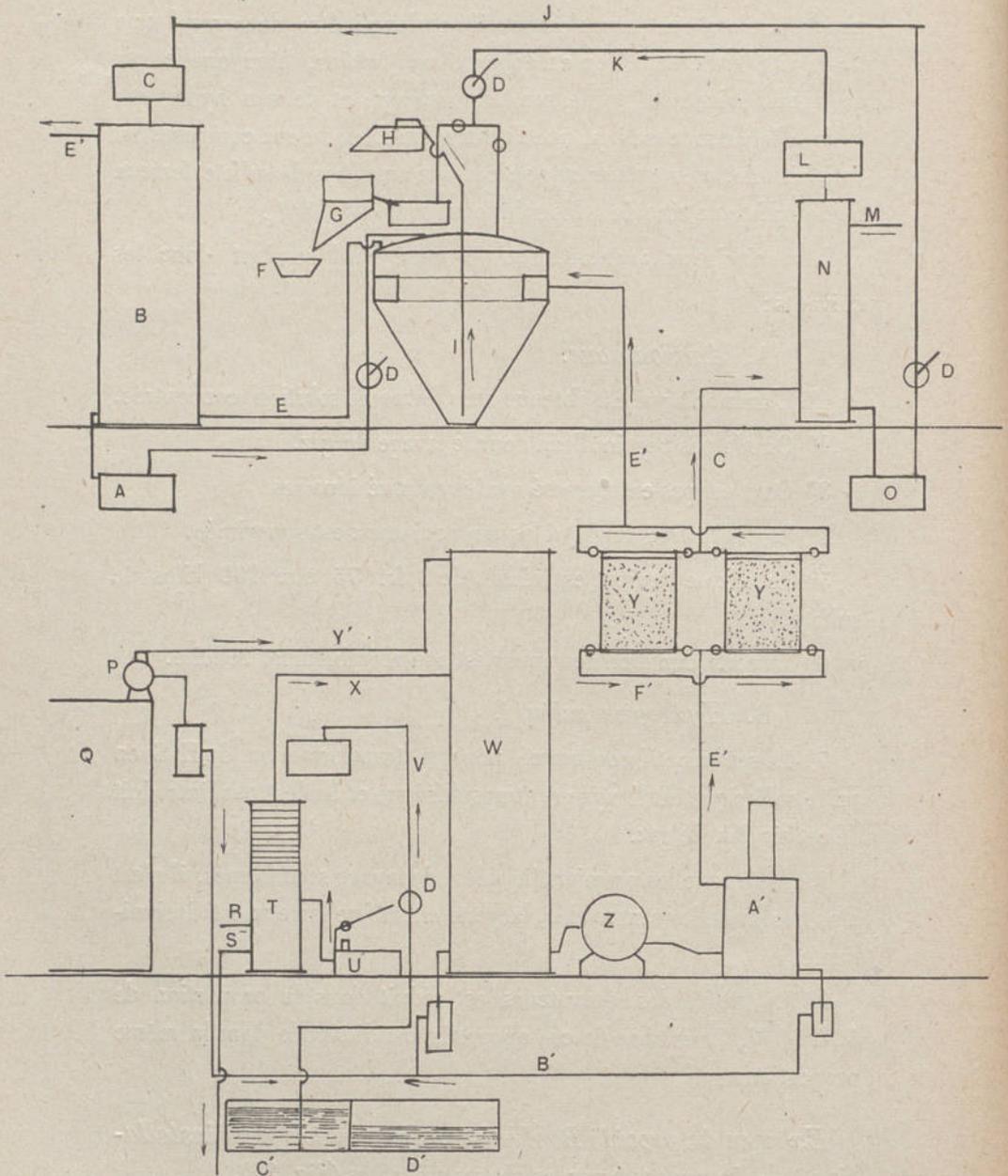


FIG. 39. — Schéma d'une installation de sulfatation Burkheiser (ancienne disposition).

A solution de $\text{So}^3 \text{m}^2$, $\text{So}^4 \text{m}^2$, $\text{S}^{\text{O}3} \text{H}^2$ $\text{So}^4 \text{H}^2$. — B laveur à NH^3 . — C solution acide. — D pompes. — E gaz. — F brouette à sel. — Gessoreuse. — H cristalliseur. — I saturateur. — K eaux-mères. — J solution acide. : $\text{So}^3 \text{H}^2 + \text{So}^4 \text{H}^2$. L solution neutre. — M à l'air libre. — N laveurs aux gaz acides. — O solution acide $\text{So}^3 \text{H}^2 + \text{So}^4 \text{H}^2$. — P barillet. — Q Four à coke. — R vapeur. — S eaux épurées. — T colonne distillatoire. — U pompe à lait de cao. — V eau ammoniacale. — W condenseur. — X NH^3 . — Y épurateur. — Y' gaz. — Z extracteur de gaz. — A' pelouze. — B' produits de condensation. — C' eau ammoniacale. — D' goudrons. — F' air-vapeur.

2° Clarification du gaz dans un appareil à chocs, système Pelouze A'.

3° Passage du gaz dans un épurateur chimique pour le débarrasser de ses composés sulfurés et cyanés Y.

4° Passage du gaz dans un saturateur I, où coule, de façon constante, une solution de sulfite et de sulfate d'ammoniaque, d'acides sulfureux et sulfurique. C'est dans ce saturateur que le gaz se débarrasse de la majeure partie de son ammoniaque, qui se transforme en sulfite et en sulfate d'ammoniaque, lequel sel est pris par un éjecteur pour être égoutté en H, puis essoré en G où il est débarrassé de ses eaux mères. Il est mis ensuite au magasin.

5° La récupération de l'ammoniaque s'achève dans la tour B où coule de haut en bas une solution d'acides sulfureux et sulfurique, obtenue en lavant à l'eau, dans une colonne N, les gaz constitués en majeure partie des anhydrides sulfureux et sulfurique, se dégageant de l'un des épurateurs Y : où se fait la régénération, par un mélange d'air et de vapeur sous pression, de la matière épurante. On obtient donc, à la base de la tour N, une solution renfermant des acides sulfureux et sulfurique, du sulfite et du sulfate d'ammoniaque que l'on pompe au saturateur I.

6° Le gaz en sortant du haut de la tour B est débarrassé de son ammoniaque, il peut donc être envoyé à la colonne d'absorption de benzol ou à ses appareils d'utilisation, comme moteurs, brûleurs etc.

7° Les liquides ammoniacaux, obtenus à la condensation du gaz, sont séparés du goudron par décantation, puis ils sont distillés dans une colonne où l'on emploie de la chaux pour la décomposition des sels ammoniacaux fixes. Les gaz ammoniacaux se dégageant de la tête de la colonne vont se mélanger dans le condenseur aux gaz bruts venant des fours.

8° Il y a lieu d'observer que le sel d'ammonium formé dans le saturateur I n'est point un sulfate d'ammoniaque de même

composition que celui fabriqué dans les autres systèmes de sulfatation, ce sel dit de Burkheiser est formé de :

2/3 de sulfate d'ammoniaque ;
1/3 de sulfite d'ammoniaque,

renfermant de 20 à 24 % d'azote, résultat auquel on peut prétendre, puisque le sulfite d'ammoniaque est plus riche en azote que le sulfate d'ammoniaque.

Si l'on veut transformer le sulfite d'ammoniaque en sulfate d'ammoniaque, on fait circuler le sel dans un cylindre à double enveloppe chauffé par la vapeur. Dans ces conditions, le sulfite se sublime, il suffit pour l'oxyder de le traiter par un courant d'air chaud.

Etude de l'épuration chimique dans le procédé Burkheiser.

On emploie généralement dans les usines à gaz pour l'épuration du gaz, le minerai de fer des prairies ou limonite brune renfermant :

Sesquioxyde de fer.....	50 à 60 %
Matières organiques.....	20 à 25 %
Eau.....	15 %
Argile, Sable.....	3 %

La couche épurante est répartie en strates de 30 à 60 cent. d'épaisseur sur des claies renfermées dans des cuves. Comme la perméabilité de la limonite n'est que très faible, le gaz ne doit la traverser qu'avec une vitesse moyenne de 8^{mm} par seconde, il faut en outre qu'elle soit répartie en couches uniformes. On a récemment obvié à ces inconvénients par l'emploi des claies perfectionnées, Jager, par exemple, se sert des grilles verticales et ne fait passer le gaz, à travers la matière, que dans le sens horizontal.

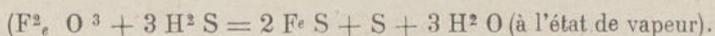
Il apparaît donc nettement que le degré plus ou moins grand de perfection du mode d'épuration dans le procédé de sulfatation étudié est d'une importance capitale.

Burkheiser a cherché naturellement une masse épurante plus perméable et douée d'un plus grand pouvoir absorbant de l'hydrogène sulfuré.

Il prétend ainsi que la limonite granulée, après avoir été chauffée à 600°, possède ces qualités requises. Par chauffage à cette température, on détruit les matières organiques du minerai des prairies, et on chasse une partie de l'eau. La matière prend alors une couleur rouge sombre. Dans ces conditions, le courant de gaz peut traverser (avec une vitesse de 200^{mm} par seconde) la masse mise en couches de 2 à 3 mètres d'épaisseur, sans subir une perte de charge anormale, tout en se débarrassant totalement de son hydrogène sulfuré.

Pour apprécier ces résultats, d'une façon suffisamment exacte, nous devons étudier les réactions chimiques et thermiques dues à l'absorption de l'hydrogène sulfuré par l'oxyde de fer.

