

RÉPUBLIQUE DU SÉNÉGAL



ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE THIÈS

Gm. 0255

PROJET DE FIN D'ETUDES

EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME D'INGÉNIEUR DE CONCEPTION

TITRE GAZEIFICATION ET COMBUSTION DE LA
TOURBES DES NIAYES EN LIT FLUIDISE

DATE : MAI 1987

AUTEUR : Braham THIONGANE
DIRECTEUR : Thialis KAMARA
CO-DIRECTEUR : Prof. DR. A. E.P.T.
Génie : *Mécanique*

A mon père qui m'a très tôt quitté.
A ma mère qui m'a très tôt quitté.
A mon oncle qui a pu remplacer ces derniers
A mon frère Mamadou THIONGANE qui m'a
beaucoup aidé.
A ma sœur Maty Diama THIONGANE
A mon cousin Amadou N'Diaye
A mon frère Médoune THIONGANE
A tous ceux qui me sont chers.

je dédie ce travail

REMERCIEMENTS

Au terme de cette étude, j'estime être pour moi un devoir agréable et sincère d'exprimer toute ma reconnaissance et tous mes remerciements à :

MR THIAIS CAMARA docteur en énergie thermique, d'avoir voulu diriger ce projet de toute sa haute compétence et de sa disponibilité entière tout au long de mon travail.

Je le témoigne de ses conseils pratiques et de son encouragement toujours stimulant qu'il m'a toujours apportés.

Je ne saurais non plus oublier MR CHERIF DIOP ingénieur au Ministère du développement industriel et artisanal, tous les ingénieurs de la Compagnie des Tourbières du Sénégal tels que : MR Géral, MR Sall, MR Sarr de m'avoir facilité la tâche sur toutes les données obtenues jusqu'à présent sur la tourbe des Niayes.

SOMMAIRE

Le but de ce travail s'inscrit dans le cadre de la lutte contre la déforestation et la réduction de la facture pétrolière dans les pays du Sahel en général, et au Sénégal en particulier.

La méthode proposée est d'appliquer la technique des lits fluidisés pour le traitement thermique de la tourbe des Niayes en vue de sa transformation en gaz combustible.

La première partie est consacrée à une évaluation du gisement tourbe des Niayes et à la détermination de ses caractéristiques physico-chimiques et calorifique.

La deuxième partie examine le principe de la fluidisation et son application pratique.

La troisième partie examine successivement: La description du réacteur en proposant un graphique de fonctionnement pour sa régulation et son contrôle, de la détermination des caractéristiques de l'élément chauffant; de l'isolation thermique du réacteur (annexe 3).

La quatrième partie de caractère plutôt théorique examine l'étude fondamentale de la carbonisation de la tourbe et son application en lit fluidisé. tandis que dans la cinquième partie on étudie les caractéristiques d'une combustion en lit fluidisé. la dernière partie sera consacrée au calcul des dimensions du réacteur et à celles des paramètres hydrodynamiques en lit fluidisé pour les deux derniers cas.

En effet c'est dans la carbonisation en lit fluidisé que les meilleures conditions sont réunies, on rencontre des vitesses de chauffage allant de $300 \div 1000 \text{ K/s}$ [28] qui ne fait qu'augmenter le rendement des volatiles émises, tandis que l'augmentation de la surface de contact entre particules solides et fluide induit des coefficients de transmission de chaleur et de masse considérable ($250 \div 550 \text{ W/m}^2\text{C}$) [10].

Liste des Symboles

- D_T : diamètre du réacteur (m ou cm)
 d_{or} : diamètre des orifices de la Grill (mm)
 H_0 : hauteur de la couche fixe (m ou cm)
 H : hauteur de fluidisation (m ou cm)
 d_p : diamètre des particules (mm)
 T : température (K)
 ρ_p : masse volumique des particules de tourbe ($\frac{kg}{m^3}$)
 ρ_s : masse volumique du sable (kg/m^3)
 ρ_g : masse volumique du gaz (kg/m^3)
 ϵ : porosité de la couche
 ϵ_{ur} : porosité au début de fluidisation
 Ar : nombre d'Archimède
 Re : nombre de Reynolds
 ly : nombre de Iiyachenko
 w_{cr} : vitesse critique de fluidisation
 w_{opt} : vitesse optimale de fluidisation
 w_p : vitesse pneumatique de renvoi des particules
 Q : débit horaire du gaz
 T_{DH} : hauteur maximale pour minimiser l'entraînement des particules
 μ_{vol} : viscosité ($kg/m.s$)
 ν : viscosité
 R_u : constante universelle des gaz $KJ/kmol.K$
 t_{vol} : temps de volatilisation (s)
 M_{vol} : masse molaire des matières volatiles ($kg/kmol$)
 VM^0 : pourcentage en matière volatile %.

- P_{vol} : pression des gaz à l'intérieur des particules (Pa)
 P_s : Pression des gaz à la surface des particules (Pa)
 B_k : perméabilité (m^2)
 K_{vol} : Coefficient λ/mm^2
 k : nombre de fluidisation
 τ : temps de mise en température du processus d'échauffement
 d : diamètre du fil chauffant. (mm)
 ρ : résistivité de l'alliage ($\Omega mm^2/m$)
 n : puissance surfacique admissible (w/cm^2)
 P : Puissance nominale absorbée par l'élément chauffant (w)
 l : longueur du fil chauffant (m)
 Δ : diamètre de la spirale (mm)
 l_g : longueur de la spirale étirée. (m)
 N : nombre de spires
 U : tension appliquée à l'élément. (volts)
 N_r : nombre de rainures
 h : coefficient de transmission de chaleur ($w/m^2 \cdot ^\circ C$)
 R : résistance (Ω)
 I : intensité (A)
 k_i : conductivité thermique $w/m \cdot K$
 C : chaleur massique $kcal/kg \cdot ^\circ C$
 M : masse du mélange tourbe - sable

TABLE DES MATIERES

	Pages
REMERCIEMENTS	I
SOMMAIRE	II
liste des symboles	III
INTRODUCTION	1
<u>CHAPITRE I</u>	
<u>PROSPECTION GENERALE DE LA</u>	
<u>REGION DES NIAYES</u>	
I évaluation des réserves Géologiques	3
II mesure de densité in situ et tonnage des Réserves	4
III Caractéristique physico-chimiques et Calori- fiques des tourbes de la zone centrale des Niayes	5
III-1 évaluation des réserves exploitables	
III-2 Caractéristiques physico-chimique des différents faciés en fonction de la teneur en cendre	6
III-2-1 Poids volumique après rétraction au séchage	7
III-2-2 La composition élémentaire	8
III-2-3 La fusibilité des cendres et composition	10
IV Qualité organique	13
V Commentaire sur les résultats déjà trouvés	14

CHAPITRE II

	<u>DESCRIPTION DE LA FLUIDISATION</u>	
I	Description de la fluidisation	15
II	Quelques aspects de la fluidisation	19
III	Paramètres déterminants d'un lit fluidisé	21

CHAPITRE III

	<u>DESCRIPTION DU REATEUR</u>	23
I	Le processus de fonctionnement	24
I-1	Graphique de fonctionnement	25
I-2	Conditions de validation des étapes	26
II	Régulation et Contrôle	27
II-1	Mesure de la température	28
II-2	Mesure de la hauteur du lit	
III	Détermination des caractéristiques de l'élément chauffant	29
III-1	Les données du problème	30
III-2	Application numérique	31
III-3	Le temps de mise en température du processus d'échauffement	32

CHAPITRE IV

ETUDE FONDAMENTALE DE LA CARBONISATION

I	Aspect chimiques de la carbonisation à basse température.	35
I-1	Perte de poids des charbons au cours d'un chauffage progressif	
I-2	Aperçu sur les matières volatiles émises au cours de la Pyrolyse à basse température	36
I-3	Les réactions de pyrolyse des charbons . . .	38
II	Carbonisation au-dessus de 500°C	39
III	Etude comparative entre les procédés de gazéification en lit fixe, lit fluidisé et courant fluide.	42
IV	Carbonisation en lit fluidisé	43
IV-1	Processus de gazéification: libération des volatiles	
IV-1-1	Modèle de libération des volatils	44
IV-1-2	Décomposition pyrogénée: Matières volatiles	45
IV-1-3	Recherche du temps de devolatilisation . . .	48

CHAPITRE V

COMBUSTION EN LIT FLUIDISE

I	Etude fondamentale de la Combustion de la Tourbe	51
I-1	Les Réactions chimiques de la combustion . . .	52
II	La combustion en lit fluidisé.	54
II-1	Contraintes opératoires résultant de la Fluidisation	
II-1-1	Granulométrie des solides fluidisables	
II-1-2	Vitesse de fluidisation	56

II-1-3	contraintes complémentaires	---
II-1-4	contrainte due à la température	57
II-1-5	incidence de la vitesse de fluidisation sur le coefficient de transfert de chaleur	58
III	Qualité des gaz de combustion	59

CHAPITRE VI

CALCUL DES PARAMETRES HYDRODYNAMIQUES DE LA FLUIDISATION

I	Dimensions du réacteur	61
II	La hauteur du lit fluidisé	62
III	Paramètres hydrodynamiques pour la phase combustion	63
III-1	Pour les particules de tourbe	---
III-2	Pour le sable industriel	65
IV	Paramètres hydrodynamiques pour la phase Gazéification (carbonisation)	67
IV-1	Pour les particules de tourbe	---
IV-2	Pour les particules de sable	---
V	La hauteur totale du réacteur	68
VI	Diamètres des orifices de la grille	69

CHAPITRE VII

CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS		71
-------------------------------	--	----

Liste des annexes

Annexe 1

Les grands problèmes énergétiques du Sénégal --- 73

Annexe 2

Les réactions chimiques de la combustion --- 76

Annexe 3

Isolation thermique du réacteur --- 82

Annexe 4

La cinétique de la pyrolyse entre 350 et 500°C --- 89

Annexe 5

Cyclones

Description de l'appareil --- 92

Annexe 6

Liste des cartes de la Région des Niayes 93

Bibliographie --- 94

INTRODUCTION

Jusqu'en 1980, l'existence de tourbe était complètement ignorée au Sénégal, et c'est seulement au début de l'année 1981 qu'on a commencé à parler de l'importance du gisement de tourbe de la région des Niayes en tant que matière première énergétique. [1]

Sur l'ensemble reconnu de la Zone des Niayes les travaux de reconnaissance menés par la Direction des Mines et de la Géologie, financés par le Fond national de l'Energie du Ministère du Développement Industriel et de l'Artisanat ont permis de mettre en évidence, de DAKAR à Loumpoul, un potentiel en place de plus de 46 millions de m³ de tourbe de bonne qualité énergétique [1].

Il est en effet rapidement apparu que ce combustible solide pouvait contribuer à résoudre les deux grands problèmes énergétiques pour l'avenir du Sénégal :

- D'une part de réduire la "facture pétrolière" qui engendre un effet négatif sur l'économie déjà fragile du pays.
- D'autre part de substituer les gaz et le coke obtenu pour le domestique à la place du charbon qui représente la part la plus importante dans le bilan énergétique (60%) et qui devient de plus en plus rares, car son usage progressif tend à accentuer la dégradation d'un environnement écologique très fragile.

Il s'agit au cours de cette étude de chercher

les voies et moyens pour valoriser ce précieux combustible en récupérant les gaz de pyrolyse provenant de la carbonisation de la tourbe en lit fluidisé. Cependant il y a plusieurs manières de récupérer ces gaz, mais la technique de fluidisation s'avère être la méthode la plus productive sur le plan énergétique. Elle se caractérise par le traitement thermique des particules de combustible grâce à l'effet hydrodynamique du courant ascendant d'un fluide appelé élément fluidisateur [27]. L'augmentation de la surface de contact entre les particules solides de combustible et le fluide permet d'obtenir une augmentation considérable de l'intensité de la transmission de chaleur et de masse dans un réacteur à lit fluidisé pour la gazéification et la combustion des particules de tourbe.