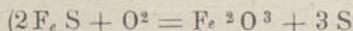
Nous avons donc :



Or, on sait que l'absorption de 102 gr. de 3 H²S dégage 14 cal. Par suite, 1^{m3} de H²S (pesant 1250 gr.) dégagera dans son absorption 222 calories. Comme le gaz renferme environ 1 % de H²S, l'élévation de température est assez faible lorsque le gaz ne traverse les épurateurs qui lentement, comme c'est le cas général. Mais il n'en est plus de même dans le système étudié, où le gaz circule avec une vitesse de 200^{mm} par seconde. Aussi l'élévation de température qui peut être de 6° à 10° pour 100^{m3} de gaz seconde, doit prendre ici une valeur sensible.

Voyons maintenant de ce qui se passe dans la régénération.

Nous avons

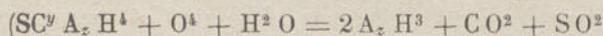


Dans ce cas la régénération du sulfure de fer formé par un m³ de H²S dégage 2.160 calories. Il est donc possible, si l'on règle convenablement l'envoi d'air d'obtenir la combustion du soufre et sa transformation en anhydrides sulfureux et sulfurique. Pratiquement on amène l'air dans les épurateurs en régénération, au moyen d'un éjecteur dans lequel le fluide pulseur est un courant de vapeur surchauffée, pour réduire la dépense de vapeur afin éviter qu'il ne se produise des condensations trop importantes de vapeur d'eau dans les

caisses. On règle la température, à la fois par envoi d'air, et par une réfrigération en surface par de l'eau froide.

Burkheiser prétend, d'autre part, qu'en maintenant la matière complètement sèche et en réglant exactement la température, il ne se forme pas de sulfate de fer, ce qui éviterait une perte importante en minerai. Quoiqu'il en soit, la masse qui, en théorie, devrait avoir une durée illimitée, peut être régénérée 10 fois.

Selon Burkheiser, pendant la régénération les cyanures et sulfocyanures, se décomposeraient en ammoniac d'après la réaction :



De telle sorte que le rendement en sulfate serait augmenté de 10 % environ.

Analyse du procédé Burkheiser. — Nous devons tout d'abord nous demander si la matière épurante, préparée selon la méthode Burkheiser, a l'efficacité, qu'on lui prête et ensuite qu'elle est la quantité de limonite dépensée pour fabriquer une tonne de sulfate d'ammoniaque.

(a) *Efficacité de la matière Burkheiser.* — Il est bien évident que le degré de porosité de la matière et la vitesse de circulation du gaz sont d'une importance capitale. Or, on a toujours constaté que la matière épurante trop sèche, possède un faible pouvoir absorbant. On doit donc craindre que la masse diminuée ne soit d'efficacité douteuse.

D'autre part, on sait fort bien que lorsque la masse est dure et sèche, elle est non seulement difficile à régénérer, mais encore elle exige, pour sa manipulation, un personnel ouvrier nombreux.

(b) *Dépense de matière épurante.* — Il est évident que le procédé Burkheiser ne présente d'intérêt, pour une cokerie tout au moins, que si la dépense de matière épurante est inférieure à celle d'acide sulfurique.

On estime, généralement, qu'il faut au moins un m³ de matière pesant de 600 à 650 kgs pour épurer sans addition d'air, 5000 m³ de

gaz. Si l'on fait au gaz une addition de 4,5 % d'air, un m³ de matière peut épurer au maximum 15.000 m³ de gaz.

En supposant que cette dernière condition soit remplie, il est possible de rechercher quel doit être le nombre minimum des régénérations successives, pour que le procédé Burkheiser soit plus économique que l'ancien système de sulfatation :

Les éléments qui servent de base pour cette détermination sont les suivants.

a) Coût de la limonite.....	35 fr. la tonne
b) Coût de la masse épurante Burkheiser provenant de la limonite calcinée (la perte au grillage est de 20 %)	45
(c) M ³ de gaz nécessaires pour produire 1 tonne de sulfate.....	25.000 m ³
(d) Poids correspondant de masse Burkheiser nécessaire.....	1.000 kgs.
(e) Coût de la main d'œuvre pour épurer 25.000m ³ de gaz.....	2 fr. 5

Ainsi donc, il sera nécessaire de faire une première dépense de 47 fr. 50 pour épurer le gaz correspondant à la production d'une tonne de sulfate.

La dépense actuelle d'acide étant de 40 fr. par tonne de sulfate, pour que le procédé Burkheiser puisse présenter un intérêt économique il faut que la matière puisse être régénérée au moins deux fois.

De sorte que si la revivification est réellement possible dix fois, le bénéfice supplémentaire apporté, sera :

$$\frac{400 - 47.50 + 9 \times 250}{10} = 33 \text{ francs par tonne de sulfate}$$

soit par an, pour une cokerie, carbonisant 250.000 tonnes de houille et produisant 2.800 tonnes de sulfate :

$$2.800 \times 33 = 92.400 \text{ francs.}$$

NOTA. — 1° D'après une dernière communication qui vient d'être

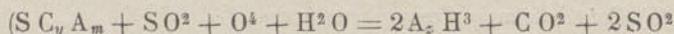
faite, le procédé Burkheiser donnerait lieu à des difficultés insurmontables dans la grande industrie. Les installations existantes vont être transformées en vue du traitement humide (fig. 38), c'est-à-dire en maintenant de l'oxyde ferrique en suspension dans de l'eau ;

2° Le procédé Burkheiser a été employé à l'usine de Berlin-Tegel pour 10.000 m³ de gaz et essayé à la Harpener-Gesellschaft pour 100.000 m³ de gaz par jour.

3° Selon le docteur Auster de Gelsenkirchen la perte en magasin du sel Burkheiser serait de 4 %.

4° D'après M. Reichel, la dépense en minerai ne serait que 0 fr. 50 par tonne de sulfate.

Examen de la possibilité de la transformation du cyanogène en ammoniacque. — Selon Burkheiser, cette transformation se ferait d'après la réaction :



Cherchons à préciser sous quelle forme les composés cyanés du gaz se combinent à la limonite.

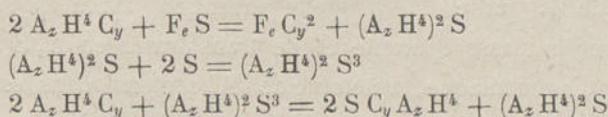
On sait que la composition du gaz à son entrée dans les épurateurs chimiques joue un rôle considérable sur la nature des composés cyanés que l'on recueille dans la matière épurante.

Si le gaz a été débarrassé complètement de son ammoniacque, il se produit beaucoup de bleu de Prusse, et si, au contraire, le gaz est riche en ammoniacque, il se forme surtout du sulfocyanure d'ammonium $S C_y A_m$.

Le tableau suivant basé sur les recherches de Leybold montre clairement l'influence de la proportion d'ammoniacque.

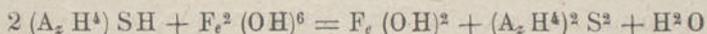
NUMÉROS	100 grammes de matière épurante contenaient			Am H Cy transformé en
	ACIDE CYANHYDRIQUE ABSORBÉ			
	Az H ³	à l'état de bleu	à l'état de sulfocyanure	S Cy Am
1	2,86 ^{gr.}	1,70 ^{gr.}	2,12 ^{gr.}	55,5 %
2	2,84	2,41	2,34	49,0 »
3	2,82	1,53	2,87	65,0 »
4	1,66	1,21	1,34	51,0 »
5	1,01	2,75	2,55	48,0 »
6	0,41	3,05	0,87	22,0 »
7	0,38	5,82	0,80	12,0 »
8	0,37	4,48	0,16	3,5

Il est évidemment intéressant d'expliquer la formation de sulfocyanure. Un gaz qui n'est pas complètement dépouillé de son ammoniaque donne lieu dans l'épurateur aux réactions suivantes.



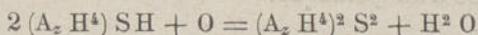
Il se forme donc d'abord un cyanure de fer et du sulfure d'ammonium, lequel absorbe avidement le soufre libre et se transforme ainsi en polysulfure, qui est ensuite changé en sulfocyanure, grâce à la présence du cyanure d'ammonium. Mais on voit que la formation préalable d'un polysulfure d'ammonium est indispensable.

Cette formation de polysulfure peut encore se produire comme suit :

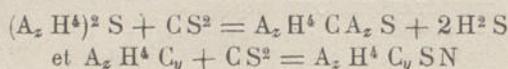


Le sulfure et le bisulfure d'ammonium se trouvent dans le gaz.

On peut encore avoir :



Cette dernière équation explique pourquoi on trouve du sulfocyanure dans les eaux ammoniacales, il est vrai que l'on a aussi



Ceci posé, si la température de la masse épurante en régénération atteint ou dépasse 160° qui est la température de dissociation du sulfocyanure d'ammonium on doit trouver de l'ammoniaque dans les gaz se dégageant des caisses.

Depuis que ces lignes ont été rédigées, nous avons obtenu sur ce sujet des renseignements complémentaires. L'épuration sèche, a été remplacée par l'épuration humide. On régénère alors la matière épurante en détournant une partie du liquide sortant du séparateur P qu'on traite par la chaux à haute température. Le sulfocyanure de chaux $S C_y A_m$ est décomposé par la chaleur en donnant $A_z H^3$ qu'on renvoie dans les gaz.