La fluidisation n'est pas une technique nouvelle. Deux brevets américains datent de 1878: sur le grillage des minerais et sur le séchage des céréales. Cependant la première réalisation industrielle ne vit le jour que vers 1925 avec la réalisation du gazogène WINKLER, dans lequel le charbon est fluidisé par un mélange d'air et de vapeur. Il produisait $40\,000\text{ m}^3$ de gaz par jour. Par ailleurs pendant la seconde guerre mondiale pour accroître la production de leurs raffineries de pétrole en vue de l'obtention des essences à haut indice d'octane, les américains ont aperçu la possibilité de fluidiser des couches de catalyseur solide par les gaz de charge.

Depuis 1945, la fluidisation a pris une extension considérable dans toutes les branches d'activité.

CHAPITRE I

PROSPECTION GENERALE DE LA REGION DES NIAYES

I : EVALUATION DES RESERVES GEOLOGIQUES.

Les travaux de prospection générale menés conjointement par la direction des Mines et de la géologie du Sénégal (D.M.G) et le Bureau de Recherches Géologiques et Minières (B.R.G.M) sur l'ensemble des zones favorables à l'existence de tourbe, ont permis de mettre en évidence le long du littoral Nord Sénégalais un potentiel en place de plus de 52 millions de m^3 de tourbe de bonne qualité énergétique. Les réserves géologiques de la seule région centrale des Niayes comprise entre Mboro et Loumpoul (40 km de long) sont estimées à 39 millions de m^3 .

Les réserves géologiques de la région des Niayes peuvent se subdiviser en trois grands secteurs :

- Zone sud de Kayar à Mboro	7 100 800 m^3
- Zone centrale de Mboro à Loumpoul	39.326.210 m^3
- Zone Nord de Loumpoul à Rao	<u>6.039.140 m^3</u>
Total	: 52.466.150 m^3

Cette grande concentration dans l'unique secteur de Mboro - Loumpoul s'explique d'une part par la superficie et le nombre plus important des tourbières reconnues et d'autre part, une épaisseur plus importante et surtout plus régulière de tourbe variant en moyenne par secteur de 2,70 m à 3,86 m.

II MESURE DE DENSITE IN SITU ET TONNAGE DES RESERVES

La densité en place de la tourbe gorgée d'eau à 70-90% varie de 0,9 à 1,3 tonnes au m³. L'étude statistique montre cependant une répartition assez serrée autour de la valeur moyenne de 1 tonne au m³ à 80% d'humidité totale.

Les premiers résultats montrent clairement après séchage naturel à l'air libre une assez grande variation de densités moyennes sèches de la tourbe des Niages, situées dans une fourchette de 0,17 à 0,59 (la teneur moyenne en eau résiduelle variant de 5,3 à 13,4%).

Ces fluctuations peuvent être attribuées à la fois à la teneur en cendres au degré d'humification et aux conditions de gisements.

II-1 Densité après séchage à l'air libre

Extension Sud	0,29 à 7,9%	d'humidité résiduelle
Zone centrale	0,21 à 8,8%	d'humidité résiduelle
Extension Nord	0,29 à 9,4%	d'humidité résiduelle

L'étude statistique des densités in situ sèches à l'air libre, pondérées par le volume en place de chaque secteur, montre cependant une répartition assez serrée autour de la valeur moyenne 0,23 pour l'ensemble de la zone des Niages.

Après séchage naturel à l'air libre, les réserves géologiques de la seule zone centrale M'Boro-Loumpoul s'élevaient donc à 8,26 millions de tonnes de tourbe combustible.

III CARACTERISTIQUES PHYSICO-CHEMIQUES ET CALORIFIQUES DES TOURBES DE LA ZONE CENTRALE DES NIAYES

III-1 Evaluation des reserves exploitables.

La zone centrale des Niayes de M Boro à Loumpoul destinée à l'alimentation du réacteur, se caractérise par rapport à l'ensemble du gisement identifié par une grande densité de tourbière, de teneurs en cendre et des puissances plus intéressantes. C'est la zone qui se prête le mieux à une exploitation de type industriel.

A ces considérations viennent s'ajouter la proximité de l'exploitation des phosphates de Thiéba, utilisant le fuel oil pour sécher le phosphate et celle de l'industrie chimique sénégalaise (ICS) qui utilise le fuel pour produire de l'électricité et le traitement de ses produits.

Les tourbes de la zone centrale des Niayes sont en général très sableuses, le paramètre essentiel qui détermine le pourcentage de sable est la teneur en cendre (TC). Les teneurs en cendres sont élevées et varient de 6 à 85%. Sur sec suivant la teneur du faciès organique et sa pollution par les sables.

Le taux en cendres des tourbes des Niages influence considérablement sur la valeur de ses autres paramètres caractéristiques (densités et humidités, composition chimique, pouvoirs calorifiques).

Cependant, compte tenu de son degré d'humification relativement bien avancé, la qualité de la matière organique des tourbes des Niages comprise entre 5400 à 6200 Kcal/kg apparaît plus proche de celle d'un lignite que des tourbes classiques européennes.

II-2. Caractéristiques physico-chimique des différents faciés en fonction de la teneur en cendre.

On peut distinguer suivant ce paramètre deux grandes catégories de faciés organiques.

- Les tourbes "franches" dont la teneur en cendres totale est par définition à 40% sur sec.
- Les tourbes sableuses et les vases organiques dont la teneur en cendre totale est supérieure à 40% sur sec.

Une corrélation entre l'humidité in situ et la teneur en cendre des tourbes des Niages a été déterminée; on distingue de ce fait:

L'Humidité totale in situ (Ht)

- tourbes "franche": 90 à 80% de teneur en eau
 - tourbes sableuse et vase organique: 80 à 60% centrale
- la valeur moyenne de l'humidité totale de la zone des Niages est estimée à 80% de teneur en eau.

L'Humidité résiduelle après séchage naturel (H_r)

- tourbe "franche": $H_r > 10\%$ de teneur en eau
 - tourbe sableuse, vase organique: $H_r < 10\%$ de teneur en eau.
- la valeur moyenne est cependant de 10% .

III-2-1 Poids volumique après rétraction au séchage.

Compte tenu de l'évolution physique importante liée au séchage de la tourbe une fois extraite, il convient de distinguer deux sortes de poids volumique apparents:

- Le poids volumique après rétraction au séchage naturel (P_1) est le poids apparent des matières solides et de l'humidité résiduelle ramené au volume du matériau non foisonné après rétraction à l'air libre (R_1): $P_1 = 1020 \text{ kg/m}^3$

- Le poids volumique sec (P_2) après rétraction et séchage complet à l'étuve 105°C est le poids des matières solides organiques et minérales totalement sèches ramené au volume du matériau après rétraction (R_2):

$$\underline{P_2 = 970 \text{ kg/m}^3}$$

la valeur de P_1 est importante, car après extraction et séchage naturel c'est en définitive un combustible d'une densité de 1 avec 10% d'humidité résiduelle qui entrera dans le réacteur. La chaleur spécifique de ce combustible sera donc $C = \frac{w}{100} + 0,29 \cdot \frac{100-w}{100}$ avec $w = 10\%$ teneur en humidité.

$$C = 0,361 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

III-2-2

La Composition élémentaire

Le taux de cendres des tourbes des Niages influence considérablement sur la valeur de ces autres paramètres caractéristiques (teneurs en matières volatiles, en carbone, en hydrogène, oxygène, azote et soufre)

• teneur en matière volatiles

La moyenne est de 40% au sec, ce qui leur confère une forte réactivité apte à la combustion. Elle présente cependant une corrélation linéaire très décroissante de la teneur en cendre (Tc): les fluctuations varient de 10 à 55%.

• teneur en carbone

La moyenne est de 35%, la corrélation avec Tc est linéaire et décroissante. Cette caractéristique montre que les tourbes sableuses et vases organiques ont une teneur en carbone plus faible que les tourbes franches. Les fluctuations varient de 10 à 53% sur combustible sec.

• La teneur en hydrogène.

La teneur en hydrogène des tourbes franches ne dépasse pas 4,5% au sec, alors que les tourbes sableuses et vases organiques présentent un pourcentage plus faible de l'ordre de 3,2 à 1,4%. Cependant la moyenne est de 3%.

• La teneur en oxygène

La relation entre teneur en oxygène et Tc est linéaire et décroissante. Les tourbes franches peuvent atteindre 24% d'oxygène alors que les tourbes sableuse et vases

organique montrent des valeurs plus basses de l'ordre de 15 à 5%. La teneur moyenne est de 14%.

• La teneur en azote

La teneur en azote varie de 0,7 à 1,7% et présente en fonction de la teneur en cendre une corrélation moins nette que pour les paramètres précédents.

teneur moyenne: 1,1%.

• La teneur en soufre

La teneur en soufre varie de 0,5 à 1,5%. Cependant ce sont les tourbes franches qui présentent les valeurs les plus fortes enregistrées. La teneur moyenne: 0,7%.

La composition élémentaire moyenne d'une tourbe, représentative de l'ensemble du gisement à 37,9% de teneur en cendres peut s'établir de la façon suivante: (cf. tableau ci-joint).

- matières volatiles	40%
- carbone	37,5%
- hydrogène	3,3%
- oxygène	16,7%
- azote	1,1%
- soufre	1,5%

• Le pouvoir calorifique

Une estimation prudente du pouvoir calorifique supérieur (PCS) moyen de la zone centrale est de 3270 kcal/kg sur sec à 42,7% de teneur en cendre.

Les PCS enregistrées vont de 5200 kcal/kg pour une

tombe franche à 10% de teneur en cendres à moins de 1000 kcal/kg pour les tourbes sableuses et vases organique à plus de 80% de teneur en cendre.

Un calcul portant sur 274 analyses SOCOR montre par ailleurs une très bonne corrélation linéaire entre PCS et TC :

$$PCS = 5974 - 63,2 TC \quad (K = 98,5\%).$$

K : coef de corrélation.

Ceci permet d'extrapoler à l'ensemble du gisement le PCS obtenus à partir des déterminations systématiques des teneurs en cendres. (cf. tableau ci-joint).

Les variations de PCS enregistrées dans la zone de M'Boro - Loumpoul vont de 3100 à 4900 K.calories/kg. On obtient ainsi sur la zone centrale des Niages un PCS moyen dépassant 3900 K. calories/kg à 32,5% de teneur en cendres.

Le pouvoir calorifique inférieur (PCI) présente également une corrélation linéaire avec la TC. Cependant la relation suivante permet le calcul des PCI en combustion industrielle (valeur moyenne) :

$$PCS - PCI = 595 \text{ kcal/kg} (T_{H_2O} + 9 T_{H_2})$$

III-2-3 La fusibilité des cendres et sa composition

La température relativement élevée de la fusibilité des cendres comprise entre 1140°C et 1450°C rentre dans les normes requises aussi bien par les procédés industriels de gazéification que de combustion directe.

La faible teneur en soufre égale en moyenne à 1,5%

sur sec enregistrée sur toutes les tourbes d'eau douce de la zone des Niages, est également un élément favorable à l'utilisation thermique de ce matériau.

1/ Le point de déformation des cendres

Le point de déformation des cendres égal en moyenne à 1075°C reste relativement constant pour l'ensemble des tourbes de la zone centrale des Niages.

2/ Le point de fluidité

Le point de fluidité dépasse généralement 1450°C qui est la température limite de l'expérimentation. ce sont les tourbes franches qui présentent les valeurs les plus basses enregistrées de l'ordre de 1220°C .

3/ Les éléments traces.

La teneur en éléments traces, chlore et métaux (Plomb, Vanadium et Mercure) exprimée en milligrammes par kg de combustible organique sur sec, est donnée dans le tableau ci-joint.

4/ La Composition chimique des cendres.

• teneur en SiO_2

Elle apparaît en moyenne très élevée égale en poids à 65% des cendres. Du fait de la pollution par les sables, la teneur en silice des cendres des tourbes sableuses et des vases organiques dépasse fréquemment 80%. les plus faibles valeurs enregistrées restent supérieures à 30%.

5/ teneur en Al_2O_3

les teneurs en Al_2O_3 varient de 5 à 20%. C'est dans

Résultats d'analyses SOCOR DES éléments traces

Chlore et métaux sur Combustibles sec

Secteur Elements	MBORO		FAS-BOYE		DIOGO		TIARENE		TIOKMAT		LOMPOUL		MOYENNE
	MBRE	TND A8	B 28	E5	E23	M30	D5	G4	B13	E14	A7	J15	Zone centrale
CHLORE sur sec (%)	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
PLOMB (MG/Kg)	10	10	10	10	10	10	900*	10	10	10	10	10	10
VANADIUM (MG/Kg)	20	230	93	98	130	99	25	36	20	130	20	52	79,42
MERCURE (MG/Kg)	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1

* La valeur en plomb du sondage TIARENE D900 ne rentre pas en considération.

les tourbes franches que l'on note les valeurs les plus élevées (supérieures à 15%). Dans les tourbes sableuses et vase organiques la teneur en Al_2O_3 reste en général inférieure à 10% du poids total des cendres.

. teneur en Fe_2O_3 et TiO_2

Egale en moyenne à 14,5%, la teneur en Fe_2O_3 et TiO_2 varie largement de 5 à 4% sans corrélation avec T_c .

. teneur en CaO

Elle reste généralement inférieure à 5% du poids des cendres. La teneur en CaO atteint cependant parfois 15 à 20% dans les tourbes franches.

. teneur SO_3

Egale en moyenne à 1,4% des cendres, la teneur en SO_3 varie de 0,1 à plus de 6% sans aucune règle définie.

. teneur en Na_2O

Inférieure en général à 1%, elle varie de 0,2 à plus de 4% du poids total des cendres.

. teneur en K_2O

Egale en moyenne à 0,6% du poids total des cendres, la teneur en K_2O reste généralement inférieure à 1%.

. teneur en MgO

Elle varie de 0,3 à 3% du poids des cendres, égale en moyenne à 1,4%

IV

Qualité organique

On entend par qualité organique, la qualité de la seule fraction organique sèche de la tourbe en place indépendamment des apports minéraux, inertes et éventuellement libérables.

la composition élémentaire moyenne de la fraction organique des tourbes des Niages :

- matières volatiles	65 à 70% sur sec
- carbone	60 à 65%
- Hydrogène	5,5%
- oxygène	29,5%
- azote	1,8%
- soufre	1,2%

le Pouvoir calorifique supérieur des matières organiques
 $PCS_0 = 5300 \div 6300 \text{ kcal/kg}$.

Sur l'ensemble de la zone, la qualité de la seule fraction organique des tourbes des Niages apparaît donc relativement élevée et constante. La teneur en carbone des matières organiques (tourbe pure) est supérieure à celles des tourbes combustibles usuelles utilisées en URSS, Irlande et Finlande. Ce qui explique un pouvoir calorifique dépassant les standards plus proches des lignites que des tourbes classiques Européennes.

La tourbe pure des Niages est un bon combustible.

V Commentaire sur les résultats déjà trouvés.

Les essais de combustion réalisés en Allemagne sous le contrôle du consultant MCW, montrent clairement que le mélange tourbe + vase organique, même à des teneurs en cendres supérieures à la moyenne du gisement, brûle parfaitement en chaudières industrielles sans combustible d'appoint.

Les essais les plus satisfaisants sont en effet ceux obtenus avec des mélanges ayant des teneurs en cendres comprises entre 35 et 50% dans le système à lit fluidisé. Il n'apparaît donc pas nécessaire, de tenter d'abaisser la teneur en cendre du gisement en essayant d'éliminer les vases organiques.

Le paramètre le plus important pour la combustion est en fait celui de l'humidité. Les variations importantes des teneurs en eau résiduelle enregistrées après séchage naturel imposent une homogénéisation à l'entrée des fours.

Les tourbes franches, du fait de leur pouvoir de rétention élevé en eau, séchent plus lentement et surtout plus irrégulièrement que les autres faciès.

Les tourbes sableuses et vases organiques, grâce à l'existence d'un pourcentage élevé de sable, prennent en partie les propriétés de ce sable et séchent plus facilement et surtout plus uniformément que les tourbes franches.

CHAPITRE II

I DESCRIPTION DE LA FLUIDISATION.

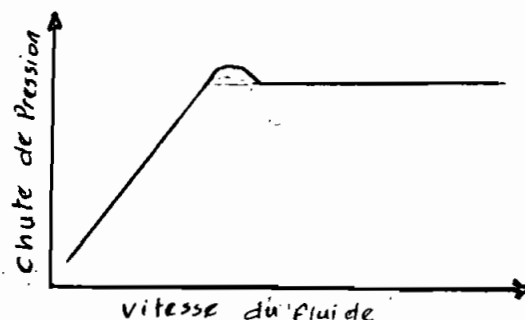
La fluidisation consiste, selon l'excellente définition de R. Fort, à mettre en suspension sans entraînement, par un courant de fluide ascendant, un lit de solide granulé. Ce fluide insufflé à travers le lit peut être un gaz ou un liquide, mais la fluidisation gazeuse est la plus fréquemment mise en œuvre.

Le phénomène physique de la fluidisation se met facilement en évidence en injectant de l'air, à vitesse croissante, par le fond d'un récipient cylindrique rempli d'inerte (sable fin). Si le gaz ascendant est caractérisé par sa vitesse U à vide (quotient du débit-volumique q_v par l'aire S de la section droite) : on obtient $U = q_v / S$. Dans la couche fixe, le volume non occupé par le solide est faible, de même que la section offerte au passage des filets gazeux. La vitesse interstitielle est donc en chaque point très supérieure à U . Si on augmente le débit gazeux (par conséquent U), on accroît la vitesse interstitielle, donc aussi le gradient de vitesse au voisinage de chaque particule et les forces de viscosité qu'il entraîne. Il arrive un moment où celles-ci sont suffisantes pour que les grains aient tendance à quitter la couche, celle-ci se dilate sans manifestation de turbulence ; c'est la préfluidisation. De ce fait la fraction de volume non occupé par

le solide augmente, ce qui accroît la section de passage offerte au fluide et diminue sa vitesse interstitielle. Les forces de viscosité diminuent donc les particules qui tendaient à s'élever retombent et ainsi de suite.

Ainsi, à l'intérieur du récipient, il s'établit un équilibre par lequel chaque grain est soumis à deux forces antagonistes: d'une part son poids et d'autre part la résultante ascendante des forces de viscosité. On obtient de la sorte un ensemble de particules non jointives, qui constitue précisément le lit fluidisé.

Le Centre de gravité de la masse solide restant fixe, et les particules ne prenant plus appui sur la grille, les forces de viscosité équilibrent exactement les forces de pesanteur. Il en résulte que la perte de charge subie par le courant gazeux est égale au poids de la couche fluidisée par unité d'aire de section droite, soit P/S . A partir de ce moment, la chute de pression est indépendante de la vitesse du gaz; une augmentation de la vitesse se traduit par une dilatation de la couche fluidisée: voir figure ci-dessous.



Le commencement de la fluidisation peut être exprimé par l'expression qui donne la perte de charge DP du lit fluidisé :

$$DP = H(1-E)(\rho_s - \rho_g) \cdot g,$$

Dans laquelle : E est la porosité de la couche, c'est-à-dire le rapport entre le volume des vides et le volume total de la couche ;

DP , la perte de charge dans la couche ;

g , l'accélération de la pesanteur ;

H , l'épaisseur de la couche ;

ρ_s et ρ_g , les masses volumiques du solide et du gaz.

Dans l'unité de volume du lit, les volumes respectifs du gaz et du solide sont E et $1-E$. Un cylindre de hauteur h et de section 1 contient donc un poids de particules égal à : $h(1-E)\rho_s$. Comme ρ_g est toujours négligeable devant ρ_s , on voit que la perte de charge est en fait égale au poids de solide par unité de section du lit.

Dans un lit fixe E varie entre 0,35 et 0,40, tandis que la fluidisation optimale s'obtient pour des valeurs de E variant entre 0,55 et 0,75.

La porosité présente alors une valeur E_m qui est la porosité maximale de la couche fixe, et la porosité minimale de la couche fluidisée. Dans cette étude consacrée aux couches fluidisées, nous appellerons E_m la porosité minimale, dans la pratique $E_m = 0,4$ pour une couche fluidisée de sphères égales. Pour un matériau complexe, E_m peut varier dans de larges

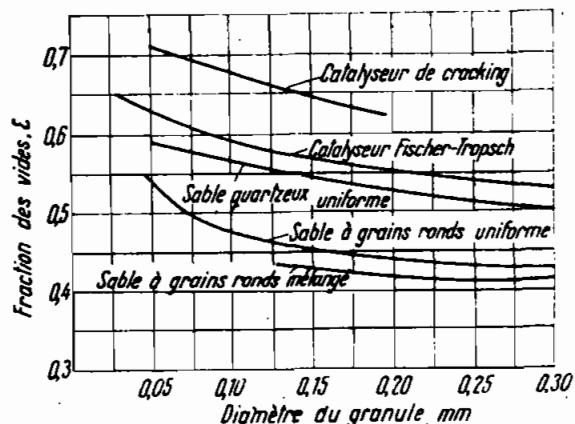
mesures. Aucune loi précise n'a pu être dégagée; On peut simplement dire que:

ϵ_m croît quand le facteur de forme φ décroît.

ϵ_m décroît lorsque, pour un matériau donné, l'intervalle granulométrique augmente.

Pratiquement, c'est l'expérience seule qui permet de déterminer le ϵ_m d'un matériau industriel, mais à défaut d'expérimentation, on utilisera au cours de nos calculs les figures donnant la variation de la fraction des vides suivant le diamètre des granules pour différents matériaux.

Fig. XIV.3. Variation de la fraction des vides suivant le diamètre des granules pour différents matériaux (d'après Weintraub et Leva).



II QUELQUES ASPECTS DE LA FLUIDISATION

Suivant la vitesse du fluide, la nature du solide et la complexité de la forme de ses grains, on obtient des états de fluidisation très variés, qui se révèlent plus ou moins intéressants du point de vue industriel, suivant l'opération à réaliser. (voir schéma à la page suivante).

Le schéma (a) représente la fluidisation normale (bullage) telle qu'on cherche à la réaliser dans la pratique: le courant gazeux traverse le lit uniquement sous forme de bulles de dimensions réduites, elles montent lentement, en grossissant au fur et à mesure de leur ascensions, puis viennent enfin crever à l'air libre.

Les schémas (b) et (c) représentent des phénomènes parasites, que la pratique cherche à éviter. Le cas (b) se manifeste lorsque le gaz rencontre dans la masse solide des cheminées de moindre résistance ou renards. Il se produit notamment, aux faibles vitesses, lorsque les différences de dimension et de forme des grains sont très accentuées. Le cas (c) correspond à la formation de grosses bulles, remplissant la section du récipient: on obtient le pistonnage: l'agrégat solide compris entre deux vides consécutifs s'élève lentement d'un seul bloc, à la manière d'un piston dans un cylindre. Il se produit aux vitesses élevées, lorsque la hauteur du lit est trop grande en regard du diamètre du cylindre. Il est donc nécessaire en pratique que la hauteur du lit ne dépasse pas une certaine valeur, ce qui limite d'ailleurs le

volume qu'on peut donner au lit.