Disons encore que la Société d'Éclairage, Chauffage et Force motrice (usine de Gennevilliers) vient de prendre le brevet 454.990, publié le 19 juillet 1913. Cette invention ayant pour but de régénérer la masse épurante et de transformer en $A_z H^3$, puis en sulfate d'ammoniaque, la totalité de l' A_z contenu dans les matières épurantes, présente quelque analogie avec celle de Burkheiser.

Le procédé Gennevilliers consiste essentiellement en une distillation sèche de la matière, en présence de chaux et de soufre (ces réactifs étant dosés d'après la teneur des composés ammoniacaux fixes et des composés ferrocyanurés) et d'un courant de vapeur d'eau et d'air.

De cette façon, l'ammoniaque est libérée des composés ammoniacaux fixes et volatils, tandis que les sulfocyanures existants et les composés ferrocyanurés, transformés en sulfocyanure de chaux, abandonnent leur azote à l'état d'ammoniaque, et les matières organiques sont brûlées. La masse se trouve ainsi complètement régénérée. La totalité de l'azote des composés cyanogénés se retrouve donc sous forme d'ammoniaque.

On opère comme suit :

La matière d'épuration additionnée de chaux vive et de soufre est disposée sur la grille d'une cornue que l'on chauffe et où on fait barboter de l'air saturé de vapeur d'eau.

On élève progressivement la température pour dégager d'abord NH^3 des composés volatils, puis NH^3 des composés fixes et celui provenant des sulfocyanures existants; ensuite s'opère la transformation des ferrocyanures en sulfocyanure de chaux et le déplacement de leur azote sous forme de NH^3 .

Ces réactions sont complètes quand la température de la masse atteint 550° environ l'on retire alors de la cornue un oxyde rouge constitué par un mélange d'oxyde fer anhydride et d'oxyde hydraté, d'un pouvoir épurant de beaucoup supérieur à celui de la masse primitive.

Ainsi à la réaction de transformation des sulfocyanures en ammoniacque, énoncée pour la première fois par Burkheiser, peut être considérée comme exacte, elle fut d'ailleurs l'objet du brevet 445.558, publié le 14 novembre 1912.

On peut encore se demander ce que devient l'ammoniacque ou ses composés qui doivent rester dans la masse épurante. Il est fort probable que les sels ammoniacaux restent en quantité très faible dans les épurateurs, parce que ceux-ci renferment une matière sèche. D'autre part, au moment de la revivification, l'ammoniacque se dégage et se trouve absorbée dans la tour N (Fig. 39).

Parallèle entre les procédés Feld et Burkheiser. — Ces procédés présentent quelque analogie avec les procédés de sulfatation Otto et Koppers. Otto et Feld réalisent la sulfatation, sitôt après un dégoudronnage chaud. Koppers et Burkheiser condensent et clarifient d'abord le gaz, puis passent ensuite à la sulfatation. Nous avons donné à ce sujet notre opinion dans la première partie de cette étude. Nous nous bornerons ici à dire que si Otto, tout comme Carvès et Solvay ont émis une doctrine et fait fonctionner des appareils avec un certain succès, il n'en est pas de même de

Feld, dont les procédés de dégoudronnage à chaud n'existent pas. C'est là sans doute une raison des échecs qu'il a éprouvés.

Il nous reste à comparer les procédés Feld et Burkheiser, sur les points suivant :

- a) Dépenses d'eau et de vapeur ;
- b) Récupération des sels ammoniacaux fixes ;
- c) Qualité du sulfate obtenu ;
- d) Main-d'œuvre, frais de première installation, entretien.

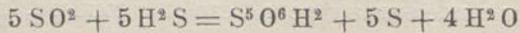
a) *Dépense d'eau et de vapeur.* — Dans le procédé Feld, on n'a pas besoin d'eau pour le lavage du gaz, la dépense d'eau se réduit à celle qui se trouve nécessaire pour la réfrigération du gaz avant son envoi aux fours ou aux tours d'absorption de benzol. Au contraire, dans le procédé Burkheiser il faut d'abord refroidir le gaz à 15-20° pour condenser la vapeur d'eau et le goudron, puis, il faut encore dépenser de l'eau dans la tour N pour absorber les anhydrides sulfureux et sulfurique provenant des caisses E, où la matière épurante est en régénération.

La quantité de vapeur consommée est plus grande dans le procédé Feld, où l'on doit avoir recours, à cause de la condensation préalable, à des colonnes distillatoires, dépensant 250 kgs de vapeur par m³ d'eau ammoniacale traitée, soit environ 50 kgs de vapeur par tonne de houille cokéfiée. Dans le système Feld, il ne faut de vapeur que pour évaporer la solution à 40 % de sulfate ; cette dépense n'est plus guère que de 15 kgs par tonne de charbon.

b) *Récupération des sels ammoniacaux fixes.* — Ainsi que nous l'avons vu dans la première partie de notre étude, tous les sels ammoniacaux fixes se trouvent dans les eaux de condensation. On recueillera donc la totalité de ceux-ci, sous forme d'ammoniaque libre, dans le procédé Burkheiser en les décomposant par de la chaux dans les colonnes distillatoires. Mais dans le système Feld, il n'y a pas possibilité de retrouver les sels ammoniacaux fixes

puisque rien ne facilite leur absorption dans la solution saline. Si l'on admet que celle-ci dissout le chlorhydrate d'ammoniaque, il est fort probable que les vapeurs d'acide chlorhydrique qui se formeraient dans la colonne D et la caisse E endommageront ces appareils et il y aura une perte importante due à la rétention, par le goudron, des sels ammoniacaux.

c) *Qualité du sulfate obtenu.* — Il est à craindre que dans l'un et l'autre procédé, il soit difficile d'obtenir du sulfate bien pur. Dans le système Feld, il faudra d'abord que le gaz soit absolument bien dégoudronné et que la décomposition, à la base de la colonne C, par l'hydrogène sulfuré du gaz vierge, du sulfate ferreux, soit complète. Dans le système Burkheiser, on pourra redouter dans le saturateur S la formation de polythionates, par suite de la réaction de l'hydrogène sulfuré sur le gaz sulfureux, selon l'équation :



On ne pourrait donc éviter que le sel formé ne soit souillé par le soufre, se précipitant par suite de la combinaison précédente, et à cause de la dissociation du pentathionate.

La surveillance de la fabrication exigera donc beaucoup de soins dans l'un et l'autre système. Il y a également lieu de redouter la difficulté de conserver le sel en magasin à cause de la présence du sulfite d'ammoniaque, qui est déliquescent. Nous avons indiqué comment on pourrait transformer le sulfite en sulfate, mais c'est là une sujétion assez fâcheuse et une dépense sensible de main-d'œuvre.

d) *Frais de première installation.* — La nécessité d'avoir de nombreux bacs et colonnes de lavage plus ou moins compliquées ne constitue pas une économie d'installation et d'entretien par rapport aux anciens systèmes.

Comparaison sommaire des systèmes Feld et Burkheiser, par rapport aux autres procédés de sulfatation, où l'on dépense de l'acide sulfurique des pyrites. — Jusqu'à présent

ces nouveaux systèmes n'ont abouti à aucun résultat sérieux. La multiplicité des opérations, la complication de la fabrication, ont conduit à des échecs partout où ces nouvelles méthodes ont été employées.

Note complémentaire relative à la séparation du goudron et du chlorure d'ammonium contenus dans les gaz de la distribution de la houille. — L'association des gaziers allemands vient de publier les résultats obtenus à son usine expérimentale de Karlsruhe, en traitant les principales qualités de charbons allemands. Nous extrayons de ces rapports très intéressants les données suivantes, ayant trait à l'importance de la migration de l'ammoniaque dans le goudron :

ORIGINES DU CHARBON	MATIÈRES VOLATILES	AZOTE	RÉPARTITION DE L'AMMONIAQUE dans le goudron
Heinitz Decheu (Sarre)...	31,57 %	1,26 %	7,4 %
Ruhr Eswald.....	28,24 »	1,40 »	8,3 »
Concordia (Ruhr).....	30,62 »	1,50 »	4,7 »
Altenwald (Sarre).....	31,66 »	1,26 »	9,5 »
Reden-Bildstock (Sarre)...	59,91 »	1,01 »	10,2 »
Moyennes	36,40 %	1,28 %	8,02 %

• Pour remédier à la fois à ces pertes et aux difficultés rencontrées dans la distillation des goudrons riches en chlorure d'ammonium provenant de sulfatation directe, la maison Solvay a imaginé un procédé, objet du brevet 439.509, publié le 15 juin 1912. L'invention consiste essentiellement à opérer la condensation du chlorure d'ammonium à l'état solide avant l'introduction du gaz dans le dégoudronneur.

On s'est basé pour cela sur l'observation, que si les gaz venant

du barillet pour aller au dégoudronneur sont refroidis jusqu'à une température, qui peut varier de 180° à 120° , suivant la teneur des gaz en chlorure, la faible partie du goudron qui se dépose entraîne avec elle, grâce sans doute à son état vésiculaire, la totalité des particules de chlorure d'ammonium contenues dans le gaz.

Il suffit dès lors d'éviter toute condensation du chlorure d'ammonium dans le barillet pour pouvoir opérer sa condensation totale à l'état solide dans un réfrigérant convenable quelconque placé entre le barillet et le dégoudronneur.

Afin de faciliter l'enlèvement, par lavage ou autrement, du sel condensé on peut employer deux réfrigérants disposés de façon qu'on puisse opérer l'enlèvement du sel de l'un, pendant le fonctionnement de l'autre.

La marche générale du procédé peut donc être comme suit :

Les gaz traversent le barillet que l'on maintient par un revêtement approprié à une température suffisamment élevée pour qu'il ne s'y produise pas de condensation de chlorure d'ammonium. Ils passent ensuite dans un réfrigérant où leur température est abaissée jusqu'à vers 180° à 120° , et ils y abandonnent le chlorure d'ammonium qu'ils contiennent. Ils sont amenés au dégoudronneur, d'où ils passent au saturateur à acide sulfurique.

TROISIÈME PARTIE

DE LA FABRICATION DES BENZOLS.

CHAPITRE PREMIER

Historique. — Le benzol prend naissance au cours de la distillation pyrogénée de la houille. En étudiant la condensation goudronneuse nous avons vu comment s'effectue la migration de la vapeur de benzol dans le gaz.

Le benzol 90 %, c'est-à-dire dont 90 % passent à la distillation et qui est employé comme carburant dans les moteurs d'automobiles, renferme environ 84 % de benzine, 15 % de toluène et 10 % de xylène.

Les autres benzols dénommés toluol, solvant naphta, benzol 50, cumène sont formés d'un mélange en proportions variables d'hydrocarbures de la série aromatique.

Les benzols provenaient, voici vingt ans, uniquement de la distillation du goudron de gaz. Les essais de Brunck, en 1887, pour recueillir par dissolution dans les huiles, le benzol contenu dans le gaz de fours à coke, ne furent pas heureux.

En fait, la mise au point de cette fabrication résulte d'une série de progrès successifs, qui sont devenus de plus en plus nécessaires, au fur et à mesure que se sont développés les débouchés du benzol, comme combustible notamment.

La production française de benzol n'excède pas 12.000 tonnes, en Allemagne, elle est au contraire considérable et elle fut de 110.000 tonnes en 1912, ayant presque centuplé en 40 années.

CHAPITRE SECOND

Deux dispositifs principaux sont employés :

Système allemand.

Système français, procédé Mallet.

Les caractéristiques de ces procédés sont les suivantes :

Système allemand. — a) La chaleur des huiles de benzolées sortant des appareils est utilisée pour le réchauffage des huiles benzolées.

b) Les vapeurs de benzol sont condensées, dès leur sortie des appareils de désessencement, on obtient ainsi une huile légère renfermant de 70 à 80 % de benzol pur, le reste étant constitué par de la naphtaline et des huiles.

Système français. — a) Les huiles benzolées sont réchauffées par les vapeurs d'eau et de benzol émises par le débenzineur.

b) Les vapeurs de benzol sont d'abord refroidies par l'huile benzolée, puis méthodiquement condensées de façon à obtenir un premier classement des benzols, en fonction de leur point d'ébullition.

Discussion des avantages de ces divers procédés. — La comparaison des quantités de vapeur consommées permet de déterminer le système le plus avantageux.

Dans la majorité des cas, l'huile débenzolée renferme normalement :

Eau.....	0.8 %
Benzol	0.4 %

et l'huile, pour être suffisamment désessenciée, doit être portée à la température de 120° avant d'être admise à la colonne distillatoire. En outre, à la base de cet appareil, elle doit être traitée par un courant de vapeur vive dont le rôle est d'entraîner les hydrocarbures les plus lourds.

Nous avons donc :

Chaleur de vaporisation du benzol.....	95 calories
» » de l'eau à 120°.....	625
Température de l'huile à sa rentrée dans le réchauffeur ...	80°
Chaleur spécifique de l'huile.....	0.4
Vapeur vive injectée par 100 kgs d'huile.....	5 kgs

D'autre part, d'après nos essais, dans le procédé Mallet, les 4/5 de la vapeur vive injectée sont condensées dans l'échangeur de température entre les vapeurs de benzol sortant de la colonne et l'huile benzolée froide.

En appliquant ces données à 100 kgs, nous aurons donc :

a) *Système Allemand.* — L'huile débenzolée sortant de

l'échangeur de température à 80°, l'huile benzolée reçoit un gain de :

$$\begin{aligned} \text{Refroidissement de l'huile : } & \frac{100 \times 0.4 \times 40}{=} = 1.600 \text{ calories} \\ \text{Condensation et} & \\ \text{refroidissement de l'eau : } & \frac{0.8 \times 625 + 0.8 \times 40}{=} = 532 \text{ calories} \\ \text{Total.....} & \underline{\hspace{1cm}} \\ & 2.132 \text{ calories} \end{aligned}$$

b) *Système Mallet :*

$$\begin{aligned} \text{Condensation et refroidissement} & \\ \text{de l'eau : } & 4 \times 625 + 4 \times 40 = 2.660 \text{ calories} \\ \text{Refroidissement des vapeurs d'eau} & \\ \text{et de benzol : } & 2 \times 0.35 \times 40 = \underline{\hspace{1cm}} 28 \text{ calories} \\ \text{Total....} & 2.688 \text{ calories} \end{aligned}$$

Le système Mallet permet donc par rapport au système allemand une économie, par 100 kgs d'huile de :

$$2.688 - 2.132 = 536 \text{ calories}$$

Il faut en outre tenir compte que l'échange de calories se fait beaucoup plus aisément entre les *vapeurs* de benzol et l'*huile* qu'entre l'*huile benzolée* et l'*huile débenzolée*, les coefficients de conduction étant considérablement moindres dans ce dernier cas, que dans le premier.

En conséquence, la consommation de vapeur est entre les systèmes français et allemand dans le rapport de 1 à 1,2.

Consommation d'eau et de vapeur. — La consommation de vapeur est égale, en moyenne, à 16 fois la production de benzol et la consommation d'eau à 100 fois la production de benzol.

Observation. — On a cherché à utiliser successivement pour le réchauffage des huiles benzolées, les vapeurs de benzol et l'huile débenzolée. Ce nouveau dispositif, procédé Bamag, permet

évidemment de réaliser une économie importante de réfrigération et de vapeur de chauffage (1).

Description du procédé allemand (fig. 41). — L'huile benzolée passe dans un échangeur de températures, où elle se réchauffe jusqu'à 80° aux dépens de l'huile chaude sortant de la colonne distillatoire, puis elle est portée à la température de 120° dans un réchauffeur à vapeur. Elle débouche dans une colonne distillatoire où elle descend de plateau en plateau. Les vapeurs dégagées s'élèvent en barbotant et provoquent la distillation rapide de l'huile qui descend. Elles se rendent alors dans un serpenteur condenseur. Les produits condensés s'écoulent dans un florentin où s'effectue la séparation de l'eau et du benzol, ce dernier s'écoule dans les réservoirs. L'huile débarrassée de son benzol passe dans l'échangeur tubulaire puis dans une série de réfrigérants à eau qui ramènent sa température à 25°. Elle peut alors servir au lavage du gaz.

Description du procédé Mallet. — L'huile benzolée est refoulée par une pompe dans l'échangeur de températures où l'huile circule à l'extérieur du faisceau tubulaire et les vapeurs de benzol dans les tubes. Elle passe ensuite dans le réchauffeur, puis dans le débenzineur et elle s'écoule dans un bac après avoir traversé des refroidisseurs à eau. Quant aux vapeurs de benzol, elles passent, en sortant de l'échangeur, dans deux analyseurs formés de tronçons de barbotage, où se condensent successivement les benzols lourd et moyen. Finalement, les essences sont condensées dans un serpentin à refroidissement extérieur par de l'eau. Chacune des trois catégories de benzol aboutit séparément à un florentin produisant la séparation du benzol et de l'eau. Celui-ci est recueilli dans un bac, après avoir passé par une éprouvette de coulage.

(1) La consommation de vapeur serait dans ce cas égale à 8 fois la production de benzol.