Lorsque la section du lit est suffisamment grande par rapport à sa hauteur, une vitesse élevée ne produit pas le pistonage, mais des geysers apparaissent: des paquets de particules solides sont violemment projetés vers le haut pour retomber ensuite en parapluie. C'est le bullage tumultueux. (Schema (d)).

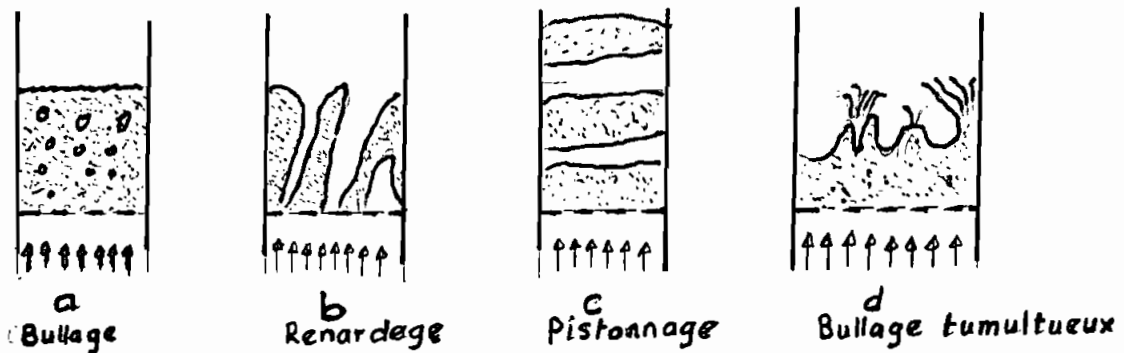


Fig. — Divers aspects de la fluidisation.

A l'heure actuelle on ne sait pas prévoir la vitesse à partir de laquelle un lit fluidisé cesse de répondre aux conditions d'homogénéité nécessaires à la bonne marche d'une opération. Cette limite est fonction d'un trop grand nombre de facteurs: l'expérience a permis d'effectuer les conditions suivantes:

- Le diamètre du récipient D : plus il est grand, plus le courant gazeux peut être fort, sans que le bullage régulier soit détruit.
- La hauteur L_0 de la couche: il y a intérêt à fluidiser des couches minces. En réalité c'est le rapport L_0/D qui

-qui semble jouer un rôle important, dans les opérations courantes des valeurs de L/D comprises entre 0,5 et 2 donne en générale satisfaction. [8]

III Paramètres déterminants d'un lit fluidisé.

• Le diamètre des particules: d_p

La grosseur d'un grain peut être définie par son volume, mais on préfère la notion de diamètre, même si le grain n'est pas sphérique, ce qui est évidemment le cas général. Par définition, c'est le diamètre de la sphère de même volume (appelée sphère équivalente).

• La masse volumique des particules: ρ_p

• La densité du gaz: ρ_g

• La vitesse minimale de fluidisation: W_{er}

Elle correspond à la vitesse minimale du courant gazeux susceptible de maintenir les particules en suspension, la couche fixe se transforme en couche fluidisée. Cette vitesse peut s'exprimer par des relations faisant apparaître le diamètre des particules, le poids spécifique des solides et du gaz, la viscosité des gaz (ν).

Elle est déterminée par la relation de Reynolds en fonction du nombre d'Archimède.

$$Re = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} = \frac{W_{er} d_p}{\nu}$$

$$Ar = \frac{g d_p^3 (\rho_p - \rho_f)}{\nu^2 \rho_f}$$

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

- La vitesse totale de fluidisation : W_{opt}
Elle correspond à la vitesse optimale de fluidisation. On la détermine en utilisant la figure 7-1* : $Ly = f(Ar, \epsilon)$. Dans la pratique on utilise une porosité $\epsilon = 0,6$.
- Le diamètre des orifices de la grille : d_{or}
- La hauteur du lit fluidisé : L
- La vitesse d'entraînement des particules : W_p
Elle est déterminée par la formule suivante.

$$Re_s = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}} = \frac{W_p d_p}{\nu}$$

⇒

$$W_p = \frac{Ar \nu}{d_p (18 + 0,61\sqrt{Ar})}$$

Dans la pratique on préfère déterminer cette vitesse en utilisant la Fig 7-2* qui donne le rapport $\frac{W_{er}}{W_p}$ en fonction du nombre d'Archimède Ar .

Ly : Liyachenko

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar}$$

$$Ly = \frac{W^3 \rho_f}{\nu g (\rho_m - \rho_f)}$$

* chapitre 21

CHAPITRE II

DESCRIPTION DU REACTEUR

Le réacteur est doté d'un four à résistance électrique pour porter le lit fluidisé à une température bien déterminée : $750 \div 900^{\circ}\text{C}$ lorsqu'il s'agit de la combustion, $500 \div 800^{\circ}\text{C}$ pour la gazéification de la tourbe.

Le lit fluidisé (13) dont la hauteur varie entre 20 à 50 cm occupe la partie inférieure du réacteur (1) de forme cylindrique de diamètre 40 cm à revêtement réfractaire. Le fond du lit est équipé par une grille perforée fixe en fonte réfractaire (4)

Les concasseurs (17) sont disposés l'un au dessus de l'autre, dont le premier assure le traitement du sable industriel et le deuxième celui de la tourbe. Chaque concasseur est constitué par deux cylindres de même diamètre tournant en sens inverse et à la même vitesse. L'un des cylindres est à montage élastique ce qui permet de régler la distance entre les deux cylindres au repos; on peut ainsi faire varier la dimension des produits obtenus.

Les particules solides (mélange de tourbe et de sable) sont transportées par des convoyeurs (2) des concasseurs jusqu'à la trémie d'alimentation (3). Cependant l'alimentation du réacteur est assurée par une vis d'Archimède (5) commandée par un moteur électrique (14) réglé à une certaine vitesse par le réducteur (15).

Les souffleurs assurent le transport du médium fluidisant entre les fentes de la grille, tandis que les cyclones (7)

ont un rôle séparateur entre les particules fines et les fumées ou gaz.

Les vannes de commande permettent de laisser passer le fluide ou de l'arrêter au besoin.

Le refroidisseur (9) a pour fonction par une circulation d'eau froide de condenser les vapeurs d'eau et de résine contenues dans le gaz.

Le ballon (11) permet la séparation des produits condensables et du gaz.

La récupération du produit final est assurée par le réservoir (16). Tandis que le soutirage du coke est assuré par l'orifice de décharge (6) accouplée à un cyclone.

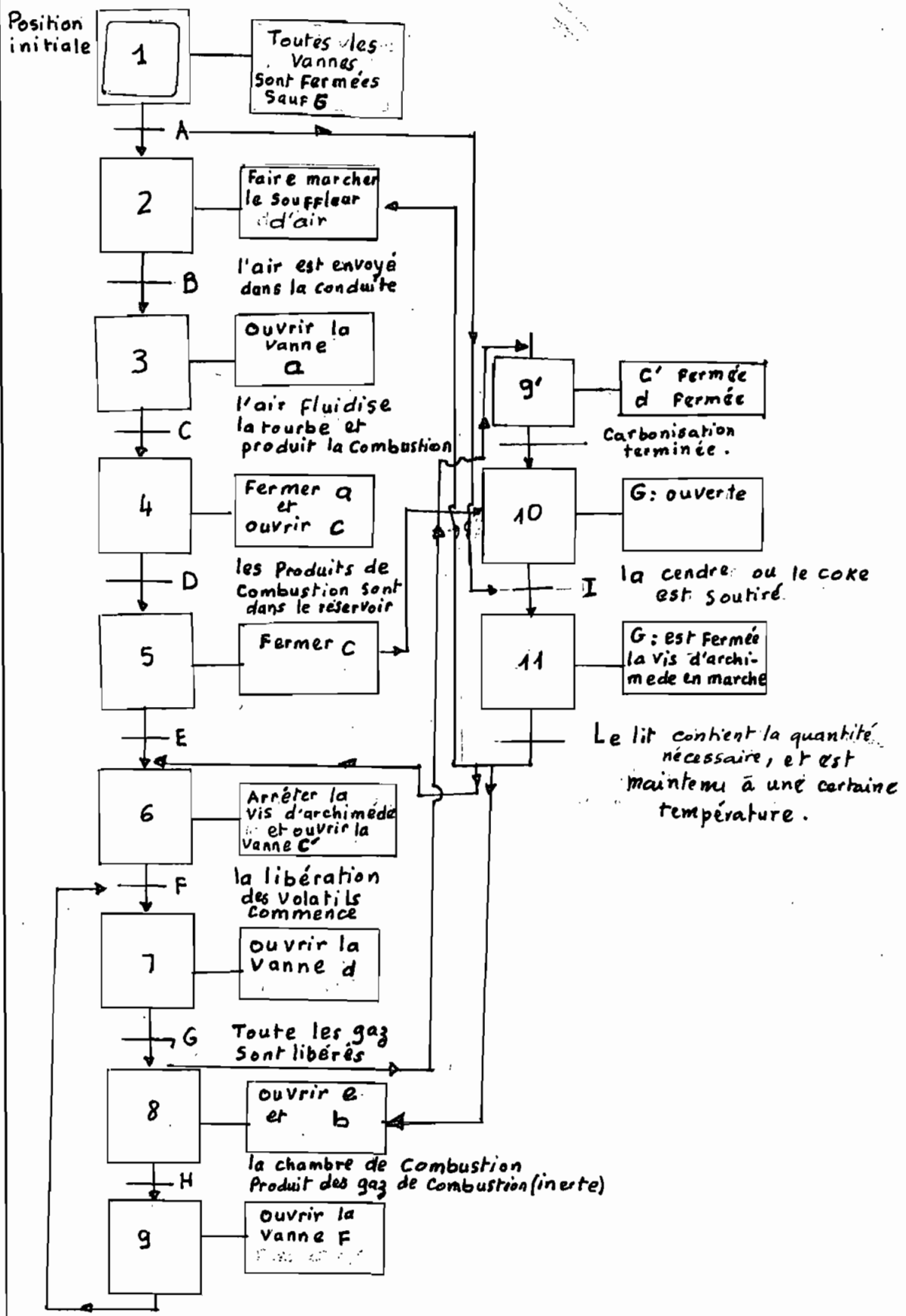
I Le Processus de Fonctionnement

Le but de ce procédé est de récupérer les gaz et le coke provenant de la carbonisation de la tourbe.

Il s'agit donc dans un premier temps de produire des gaz de combustion dépourvus d'oxygène d'une partie de tourbe, ensuite dans un deuxième temps de carboniser le combustible solide en utilisant les produits de combustion comme agent fluidisant. L'analyse séquentielle du processus est élaborée à la page suivante.

I-1

Graphique de fonctionnement.



I-2 Conditions de validation des étapes

- De la 1^e à la 2^e étape toutes les cendres ou le coke est soutiré du réacteur: A
- B: la conduite reçoit de l'air à une certaine vitesse. Ceci de la 2^e à la 3^e étape.
- C: de la 3^e à la 4^e étape: l'air assure à la fois la fluidisation de la tourbe et sa combustion à la température comprise entre $750 \div 900^{\circ}\text{C}$.
- De la 4^e à la 5^e étape: les grains les plus fins sont entraînés dans les fumées et sont collectés par un cyclone et renvoyés à nouveau dans le lit, les produits de combustion obtenus sont stockés dans un réservoir, ils sont dépourvus d'oxygène et peuvent donc être utilisés comme médium fluidisant pour la carbonisation d'une nouvelle couche: D.
- E: de la 5^e à la 6^e étape: une quantité de mélange tourbe-sable est introduite dans le lit ($m = 25,61\text{kg}$): dont les 70% sont composés d'inerte.
- F: de la 6^e à la 7^e étape: les volatiles commencent à se libérer
- G: de la 7^e à la 8^e étape: les grains fins sont entraînés pneumatiquement dans les gaz et collectés par un deuxième cyclone: les fines sont à nouveau recyclées au niveau de la trémie d'alimentation. le gaz obtenu est en partie utilisé pour alimenter la chambre de combustion et d'autre partie passe à travers un refroidisseur qui permet de condenser les vapeurs d'eau et de résine contenues dans le gaz.