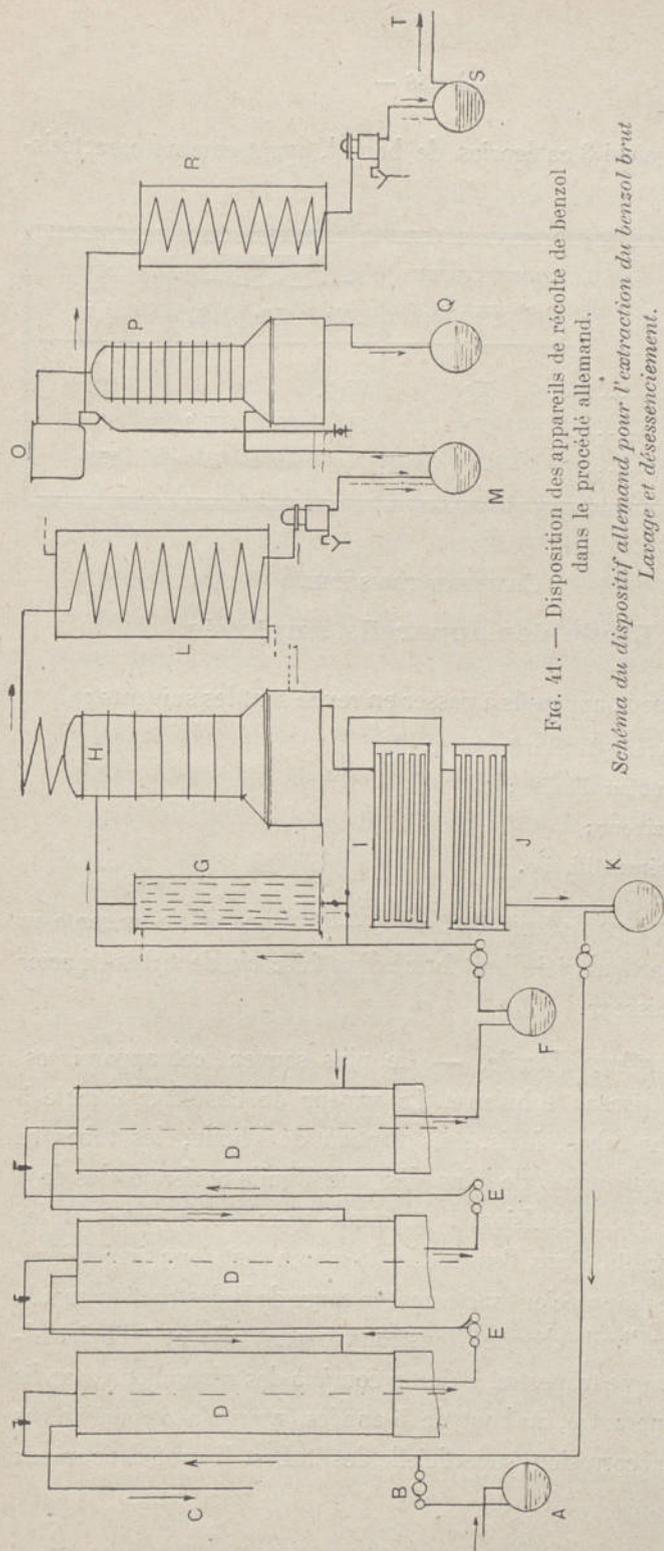


Fig. 41. — Disposition des appareils de récolte de benzol dans le procédé allemand.

*Schéma du dispositif allemand pour l'extraction du benzol brut
Lavage et désolvantement.*

A réservoir à huile de lavage fraîche. — B pompe à vapeur. — C gaz. — D. Condenseurs. — E pompes à vapeur. — F réservoir d'huile benzolée. — G rechauffeur à vapeur. — H colonne distillatoire pour benzol 70 % brut. — I échangeur de température. — J réfrigérant d'huile. — K réservoir à huile désolventée refroidie. — L condenseur à eau. — M benzol 70 %, — O analyseur ou cohobeur. — P colonne distillatoire pour benzol 90 %. — Q réservoir à résidus. — R condenseur à eau. — S benzol 90 %. — T vers laveur à acide.

..... eau
 - - - - - vapeur
 ————— huile
 - · - · - · air comprimé

On obtient ainsi 3 catégories de benzol, ayant comme caractéristiques.

	TEMPÉRATURE D'ÉBULLITION	DISTILLATS			POINT SEC
		100°	150°	180°	
Benzol brut.....	75°	97 %	»	»	108°
» moyen.....	95°	20 »	80 %	95 %	200°
» lourd.....	120°	»	40 »	75 »	250°

CHAPITRE TROISIÈME.

Etude des appareils employés.

Les principaux appareils à passer en revue sont les suivants :

- a) Echangeur de températures ;
- b) Réchauffeur d'huile ;
- c) Débenzineur ;
- d) Réfrigérant d'huile.

a) *Echangeur de températures.* — Cet appareil ne présente en fait aucune particularité, il est formé d'un faisceau de tubes en acier de 6^{mm} d'épaisseur.

b) *Réchauffeur d'huile.* — Le plus souvent cet appareil est formé d'un faisceau tubulaire. La vapeur de chauffage circule à l'extérieur des tubes. Mais, sous l'action de l'huile, les tubes se corrodent rapidement, de plus dès que l'huile renferme plus de 5 à 6 % d'eau, elle s'émulsionne et monte dans les colonnes et les appareils suivants. Dans l'ensemble, la marche est donc irrégulière. Il est difficile d'apprécier exactement la cause de la destruction rapide des tubes par l'huile chaude. Nous connaissons telle et telle installation où, chaque trimestre, il faut recourir à des réparations, tandis que, dans une autre, au bout de 5 années, nous n'avons même pas constaté une corrosion superficielle des tubes. Il vaut donc mieux

employer un réchauffeur, formé de tronçons de fonte, où l'huile circule en couches minces chauffées par des tuyaux à ailettes. Ce mode de réchauffage en couches minces prévient d'ailleurs radicalement les émulsions d'huile, qui se forment facilement quand l'huile est portée sous une forte épaisseur à une température supérieure à 100°.

c) *Colonne distillatoire.* — Le plus souvent cette colonne est formée de simples plateaux de barbotage dont le diamètre est tel que la vitesse du liquide n'est pas supérieure à 0^m,80 par minute, pour que l'épuisement soit bon et pour qu'il ne se produise pas de primage.

Le barbotage est généralement de 40^{mm} par plateau.

Dans le système Bamag (fig. 42), les tronçons ne sont pas superposés les uns avec les autres, de façon à pouvoir placer dans chacun d'eux un serpentin de chauffage à la vapeur, d'accès facile. Les divers éléments sont alors formés de cylindres comprenant chacun un trop-plein, une couronne de barbotage et un serpentin. Cette disposition est rationnelle, parce qu'elle permet d'augmenter progressivement la température de l'huile au fur et à mesure qu'elle descend dans l'appareil, alors qu'elle va en diminuant dans les autres procédés. Le système Bamag, qui n'est monté en France qu'aux fours à coke de Douai, permettrait d'obtenir un épuisement de 0.4 % en benzol, alors qu'il est généralement de 0.4 %.

d) *Réfrigérants d'huile.* — Bien souvent ces appareils sont formés de faisceaux tubulaires, dont le rendement est médiocre, parce que l'eau pénètre difficilement jusqu'au centre du faisceau, à cause du colmatage de boues qui s'y forme. Il est donc bien préférable d'employer des réfrigérants à serpentins. On peut à leur suite placer avantageusement des réfrigérants à pluie (système Zschokke) ou mieux à contre-courant (système Kestner). Quoi qu'il en soit, l'huile servant au lavage du gaz doit être à la température de 25° au plus, parce qu'au-delà son pouvoir absorbant diminue rapidement.

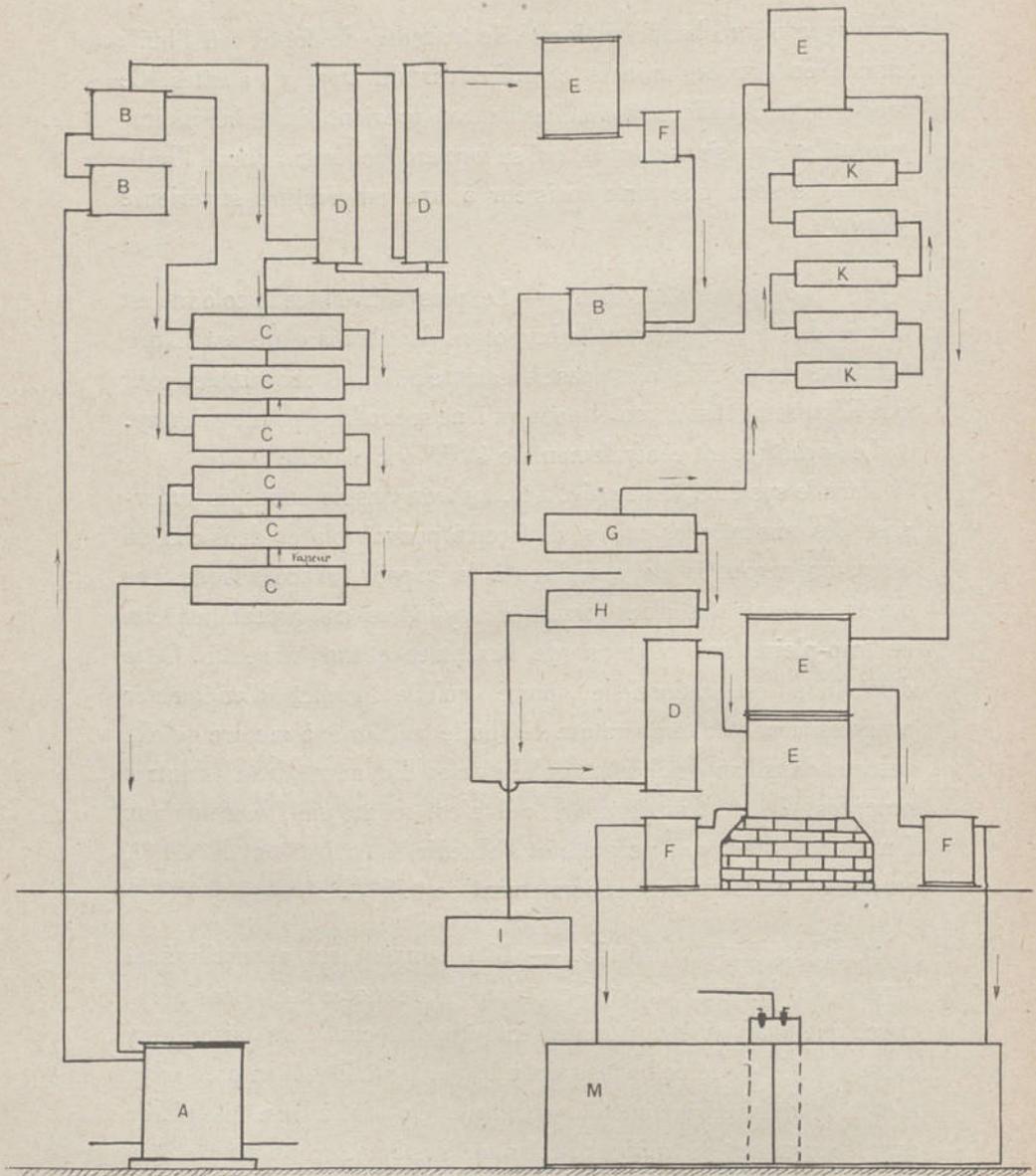


FIG. 42. — Schéma de l'appareillage destiné à récupérer les avants produits : Benzol 90% et produits de haute distillation. Système Bamag.

A échangeur de températures. — B réchauffeur à vapeur. — C appareil de distillation (benzol brut 50 %). — D refroidisseur rempli de coke. — E condenseur à eau. — F bac de séparation. — G appareil de distillation (benzol brut 90 %). — H appareil de distillation (toluol et xylol bruts). — I séparateur de naphthaline. — K refroidisseur à air. — refroidisseur à ruissellement. — M réservoir collecteur double.

CHAPITRE QUATRIÈME.

Transformation des produits bruts en produits finis.

Le benzol récolté dans la distillation des huiles benzolées renferme des impuretés : naphthaline, huile, etc., qui le rendent impropre aux usages commerciaux et d'ailleurs il faut classer les benzols d'après leur point d'ébullition, de façon à pouvoir les employer dans des cas bien déterminés. Telle est la raison des rectifications et du traitement chimique. Il convient de rectifier en premier lieu les benzols moyen et lourd obtenus d'après le procédé Mallet et le benzol brut recueilli par la méthode allemande. Cette opération a pour but d'éliminer l'huile et la naphthaline, parce que non seulement ces éléments ont une valeur commerciale non négligeable, qu'il serait déraisonnable de détruire par un agent chimique, mais, en outre, si ces corps n'étaient pas éliminés, le traitement chimique serait rendu extrêmement difficile, à cause des émulsions qui se produiraient.

Première rectification. — Cette opération s'effectue de façon discontinue dans des chaudières de 8 tonnes de capacité, chauffées à la vapeur directement et indirectement à l'aide d'un serpentín. Les produits à point d'ébullition élevé sont arrêtés dans un analyseur formé de plateaux de barbotage. Les vapeurs de benzol se condensent dans un serpentín et s'écoulent dans un réservoir. Les benzols de queue sont distillés soit sous l'action du vide (procédés Mallet), soit sous l'action d'un entraînement mécanique par la vapeur d'eau.

Traitement chimique. — La rectification ne permet d'enlever que les impuretés à point d'ébullition élevé, tandis que les impuretés de tête : thiophène, styrolène passent dans le benzol qui renferme

également des crésols, de l'aniline et, malgré tout, de la naphthaline.

On lave les benzols à l'acide sulfurique 66 B^é pour éliminer toutes ces impuretés, à l'exception toutefois des crésols qui ne peuvent être séparés que par le traitement avec une solution de soude caustique à 5-10 B^é.

Ces opérations de lavage s'effectuent successivement dans un appareil à agitation, garni de plomb et muni d'une hélice en bronze phosphoreux pour effectuer le mélange du benzol et des réactifs.

Les acides noirs décantés du laveur sont, après dégoudronnage, employés pour la fabrication du sulfate d'ammoniaque (1).

Deuxième rectification. — Cette opération s'effectue dans des chaudières en fonte de 8 tonnes de capacité, munies d'un serpentin de chauffage à la vapeur.

Les vapeurs de benzol s'analysent dans un appareil à plateaux, puis rentrent dans un condenseur en communication avec un réservoir. Pour les produits distillant entre 140 et 200°, afin d'éviter l'injection de vapeur directe causant un entraînement de naphthaline, qui souille le benzol, M. Mallet a imaginé de faire intervenir l'action du vide. On emploie pour cela une pompe à vide qui agit sur la chaudière par l'intermédiaire du réservoir de coulage.

Dès que la température des vapeurs de benzol sortant de la chaudière est voisine de celle de la vapeur d'eau employée, au chauffage, on met la pompe en marche. Avec un vide de 60-65 centimètres de mercure, on estime que la température d'ébullition normale est abaissée de 40 à 50°

Classification des produits commerciaux. — Les comptoirs

(1) L'emploi de cet acide noir permet de produire du sulfate blanc, parce que les goudrons acides contenus dans cet acide en s'agglomérant « collent » les impuretés de l'acide sulfurique commercial.

allemands et français des benzols ont adopté la classification suivante :

		DEGRÉS
Benzol 90-100	dont l'ébullition commence à	80°
	dont 90 % ont passé à	100°
	et qui se trouve complètement évaporé à	120°
Benzol 50-100	dont l'ébullition commence à	85°
	dont 50 % ont passé à	100°
	dont 90 % »	120°
Toluène commercial .	et qui se trouve complètement évaporé à	140°
	dont rien ne passe à la distillation avant	100°
	dont 90 % ont passé à	120°
Solvent naphta.	et qui est complètement évaporé	140°
	dont l'ébullition commence à	115-120°
	dont 90 % passe à	160°
Benzine régie	et qui se trouve complètement évaporé à	180°
	dont rien ne passe avant	150°
	dont 90 % ont passé à	190°
	et qui se trouve complètement évaporé à	210°

Rendement du benzol. — On obtient en général :

80 % du benzol sous forme de benzol.....	90-100
4 % » »	50-100
4 % » »	90-120
6 % » »	90-160
6 % » »	90-190

CONCLUSION.

Bien que rédigée en 1913, cette étude renferme encore une part fondamentale de vérité, des données et des propositions susceptibles de retenir l'attention des techniciens.

Ce qui importe à l'heure actuelle, c'est de développer nos cokeries pour que nous puissions produire nous-mêmes les 13 millions de tonnes de coke dont nous avons besoin, depuis la délivrance de nos frères alsaciens-lorrains. A peine fabriquons-nous aujourd'hui 2 millions de tonnes de coke par an.

Redisons : il faut du coke pour notre métallurgie et les sous-produits de sa fabrication : gaz, benzols, huiles lourdes, brai pour toute notre industrie, du sulfate d'ammoniaque pour notre agriculture.

Hâtons-nous d'y pourvoir en rejetant toute méthode surannée.

PUBLICATIONS RÉCENTES DE L'AUTEUR

Congrès général du Génie civil. — Avantages économiques du développement de l'industrie de la carbonisation de la houille.

Chimie et Industrie. — « Vers le rapprochement des usines à gaz et des cokeries » (Octobre-Novembre 1918).

« Où devons-nous construire nos fours à coke » (Avril 1919).

« La fabrication des benzols, où nous en sommes » (Septembre 1919).

« La crise du charbon, ses causes, ses conséquences. Propositions pour l'atténuer » (Février 1920).

Société technique de l'industrie du gaz en France. — « L'évolution de l'industrie du coke métallurgique aux États-Unis » (Congrès tenu à Metz en Juillet 1919).

VISITE

DES

ATELIERS DE RÉPARATIONS D'AUTOMOBILES DES RÉGIONS LIBÉRÉES

par la Société Industrielle du Nord de la France.

Les membres de la Société Industrielle du Nord de la France, invités par M. Labbé, Directeur des Services techniques de la reconstitution, ont visité le 19 août les ateliers de réparations d'automobiles du service de la reconstitution des régions libérées.

Sous la conduite de M. le Capitaine Cler, dont la compétence et l'amabilité sont bien connues de tous les industriels qui ont eu recours à lui pour leurs transports de matériaux, les membres de la Société ont visité successivement les divers ateliers et magasins du Service, installés à Lille.

Dans les ateliers de la rue Nicolas-Leblanc, on répare la carrosserie, les radiateurs, les coussins, les bâches, les chambres à air, les bandages et jusqu'aux magnétos ; cet atelier est muni de machines-outils pour bois et pour métal, des plus perfectionnées, avec commandes directes par moteurs électriques.

Les magasins de la rue Nicolas-Leblanc reçoivent les approvisionnements de petit outillage et de matériel qui doivent être distribués aux unités de transports du Nord, du Pas-de-Calais et du service de la récupération en Belgique. Des pièces de rechange en très grand nombre sont nécessaires pour assurer la marche et la réparation des autos des types les plus variés qui ont été fournies au service de la reconstitution.

Dans les ateliers de la rue Pierre-Martel où des autos-cars mis aimablement à leur disposition par le service de la reconstitution ont transporté les visiteurs, les Membres de la Société ont été initiés à la réparation des châssis d'autobus, transformés en camions, tout-à-fait différents des châssis des autres camions. 20 à 25 de ces anciens autobus passent à l'atelier chaque jour pour quelque réparation ou un réglage à vérifier.

Ce service a été organisé et est conduit sous la Direction du Capitaine Cler, par M. Jeandel, qui consacre à ce travail une expérience acquise pendant 4 années dans les Sections de réparations aux armées.

Au Champ de Mars, les visiteurs ont parcouru les divers ateliers installés soit dans des tentes Bessonneaux, soit dans des hangars métalliques qui remplaceront les tentes durant l'hiver.

Ces ateliers sont réservés aux voitures de tourisme du service, aux Ford et aux side-cars.

Les divers ateliers du service de la reconstitution réparent complètement environ 130 voitures par mois; étant donné que les camions et voitures diverses qui sont fournis à ce service ont généralement fait un long usage au front, et que le travail qui leur est demandé est des plus fatiguants en raison du mauvais état des routes des régions libérées, la remise en état de ces véhicules est souvent très importante et procure une plus-value moyenne de 8 à 10.000 fr. par voiture, ce qui représente un travail utile de plus d'un million par mois.