- H de la 8^e à la 9^e étape : la chambre de combustion est alimentée en air et en combustible gazeux, des produits de combustion sont produits avec un taux d'oxygène presque nulle, ils auront l'aspect d'un gaz inerte et sont utilisés dans le processus de carbonisation d'une couche de tourbe, et apporteront une chaleur supplémentaire pour la couche fluidisée par ces mêmes produits de combustion à une température de 500 ÷ 800°C
- I = A : toute la cendre ou le coke est soustrait du Réacteur ; entre la 10^e et la 11^e étape.

II La régulation et le contrôle.

De manière à pouvoir utiliser des opérateurs ayant des compétences du niveau d'un chauffage moyen, notre réacteur sera équipé de boucles de régulation basées sur un ou plusieurs microprocesseurs hiérarchisés - un grand nombre de paramètres caractéristiques sont contrôlés et régulés automatiquement que ce soit en régime ou au cours des phases de démarrage et d'arrêt.

On distingue plusieurs boucles de régulation.

- Une première boucle qui ajuste la pression des gazs de combustion ou de l'air en modifiant le débit de combustible et qui corrige le débit d'air afin de conserver un excès d'air nul dans les produits de combustion utilisés pour la carbonisation.
- Une deuxième boucle qui contrôle le taux de surchauffe, l'émission de SO₂, l'injection de calcaire ou de dolomie.

Structure du four de 10 kw pour une température de 1000°C

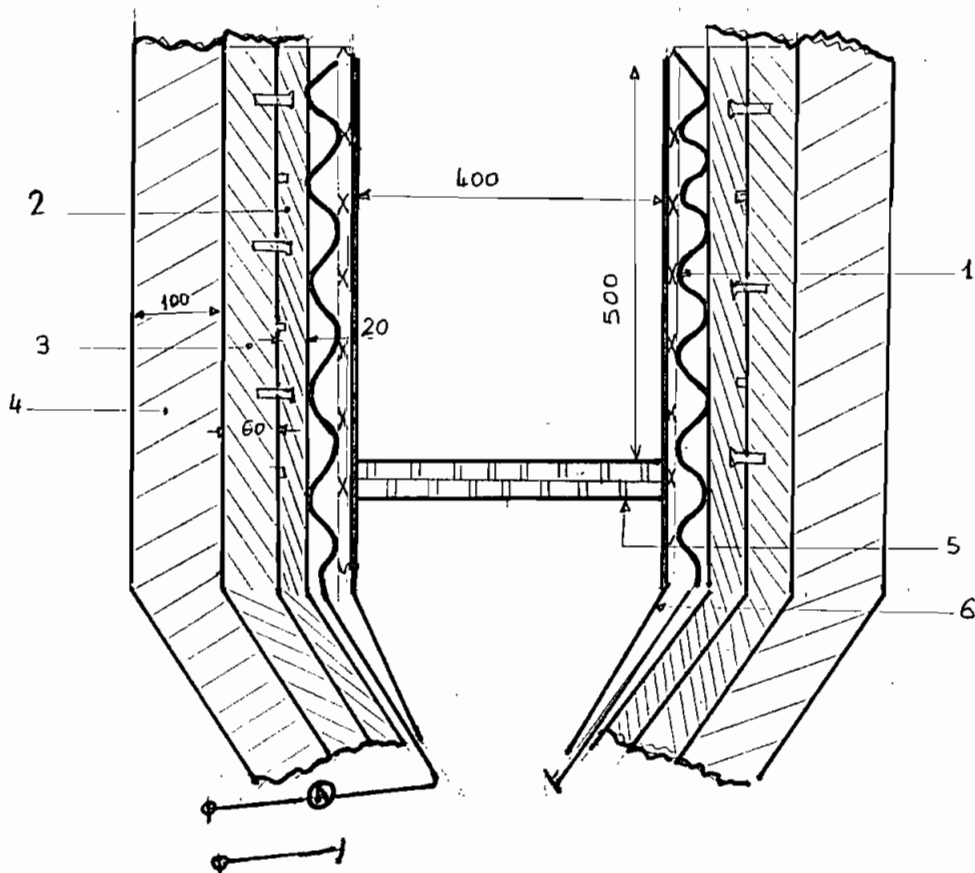
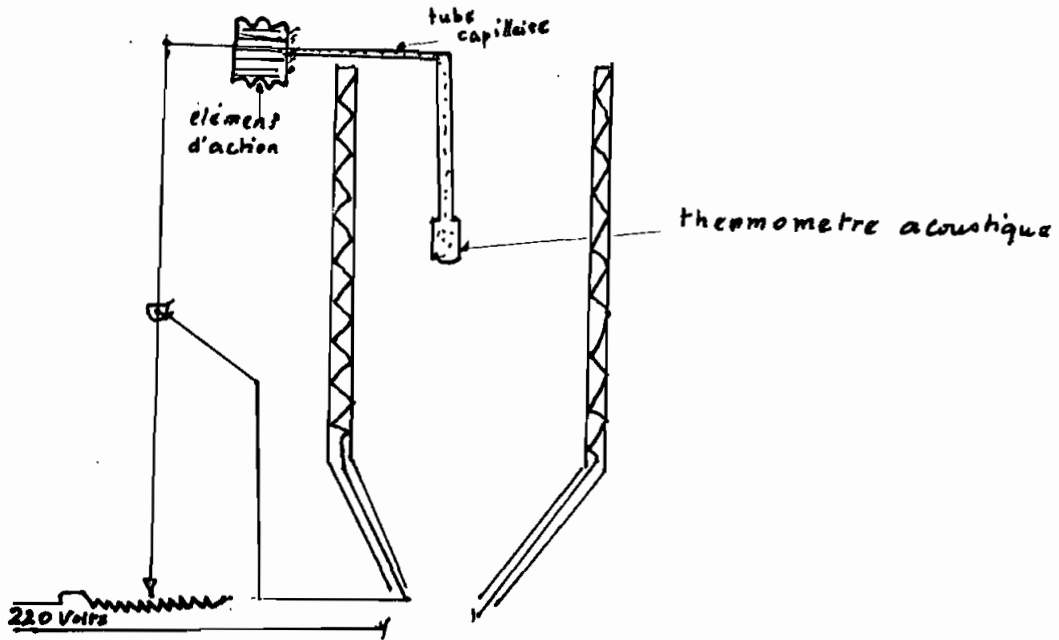


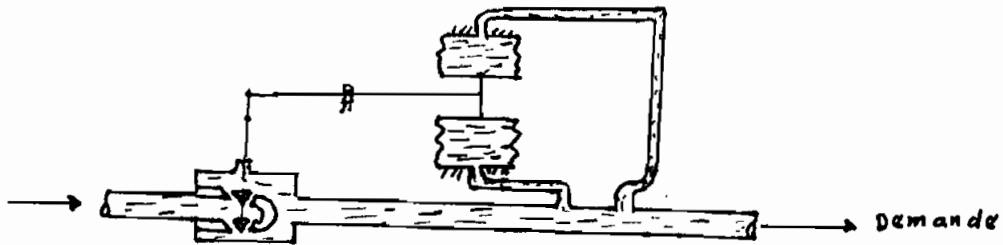
Fig ②-2.4

- 1 élément chauffant
- 2 isolation réfractaire
- 3 isolant semi-réfractaire
- 4 isolant ordinaire fibreux
- 5 Grille du lit
- 6 Corps du réacteur

Contrôle de la température du Four



Contrôle de débit



- Une troisième boucle qui surveille la température dans la couche fluidisée, on utilise généralement des thermocouples platine-rhodium ou tungstène-rhodium, mais l'utilisation de pyromètres optiques ou de thermomètres acoustiques est préférable car ne souffrant pas ni de corrosion, ni d'érosion, la boucle surveille aussi l'alimentation du réacteur en solide, et le niveau du lit.

II-1 Mesure de la température

Les thermocouples placés dans les fumées contrôlent la température du lit qui doit être comprise entre $750 \div 900^\circ\text{C}$ pour la combustion, et $500 \div 800$ pour la carbonisation pour maintenir des rendements acceptables et pour éviter la fusion des cendres, les thermocouples permettent donc d'actionner ou de couper le courant électrique au niveau des résistances suivant l'information obtenue dans le lit.

II-2 Mesure de la hauteur du lit

La détermination de la hauteur de la couche fluidisée nécessite la mesure précise de la perte de charge entre divers niveaux du foyer, pour notre cas cette autre doit être comprise entre 20 et 50 cm afin de limiter les frais de compression de l'air ou du gaz.

II Détermination des caractéristiques de l'élément chauffant.

Pour établir un projet de four, il faut généralement tenir compte des règles suivantes [4]:

- 1°) la température du conducteur chauffant est supérieure de 2 à 10% à celle que l'on envisage pour le four.
- 2°) Le rendement total de fours à résistance est d'au moins de 65% (et même très souvent supérieur).

La puissance nominale qui en résulte est prise comme base pour le calcul des résistances de chauffage. On peut la considérer comme étant la puissance totale qui est absorbée par les résistances de chauffage à la tension normale et à la température nominale pour lesquelles le four a été conçu et dimensionné. De ce fait en dehors de la puissance nominale, il ne suffit pas de déterminer la puissance utile, mais il faut aussi tenir compte dans le calcul, des pertes suivantes:

- l'énergie consommée pour la mise en température du four.
- l'énergie consommée pour le maintien de la température du four chargé (à la température désirée en régime permanent).

Cependant pour les besoins de la cause, au cours de nos calculs, nous allons utiliser la figure [II-2-1] qui donne des valeurs de référence empiriques pour les fours à chambre, tenant compte de tous les suppléments cités au dessus.

III-1

les données du problème.

Il s'agit d'un four cylindrique de diamètre $D = 0,4\text{ m}$, la hauteur utile du lit fluidisé $H = 0,5\text{ m}$. Il est conçu pour fonctionner jusqu'à une température de 900°C et doit être raccordé à un réseau monophasé à la tension alternative de 220 V .

Les conducteurs chauffants seront constitués d'un alliage ferritique dont la composition et les caractéristiques sont mentionnées dans le tableau III-1.

Le volume utile du four étant de $0,063\text{ m}^3$, il faut prendre d'après la figure III-2-1 une puissance nominale d'environ de 10 kW .

Etant donné que la température du four doit atteindre 900°C , il convient de choisir une température d'élément chauffant de $\approx 1000^\circ\text{C}$. Ceci suppose que le conducteur chauffant soit réalisé en un alliage pouvant résister à une puissance surfacique de $1,2\text{ W/cm}^2$ (figure III-2-2).

Pour déterminer les dimensions qu'il faut donner aux conducteurs chauffants, on peut, soit procéder par le calcul, soit se servir de diagrammes ou abaques (voir annexe). Le diamètre de fils ronds est déterminé de la façon suivante:

$$d = 0,343 \left[\frac{P}{n} \left(\frac{P}{U} \right)^2 \right]^{1/3} \text{ mm}$$

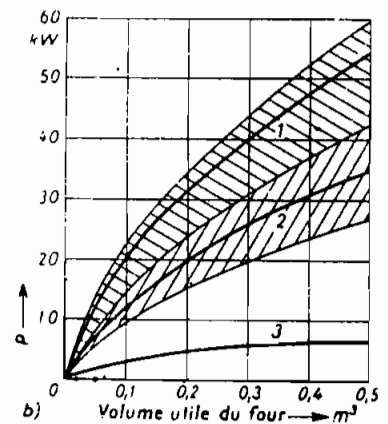
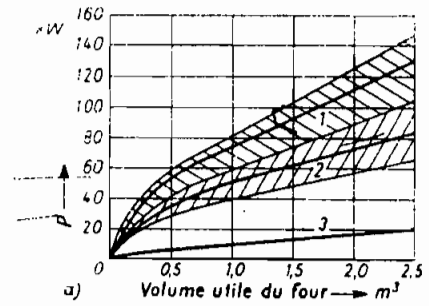


FIG. III-2-1 — Puissance nominale P des fours à résistance.

a) Pour des dimensions utiles du four allant jusqu'à $2,5\text{ m}^3$.

b) Pour des dimensions utiles du four allant jusqu'à $0,5\text{ m}^3$.

1. Température du four supérieure à 1000°C .

2. Température du four de 1000°C .

3. Température du four de 300°C .

TABEAU II-1
Désignation standard, composition et caractéristiques des alliages habituels pour conducteurs chauffants.

Structure	Désignation standard (1)	Composants essentiels en %				Résistivité à froid ρ mm ² /m	Temp. maximale admissible du cond. °C (2)	Température de fusion °C
		Ni	Cr	Al	Fe, C Si, etc.			
austénitique ...	NiCr 80 20	76 à 80	18 à 20	—	—	1,09	≈ 1150	1 400
	NiCr 60 15	58 à 60	14 à 16	—	reste	1,11	≈ 1075	1 390
	NiCr 30 20	29 à 31	20 à 22	—	reste	1,04	≈ 1100	1 390
	CrNi 25 20	18,5 à 19,5	23 à 25	—	reste	0,95	≈ 1050	1 380
ferritique	CrAl 30 5	—	28 à 30	4 à 5	reste	1,44	≈ 1250	1 500
	CrAl 20 5	—	19 à 21	4 à 5	reste	1,37	≈ 1150	1 500

1) D'après la norme DIN 17 006.

2) D'après la norme DIN 17 470, 2 mm de diamètre, dans l'air.

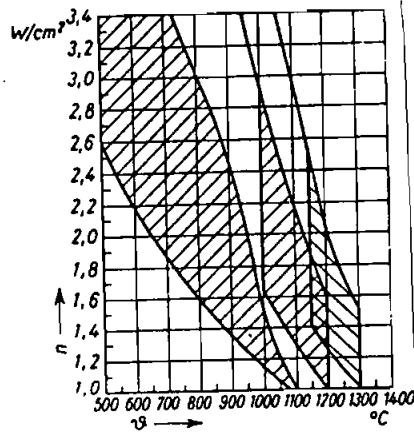


FIG. II-2-2— Puissance surfacique n de 3 catégories de filaments chauffants ferritiques des fours à résistance, pour différentes températures θ du four [37].

ÉLECTROTHERMIE

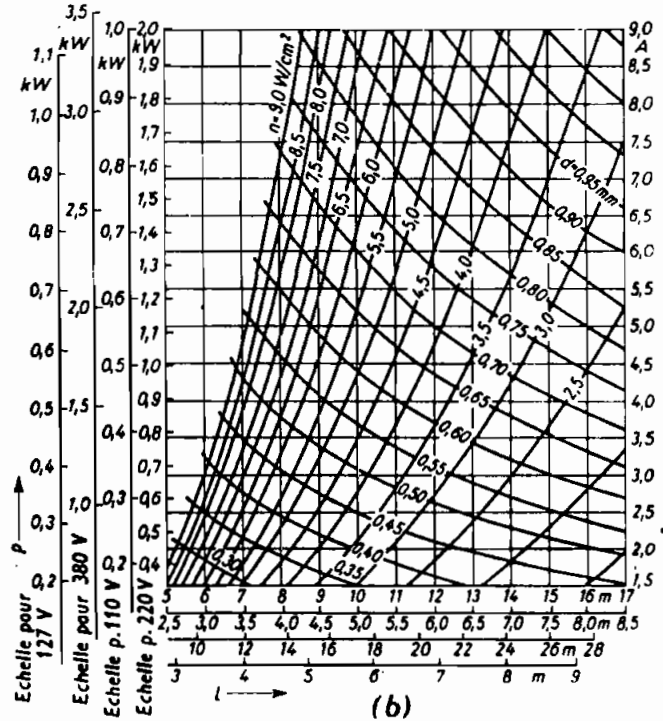
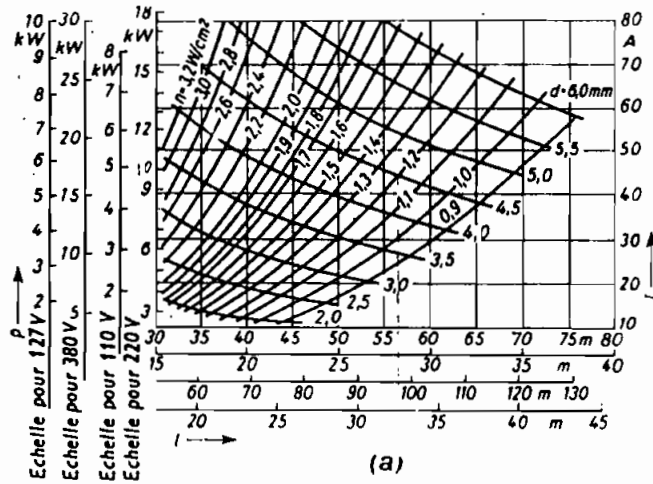


FIG. 11-2-3. Calcul des dimensions des éléments chauffants ferriteux pour des fours industriels (a) et des appareils de chauffage (b) [18].

- d = Diamètre du fil.
- l = Longueur du fil par groupe et par phase.
- n = Puissance surfacique.
- P = Puissance absorbée par groupe et par phase.

Où $\rho = 1,44 \mu \text{m}^2/\text{m}$ voir tableau III-1 : la résistivité de l'alliage ; $n = 1,2 \text{ W}/\text{cm}^2$: la puissance surfacique admissible ; $P = 10 \text{ kW}$: la puissance nominale absorbée par l'élément chauffant (en watts) ; $U = 220 \text{ volts}$: la tension appliquée à l'élément.

D-2 Application numérique

$$d = 0,343 \left[\frac{\rho}{n} \left(\frac{P}{U} \right)^2 \right]^{1/3} = 0,343 \left[\frac{1,44}{1,2} \left(\frac{10 \cdot 10^3}{220} \right)^2 \right]^{1/3}$$

$$d = 4,5 \text{ mm}$$

la longueur l du fil est alors obtenue à partir de la surface totale du conducteur chauffant :

$$\pi d l = \frac{P}{n} \Rightarrow l = \frac{P}{n \pi d}$$

$$\text{d'où } l = \frac{10 \cdot 10^3}{1,2 \cdot \pi \cdot 0,45} = 5894 \text{ cm}$$

$$l \approx 59 \text{ m}$$

Ces résultats pourraient être déterminés en utilisant les diagrammes de la figure D-2-3.

À partir de ces dimensions de fil, on obtient les valeurs suivantes pour le diamètre extérieur Δ de la spirale, le nombre des spires N et la longueur l_g de la spirale étirée :

$$\Delta = 6 \times 4,5 = 27 \text{ mm} \quad N = \frac{59000}{\pi(27-4,5)} \approx 834 \text{ Spires}$$

$$l_k = 834 \times 4,5 = 3753 \text{ mm} \quad l_g = 2 \cdot 3753 = 7506 \text{ mm}$$

l_k : longueur de la spirale non étirée.

l_g : 7506 mm longueur de la spirale étirée.

D'une façon empirique, on admet le principe, que le diamètre extérieur de la spirale doit, pour la température indiquée du conducteur chauffant, être six fois plus grand que celui du fil et, et que la spirale étirée doit avoir une longueur l_g égale au double environ de la longueur l_k de la spirale normale. [4].

L'on considère que l'on a une hauteur utile du four $H = 0,5 \text{ m} = 500 \text{ mm}$. En divisant la longueur l_g par cette hauteur on obtient le nombre d'éléments qu'il faut monter tout au tour du réacteur dans des rainures. Il faut par conséquent prévoir 15 rainures sur la paroi extérieur du four disposés suivant la hauteur utile H . On utilise la formule suivante:

$$l_g = N_r \cdot H$$

où N_r : le nombre de rainures; H : la hauteur utile du four
 l_g : la longueur totale de la spirale étirée.

$$N_r = \frac{l_g}{H} = \frac{7506}{500} = 15$$

$$N_r = 15 \text{ rainures}$$

III-3. Le temps de mise en température du Processus d'échauffement.

Le temps de mise en température du processus d'échauffement, se détermine en appliquant les lois de transmission de chaleur. Si θ_1 et θ_2 désignent respectivement les températures de la paroi du four et de la charge, A la surface traversée par le flux de chaleur Φ et h le coefficient de convection. On fait appel dans le cas de la transmission de chaleur par conduction

en régime variable transitoire (les fours sont soumis à des procédés cycliques qui déterminent des températures variables dans leur contenu et dans les parois), à la relation suivante:

$$\rho c v d\theta_2 = h A (\theta_1 - \theta_2) d\tau$$

qui traduit que l'augmentation d'énergie interne de la charge est égale à la chaleur cédée par les parois. En considérant que le lit fluidisé est un mélange de tourbe et de sable, l'équation ci-dessus s'écrit:

$$(m_s c_s + m_t c_t) d\theta_2 = h A (\theta_1 - \theta_2) d\tau$$

Ju $m_s = 17,28 \text{ Kg}$: masse du sable (tenant compte de la porosité)

$m_t = 8,33 \text{ Kg}$: masse de la tourbe " " "

$c_s = 0,198 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$: chaleur spécifique du sable.

$c_t = 0,361 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$: chaleur spécifique de la tourbe.

Par intégration, on obtient à partir de l'équation précédente le temps τ nécessaire pour chauffer la charge de la température initiale $\theta_{2i} = 35^\circ\text{C}$ jusqu'à la température finale $\theta_{2f} = 900^\circ\text{C}$.

$$\tau = \frac{(m_s c_s + m_t c_t)}{h \cdot A} \ln \frac{\theta_1 - \theta_{2i}}{\theta_1 - \theta_{2f}}$$

Dans un lit fluidisé la valeur du coefficient de transmission de chaleur h est comprise entre 250 et 550 $\text{W/m}^2\text{.}^\circ\text{C}$ [10]. Pour avoir une valeur plus exacte de h , on se réfère au chapitre qui traite de la combustion en lit fluidisé figure 6-2 (coefficient de transfert de chaleur en fonction de la granulométrie). On détermine facilement que $h = 280 \text{ W/m}^2\text{.}^\circ\text{C}$.

Le réacteur étant cylindrique de diamètre D_r et de hauteur

utile H : la surface $A = \pi D H$

Application numérique

$$\tau = \left[\frac{(17,28 \cdot 0,198 + 8,33 \cdot 0,361) \ln\left(\frac{1000-35}{1000-900}\right)}{280 \cdot \pi \cdot 0,4 \cdot 0,5} \right] (1,163)^* \text{ h}$$

* $1 \text{ kWh} = 860 \text{ kcal}$

$$\Rightarrow 1 \text{ kcal} = \frac{1000 \text{ Wh}}{860}$$

$$\tau = \frac{\text{kg} \cdot \text{kcal}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}{\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \times \text{m}^2} = \frac{\text{kcal}}{\text{W}} = \frac{1000 \text{ Wh}}{860 \text{ W}} = 1,163 \text{ h}$$

d'où $\tau = 0,096$ heures

\Rightarrow

$$\tau = 5 \text{ mn } 46 \text{ s}$$

III-4 Caractéristiques électriques du fil chauffant.