Mais on doit surtout envisager dans l'œuvre importante menée à bien par M. le Capitaine Cler et ses collaborateurs sous l'impulsion et la direction de M. Labbé, les services inappréciables rendus à nos régions libérées, entièrement privées de moyens de transport au début de la libération, et encore si mal desservies aujourd'hui par les chemins de fer et les canaux. — Le transport des matériaux de construction dans les communes les plus éloignées des voies ferrées, les matériaux transportés sans compter pour le service des ponts et chaussées, pour les routes, les ponts et les canaux, ont contribué au plus haut degré aux premiers efforts de relèvement de nos régions dévastées en attendant la reprise des moyens de transport normaux.

Les membres de la Société Industrielle se sont rendu compte de l'effort considérable accompli pour ce service de transports qui atteint 580.000 tonnes kilométriques par semaine avec 430 voitures de tous les types en ordre de marche.

En terminant cette intéressante visite dans des ateliers si importants qui se sont constitués sans bruit au milieu de notre ville de Lille, avec des moyens de fortune, M. Nicolle, Président de la Société Industrielle a remercié M. le Capitaine Cler et M. Jeandel de l'accueil si aimable fait aux membres de la Société Industrielle du Nord; il les a félicités de l'effort accompli par eux en vue du relèvement des régions dévastées, et les a chargés de transmettre félicitations et remerciements à M. Labbé qui, empêché, n'avait pas pu accompagner les visiteurs.

CHAMBRE SYNDICALE
DES
CONSTRUCTEURS FRANÇAIS DE MACHINES-OUTILS
et de **Petit Outillage.**

Ce groupement a établi son siège social à Paris, 169, rue d'Alésia et son secrétariat provisoire, 13, rue Caumartin.

Le Président est M. ERNAULT, 169, rue d'Alésia, à Paris.

Les Vice-Présidents sont : M. Ferdinand DURAND, 20, rue St-Fargeau, à Paris, et M. CARRON, de la Société S. O. M. U. A., 19, avenue de la Gare, à St-Ouen.

Le Trésorier est M. TUNIS, de la Maison P. HURÉ et Cie, 7, rue du Congo, à Pantin (Seine).

Le Trésorier-Adjoint est M. PÉGARD, des Ateliers GUILLEMIN, SERGOT et PÉGARD réunis, 55, boulevard de la Villette, à Paris.

Le Secrétaire est M. ROUCHAUD, de la Maison ROUCHAUD et LAMASSIAUDE, 7, rue des Carmes, à Limoges (Haute-Vienne).

Le Secrétaire-Adjoint est M. LECOMTE, de la Maison L. HIARD, 56, avenue de Choisy, à Paris.

Le Syndicat a pour buts principaux de créer un centre puissant d'action propre à favoriser le développement de la construction, en France, des Machines-Outils et du Petit Outillage, et à lutter contre la concurrence étrangère ; d'étudier et de défendre les intérêts professionnels ou communs : économiques, industriels et commerciaux de ses membres.

Les Industriels Français pourront obtenir, auprès de la Chambre Syndicale, toutes indications utiles sur les Machines-Outils et le Petit Outillage construits en France et les Maisons Françaises spécialisées dans cette fabrication.

A cet effet, une brochure va être incessamment éditée afin de leur faire connaître les firmes adhérentes et la spécialité de leur fabrication.

HYGIÈNE ET SÉCURITÉ DES TRAVAILLEURS.

BROCHURES TECHNIQUES. — ÉCLAIRAGE DES LOCAUX DE TRAVAIL. —
ASSAINISSEMENT DES FABRIQUES DE FAÏENCE. — MANUTENTION DES
ROULEAUX DANS LES TISSAGES DE TOILE.

Ces brochures ont été éditées par le Ministère de la Reconstitution Industrielle et sont mises gratuitement à la disposition des chefs d'établissements qu'elles peuvent intéresser.

Les Industriels peuvent également s'adresser directement par lettre à l'Office de la Reconstitution Industrielle, 14, rue de la Trémoille, à Paris (Service de la main-d'œuvre) en spécifiant la brochure qu'ils désirent recevoir, et en faisant connaître le nombre approximatif d'ouvriers qu'ils emploieront quand leur usine sera complètement reconstituée.

MM. les Membres de la Société Industrielle peuvent consulter ces brochures en s'adressant au Secrétariat de la Société.

TROISIÈME PARTIE

DOCUMENTS DIVERS.

BIBLIOTHÈQUE

RECENSEMENT DE L'INDUSTRIE ET DU COMMERCE (31 décembre 1910)
2^e partie, RECENSEMENT INDUSTRIEL. — Bruxelles, 1919, — Office de
publicité J. Lebègue et Cie et Albert Dewit. — Don du Ministère de
l'Industrie, du Travail et du Ravitaillement (Office du Travail de
Belgique).

LA SITUATION DES INDUSTRIES BELGES au 1^{er} juin 1919. — Bruxelles,
1919. — Etablissements Généraux d'Imprimerie. — Don du Minis-
tère de l'Industrie, du Travail et du Ravitaillement (Administration
des Mines et Inspection du Travail de Belgique).

RECHERCHES SUR DIFFÉRENTS POINTS DE LA FABRICATION DES OBUS.
— I. Formation de la pastille dans les ébauches, — II. Etude des
métaux pour poinçons de perçage, — III. Etude de la variation de
la dureté des obus au cours de leur fabrication, — IV. Note addi-
tionnelle sur la trempe, par M. Léon Guillet, Capitaine à l'Etat-Major
particulier de l'artillerie. — Paris, mai 1917. — Publication de la
Revue de Métallurgie.

ÉTUDE DE L'ORGANISATION DE LA PRODUCTION FRANÇAISE APRÈS LA
GUERRE. — 1^{re} section : Métallurgie, Constructions mécaniques et
métalliques. — La Sidérurgie (produits ordinaires). — Rapport de
M. J. Carlioz, rapporteur technique. — Paris, décembre 1917. —
Publication de la Revue de Métallurgie.

ÉTUDE DE L'ORGANISATION DE LA PRODUCTION FRANÇAISE APRÈS LA
GUERRE. — 4^{re} section : Métallurgie, Constructions mécaniques et
métalliques. — La Sidérurgie (Produits de la Métallurgie du fer). —
Rapport de M. G. Charpy, rapporteur technique. — Paris, mars
1918. — Publication de la Revue de Métallurgie.

LE COMITÉ DES FORGES DE FRANCE AU SERVICE DE LA NATION (août
1914, novembre 1918), par M. Robert Pinot. — Paris, Librairie
Armand Colin. — Don de l'Auteur.

LES GISEMENTS D'ALSACE. — Conférence faite le 4 novembre 1918
par M. Paul Kestner. — Don de l'Auteur.

SOCIETY OF CHEMICAL INDUSTRY. — Proceedings on the occasion of the visit of M. Paul Kestner, Président of the Société de Chimie Industrielle, novembre 1918. — 1. L'Entente chimique, — 2. Luncheon in honour of M. Kestner, — 3. Address by M. Kestner to the London Section of the Society on « The Alsace Potash Deposits and their Economie Significance in relation to terms of Peace » (with Discussion). — Don de l'Auteur.

COURS DE CIMENT ARMÉ A L'USAGE DE TOUS

Par N. de TÉDESCO (Ingénieur des Arts et Manufactures).

Est-ce une série de causeries bien documentées sur les diverses applications du ciment armé et les avantages qu'il présente ? Est-ce un cours digne d'être professé dans une école de génie civil ? On peut affirmer qu'il est à la fois et l'un et l'autre et il n'y a pas lieu de s'en étonner, l'auteur étant à la fois un vulgarisateur et un théoricien spécialiste qui se plaît à résoudre les problèmes de son art et à en présenter les solutions sous forme de calculs tout faits à la portée de tous.

Le lecteur ne doit donc pas s'effrayer s'il rencontre de-ci et de-là quelques formules algébriques, car plus de la moitié du volume ne contient que des considérations générales auxquelles il prendra tant d'intérêt qu'il n'hésitera pas ensuite à suivre les applications numériques déterminant les dimensions des éléments d'un projet.

Les annexes sont destinées aux ingénieurs spécialistes qui y trouveront la justification des formules pratiques proposées et des discussions économiques.

Le livre justifie donc amplement son titre : il intéresse les praticiens et les théoriciens.