• Résistance

$$R = \frac{\rho l}{S} = \frac{\rho l}{\frac{\pi d^2}{4}}$$

Application numérique

$$R = \frac{1,44 \cdot 59}{\frac{\pi (4,5)^2}{4}} = 5,34 \Omega$$

• intensité parcourant le fil.

$$I = \frac{U}{R} = \frac{220}{5,34} = 41,2 \text{ A}$$

$$R = 5,34 \Omega \quad I = 41,2 \text{ A}$$

NB : un calcul bien détaillé de l'isolation thermique se trouve à Annexe 3

CHAPITRE IV

ETUDE FONDAMENTALE DE LA CARBONISATION [3]

Dans ce chapitre, nous allons décrire sommairement en interprétant les phénomènes chimiques, physico-chimiques et mécanique qui se produisent quand on chauffe progressivement un échantillon isotherme de charbon.

I Aspect chimiques de la carbonisation à basse température.

I.1 Perte de Poids des charbons au cours d'un chauffage Progressif

Les courbes ci-dessous donnent une image de la pyrolyse en ce sens qu'elles montrent l'existence de quatre zones de température entre lesquelles elle change d'allure. Elles fournissent ainsi commodément des repères par rapport aux quels on distingue les différents phénomènes liés à la carbonisation.

les courbes poids/température comme celle en pointillé de la figure et la courbe correspondante de vitesse de perte de poids en tirets pour le charbon S36 (*) et une vitesse de chauffage de 2 deg/mn, sont obtenus avec d'autres comme D25 (*) et L10 (*): on tire les résultats suivantes:

L'humidité se dégage entre 100 et 150°C. Entre 200 et 350°C les charbons véritables ne changent guère de poids, mais les

* Voir tableau IV.1 à la page suivante
les propriétés de ces charbons choisis comme exemple.

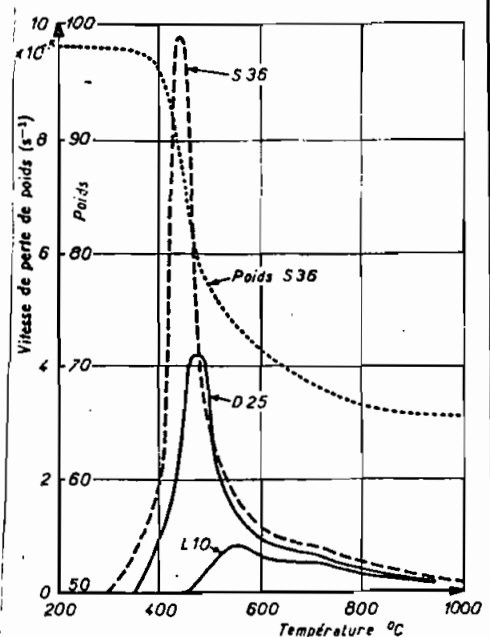


Fig 6.1 Variation de Poids
Pendant la carbonisation

TABLEAU IV-1. — Caractéristiques moyennes de six charbons
particulièrement utilisés au CERCHAR pour les études fondamentales sur la carbonisation

Origine du charbon		<i>Lens</i>	<i>Dourges</i>	<i>Carmaux</i>	<i>Camphausen</i>	<i>Ste-Fontaine</i>	<i>Faulquemont</i>
Désignation abrégée		L 10	D 25	C 28	C 35	S 36	F 40
Classe internationale		200	435	434	534	633	711
Appellation en usage		maigre	gras à coke	gras à coke	gras A	gras B	flambant sec
Indice de M. V. (sur M. O. P.) (%)		10,6	25,0	28,3	34,8	36,3	40,7
Indice de gonflement		0	> 9	9	8 ½	7	1 ½
Humidité (sec à l'air) (%)		0,6	0,6	1,4	1,0	2,2	4,1
Pouvoir calorifique supérieur sur M. O. P. (cal/g) ..		8 700	8 800	8 600	8 850	8 400	8 000
Pouvoir réflecteur de la vitrinite		2,30	1,45	1,30	1,05	0,97	0,75
Propriétés de carbonisation à 2 deg/mn	Gonflement maximal au dilatomètre	0	180	90	122	50	0
	Vitesse maximale de rotation du plas- tomètre	0	8 000	300	> 20 000	200	0
	Température début rotation plasto- mètre		370 °C	400 °C	380 °C	380 °C	
	Température de fluidité maximale ..		440 °C	440 °C	430 °C	415 °C	
	Température de resolidification θ_s ..		501 °C	494 °C	475 °C	459 °C	
	Vitesse maximale de perte de poids ($s^{-1} \times 10^4$)	0,55	4,05	6,2	15,5	11,7	10
	Température du maximum de perte de poids	524 °C	472 °C	460 °C	448 °C	440 °C	420 °C
	Résistivité des cokes 1 000 °C (unités arbitraires)	0,06	0,02	0,02	0,03	0,04	0,06
Voir produits de carbonisation dans le tableau	II. 2	II. 3	II. 4	II. 5	II. 6	II. 7	

Lignites continuent à perdre de l'humidité. la décomposition rapide des charbons gras ou flambants se produit toujours entre 400 et 500°C pour la vitesse de chauffage choisie de 2 deg/mn. A 500°C la vitesse de perte de poids $\frac{1}{P_0} \frac{dP}{dt}$ est tombée à une valeur faible voisine de $3 \cdot 10^{-5} s^{-1}$ et remarquablement indépendante du du charbon tant que celui-ci a plus de 20% de matière volatile. Elle décroît dans la zone 500-600°C et après 750°C, le poids reste à peu près constant vers 1000°C; on ne constate guère que la volatilisation du soufre et des matières minérales au-dessus de 1400°C [5]. Il est cependant utile d'étudier, ce qui se passe successivement dans les zones de température ainsi définies par le découpage 350-500-1000°C, pour des vitesses de chauffage très différentes, voir la partie cinétique à l'annexe 4.

I-2 Aperçu sur les matières volatiles émises au cours de la Pyrolyse à basse température.

Les combustibles solides diffèrent des matières volatiles émises au cours d'un chauffage progressif à l'abri de l'air. la liaison et les noeuds entre les atomes se disloquent, par la suite les molécules complexes se décomposent en liaison plus simples capables de subsister à des températures données.

la température de décomposition dépend de l'âge du combustible. Plus le combustible est jeune c'est à dire plus il est riche en oxygène et plus sa température de décomposition est basse.

Pour la tourbe la décomposition commence à une température variant entre 100° et 160°C, pour le lignite cette température est comprise entre 130° et 170°C et pour la houille elle varie de 170 à 300°C.

Il est très difficile de recueillir les produits primaires de pyrolyse parce qu'ils ne sont pas stables à la température où ils se forment. Il faut donc, si on désire les obtenir, les soustraire le plus rapidement possible à l'action de la chaleur. On peut y parvenir au laboratoire en chauffant sous pression réduite et en retirant les produits volatils avec une pompe à vide au fur et à mesure de leur formation.

Les matières volatiles qu'on peut normalement recueillir dans les zones de température définies précédemment sont:

- avant 350°C des gaz déjà formés comme le méthane et l'anhydride carbonique se dégagent.
- vers 350°C pour les flambant et vers 400°C pour les charbons à coke, des goudrons se dégagent rapidement.
- à 500°C pour une vitesse de chauffage de 2 ou 3 deg/mn on obtient toutes les produits condensable à l'exception de l'eau.

I-3 Les réactions de pyrolyse des charbons.

De nombreuses et complexes méthodes ont été développées dans ce domaine, mais souvent très indirectes. Cependant aucune d'entre elles n'a apporté de renseignements déterminants. Le schéma ci-dessous montre les réactions qui se produisent; elles sont inexacte dans le détail mais probablement vraies

dans les grandes lignes. Cependant elles ont pour intérêt d'expliquer l'influence d'un certain nombre de paramètres lors de la carbonisation

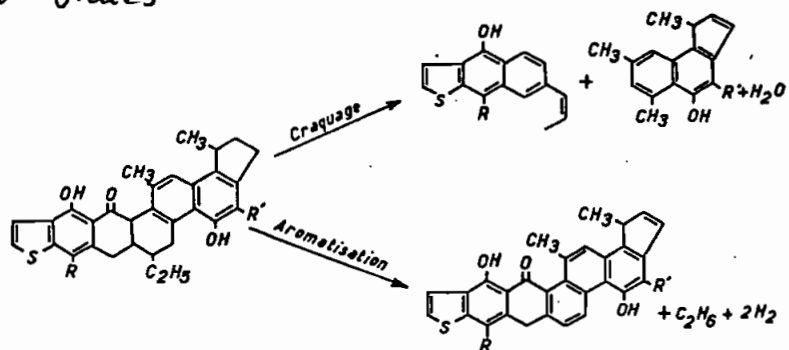


FIG. V. 2. — Schéma des deux principaux types de réaction de carbonisation.

En effet il se produit presque simultanément deux types de réactions antagonistes quant à leur effets, mais forcément coexistantes pour que le bilan d'hydrogène s'équilibre. Il s'agit :

a) des réactions de craquage, qui consistent en la rupture de liaisons carbone-carbone, dont la saturation des deux radicaux formés par cette rupture exige de l'hydrogène qui sera fourni par le deuxième type de réaction.

b) des réactions d'aromatization et de condensation qui consistent en la formation de groupements aromatiques de plus en plus étendus à la fois par deshydrogénation. Ces réactions libèrent de l'hydrogène et conduisent à la formation d'un résidu solide de carbone soit à partir du charbon initial soit à partir des liquides intermédiaires formés.

Ces réactions coexistent puisque le craquage exige et facilite la condensation afin de s'alimenter en hydrogène et que, inversement, la condensation libérera toujours de petites molécules H_2 ou H_2O . Elles sont antagonistes puisque le premier type formera surtout des goudrons et que le deuxième type transformera ces goudrons en résidu solide. L'équilibre entre les deux réactions est fonction de l'hydrogène disponible pour se combiner à l'oxygène et au carbone dans les matières volatiles.

C'est à partir de ces réactions qu'on a parvenu à expliquer pourquoi l'augmentation de vitesse de chauffage accroît le rendement en matières volatiles, bien qu'elle conduise à effectuer la pyrolyse à température plus élevée. Des molécules telles que les fragments issus de la réaction de craquage, peuvent soit passer tout de suite en phase vapeur, soit donner lieu eux-mêmes à des réactions de condensation (par exemple par l'intermédiaire de leurs fonctions phénol)

qui les fixeront au résidu de carbone, une élévation de température accélère les deux processus, mais davantage le premier que le second.

D'autre part des considérations de cinétique chimique indiquent que ces produits thermiquement instables seront d'autant mieux préservés que le chauffage du charbon aura été plus rapide et que le dégagement des produits volatils se sera ainsi fait à température plus élevée. [3].

II-4 Carbonisation au-dessus de 500°C

C'est vers 500°C qu'on obtient un résidu solide souvent appelé « semi-coke » que la poursuite de la pyrolyse va transformer progressivement en coke de haute température.

Contrairement à ce qui se passe dans la zone 350-500°C, les conditions de cokéfaction (vitesse de chauffage, pression, granulométrie) ont moins d'importance au-dessus de 500°C. La plupart des caractéristiques du coke sont déterminées par l'état à 500°C, par la température maximale atteinte et accessoirement par la durée de séjour à cette température.