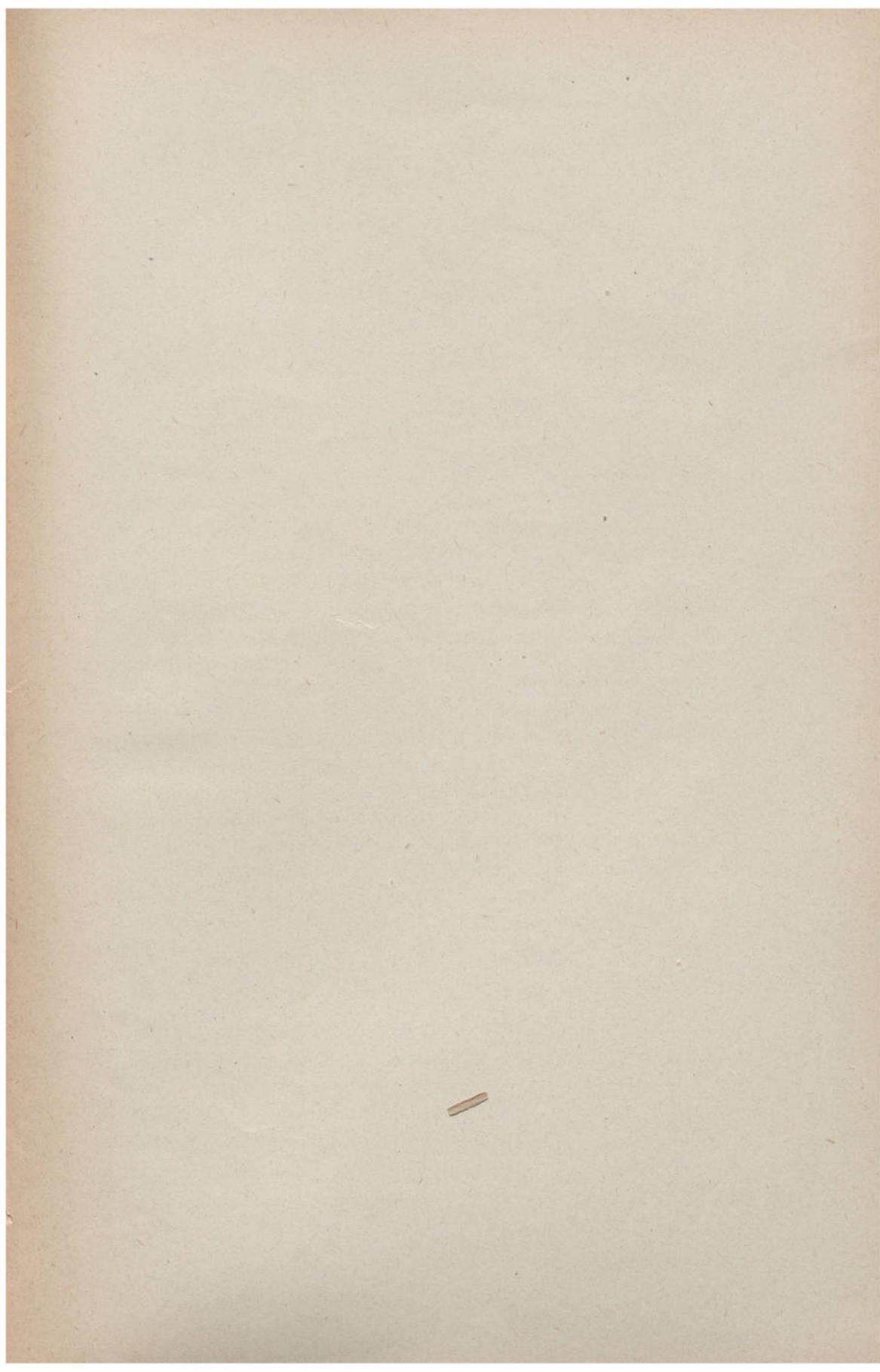
Un volume 16 × 25 — 140 pages avec dessins — Prix 9 francs.

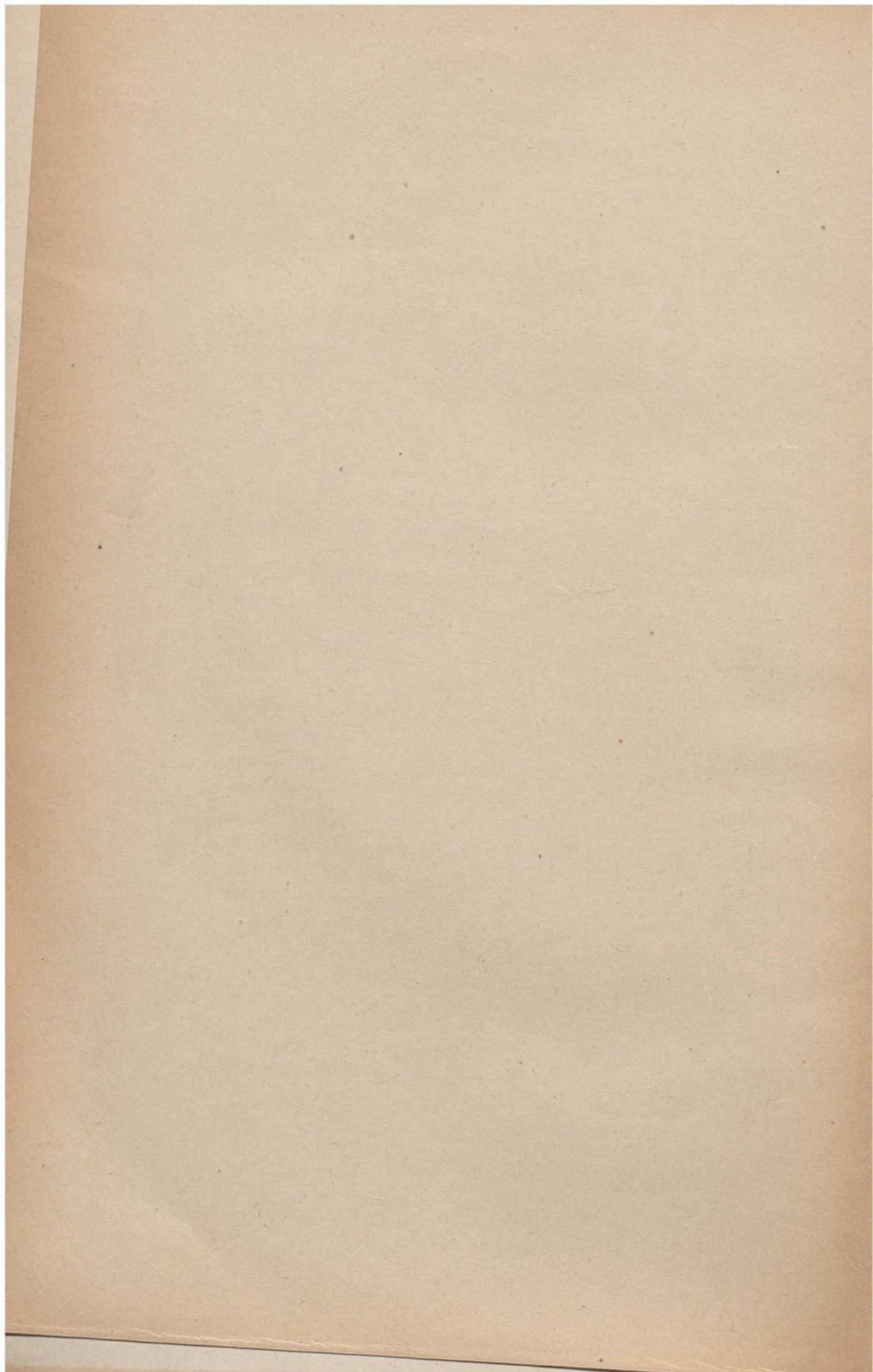
Édité par la Revue des Matériaux de Construction, 148, boulevard Magenta, Paris.

La Société n'est pas solidaire des opinions émises par ses membres dans les discussions, ni responsable des notes ou mémoires publiés dans les bulletins.

L'Ingénieur Agent de la Société.

H. CHARPENTIER.





Ancienne Maison HALLOT (Fondée en 1856)

BAYSELLANCE & MUNIÉ

ATELIERS :
25, Rue du Surmelin

92 bis, Avenue Gambetta, 92 bis
PARIS (XX^e)

TÉLÉPHONE :
Roquette { 38.17
83.09

Ferblanterie Mécanique. — Articles de Ménage. — Découpage. — Emboutissage

LAMPE A SOUDER " LA SURMELIN "

SPHÉRIQUE

INDÉFORMABLE

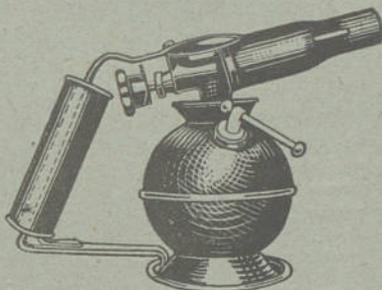
INEXPLOSIBLE

Résiste à 25 k^{ca} de pression

Plus de soupape
de sûreté

Maniement et réglage
d'une seule main

Débouchage automatique
par pointeau à aiguille



Fond en 25 secondes
un fil de laiton de 3^m,5

Température obtenue :
1.300°

Capacité : 0,138

Durée de marche : 1 h. 40

PRIX :

40 FRANCS

EXIGEZ-LA DE VOTRE FOURNISSEUR

A LOUER



ATELIERS

MAILLARD-DABURON

Maison fondée en 1852

SOCIÉTÉ ANONYME AU CAPITAL DE 300.000 FRANCS

FERMETURES EN FER

Rideaux à lames, systèmes à vis ou à chaînes avec et sans contrepoids.

Rideaux en tôle d'acier ondulée

: Volets :: Grillages artistiques :

GRILLES ARTICULÉES BREVETÉES

DÉCORATION & MENUISERIE MÉTALLIQUES

Vitrines et Meubles métalliques de styles

Ferronnerie :: Serrurerie

AGENCEMENTS DE BOUTIQUES, BANQUES, MUSÉES

MONTE-CHARGES

MÉCANIQUE GÉNÉRALE

Administrateur-Délégué : **A. BOUTROUILLE**, Ingénieur E. C. P.

Ex-Secrétaire de la Société Industrielle du Nord de la France

PARIS - 14 à 22, Rue Burq, 14 à 22 - PARIS

Téléphone : **Marcadet 06-55**