Cependant, la figure V-3a donne la vitesse de départ en (volume) des principaux gaz en fonction de la température pour une vitesse de chauffage voisine de 2 deg/min et pour la viténite d'un charbon peu différent de S 36.

d'après Fitzgerald [7]. On voit qu'à 500°C, il se dégage surtout du méthane, mais en quantité rapidement décroissante quand la température augmente. L'oxyde de carbone reste un constituant important entre 600 et 800°C, cependant que l'hydrogène passe par un maximum très caractéristique et à

peu près indépendant du type de charbon vers 750°C. Le dégagement d'hydrocarbures autre que le méthane cesse pratiquement après 550°C. La figure V.3b (d'après Jüntgen) décrit le même phénomène pour un charbon à 19% de matières volatiles.

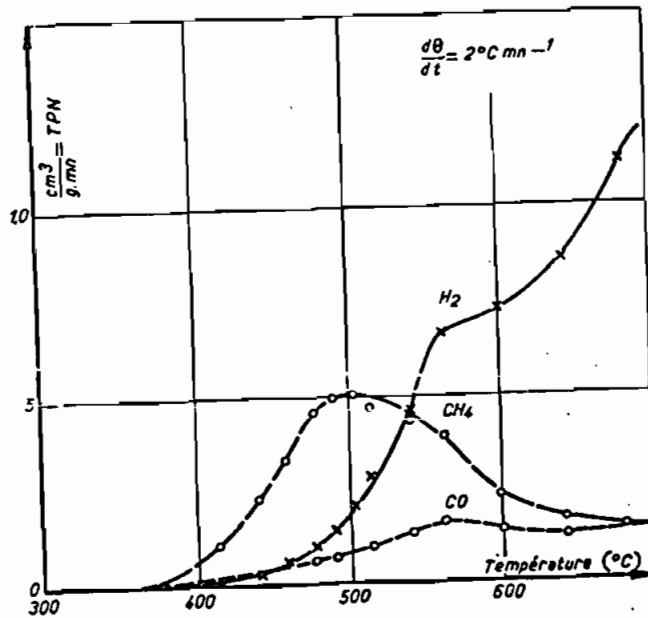


FIG. V-3 a) — Vitesse de dégagement de quelques gaz de pyrolyse en fonction de la température, d'après (14) :
 a) charbon voisin de S. 36,

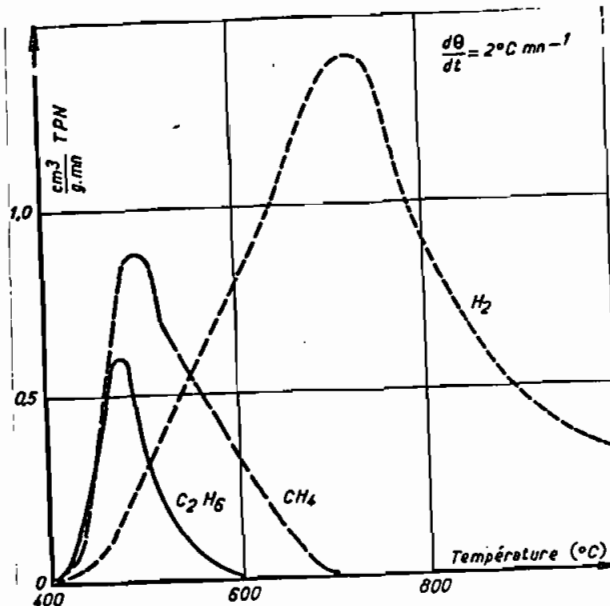
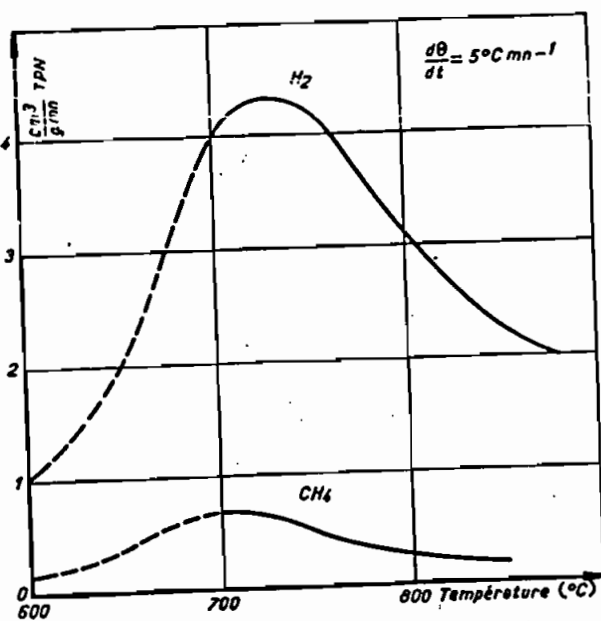


FIG. V-3 b) — charbon à 19% de M. V.

La figure V.3c donne cette vitesse de départ pour un semi-coke provenant d'un charbon analogue aussi à 536 mais chauffe au préalable vers 580°C, d'après Rennhack [7]. Le chauffage préalable a modifié la cinétique aux températures inférieures à 700°C; mais cette figure donne des informations probablement valable pour le dégazage au dessus de 700°C et complète ainsi la figure V.3a. La vitesse de chauffage est ici de 5 deg/mn, ce qui accroît naturellement la vitesse de dégagement.



c) semi-coke 580°C.

FIG. V-3C — Vitesse de dégagement de quelques gaz de pyrolyse, d'après [7]

II Etude comparative entre les procédés de gazéification en lit fixe, lit fluidisé et courant fluide.

Les procédés à lit fixe et ceux à lit fluidisé se distinguent essentiellement par le calibre et le mouvement des grains solides. Dans les premiers, on traite des grains relativement gros et généralement calibrés, qui conservent à peu près leurs positions respectives au cours du traitement. Dans les procédés à lit fluidisé on traite de fines particules en état d'agitation permanente. Cette turbulence est favorable aux échanges tant massiques que calorifiques. Du point de vue thermique il y a une différence essentielle entre les procédés à lit fluidisé et ceux à courant fluide: un lit fluidisé est, à température à peu près uniforme, en sorte que les réactions sont sensiblement isothermes. Comme d'autre part la température doit être maintenue au dessous d'une certaine limite, il en résulte que seuls des combustibles suffisamment réactifs peuvent être gazéifiés en lit fluidisé. En revanche, en courant fluide on peut marcher avec cendres fondues et atteindre des températures de réaction très élevées (1600-1700°C) qui permettent de traiter tous les combustibles, quelle que soit leur réactivité. Cependant c'est dans la gazéification en lit fluidisé que les meilleures conditions sont réunies, à l'échelle industrielle, pour préserver les produits primaires: le charbon est porté à la température de dégagement des matières volatiles en un temps de quelques secondes, et les produits gazeux formés sont rapidement entraînés hors du four et refroidis à moins de 400°C.

IV Carbonisation en lit fluidisé

Chauffés à l'abri de l'air, tous les combustibles de la série lignohouillère se transforment chimiquement, en donnant naissance à des produits volatils (eau, goudron, benzol, gaz) et en laissant un résidu solide (coke, pseudo-coke, semi-coke). Ce sont les réactions de pyrolyse.

On serait donc obligé dans ce procédé d'utiliser un gaz inerte pour fluidiser notre combustible. De ce fait tout au début du procédé, une combustion partielle d'une partie de la charge servira à fournir des produits de combustion dépourvus d'oxygène et qui seront à nouveau recyclés dans le lit pour la phase carbonisation. Cette combustion fait l'objet d'une étude détaillée dans le chapitre suivant.

IV-1 Processus de gazéification : libération des volatiles

La libération des volatiles dépend des processus de transmission de chaleur et de masse. Le processus de libération des volatiles se passe de façon intensive dans l'intervalle de température $500 \div 800^\circ\text{C}$ en fonction du combustible. La quantité de volatiles libérés dépend de la vitesse de chauffage du combustible. Un chauffage rapide conduit à une augmentation de la quantité de volatiles.

Cependant c'est dans la carbonisation en lit fluidisé que l'on rencontre des vitesses de chauffage DT/DZ de 300 à

quelques milliers de degrés par seconde ($10000^{\circ}\text{K}/\text{s}$...) [28].
La quantité de volatile libérée, d'après les différentes méthodes utilisées se mesure d'après un chauffage relativement lent (2 à $5^{\circ}\text{C}/\text{mn}$). Ainsi donc lors de la carbonisation dans un lit fluidisé la quantité de volatiles libérés dépasse de loin la quantité requise (standard).

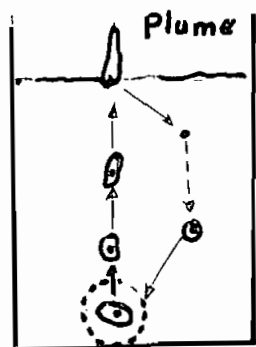
IV-1-1 Modèle de libération des volatils

Dans les modèles développés ces dernières années furent utilisées des hypothèses qui diffèrent profondément en ce qui concerne le mécanisme de libération des volatils.

Les modèles les plus répandus de libération des volatils sont :

- le modèle de Park D. la libération des volatils est soudaine et se passe au point d'injection du combustible. cette hypothèse donne naissance aux modèles qui soulignent qu'ils existent des volatils sous forme de "plume" et qui ne brûlent pas dans le lit.
- le modèle de Yates J. G qui préconise une libération des volatils sous forme de bulles discrètes, voir figure V-4.
- le modèle de Stubington J. F qui donne la configuration et les limites de la zone de libération des volatils au dessus de l'injecteur de combustible.

Fig 5-4



IV. 1-2 Décomposition pyrogénée : Matières volatiles.

Les réactions de pyrolyse engendrent des produits très variés, certains en proportion importante, d'autres seulement à l'état de traces. L'eau qui prend naissance à partir des atomes d'hydrogène et d'oxygène des macromolécules initiales représente toujours une proportion importante des produits volatils de pyrolyse. Cette eau, à laquelle s'ajoute celle provenant de l'humidité du combustible, se condense lors du refroidissement des gaz en dissolvant certains des produits formés : NH_3 dans la carbonisation des houilles. Cette phase aqueuse (eaux ammoniacales) se sépare des produits non solubles, lesquels constituent le goudron. Après condensation et éventuellement lavage par des solvants appropriés (debenzolaqe), il reste un gaz incondensable dont : H_2 , CH_4 , CO , CO_2 , N_2 sont en proportion très variables les constituants principaux.

La complexité chimique des réactions de pyrolyse s'accroît encore du fait que, à la température où elles ont lieu, les corps qui prennent naissance ne constituent pas un ensemble thermodynamiquement stable. Des réactions « secondaires » de

cracking, cyclisation, hydrogenation ou deshydrogenation, etc... peuvent se produire aussi longtemps que la température reste suffisamment élevée.

Dans la pratique industrielle de la carbonisation, en particulier dans les fours à coke, les vapeurs dégagées cheminent à travers le combustible incandescent, avec lequel elles peuvent réagir, et traversent des zones plus chaudes que celle dans laquelle elles ont pris naissance.

En règle générale, le dégagement volatil est d'autant plus important et se fait d'autant plus facilement que le rang du combustible est bas. La température à laquelle débute les réactions de pyrolyse et celle à laquelle elles atteignent leur maximum d'intensité s'élèvent d'une manière continue avec le rang. Pratiquement le début des réactions est marqué par l'apparition du goudron, laquelle n'est précédée que d'un faible dégagement gazeux. La température à laquelle apparaît le goudron lorsqu'un combustible est soumis à un chauffage lent et régulier est dit seuil de pyrogénation ou seuil thermique de ce combustible. Elle est en moyenne de 200 à 230° pour les tourbes: on obtient en quantités assez importantes, de l'eau contenant des acides gras (pyroligneux), du gaz carbonique et de l'oxyde de carbone, mais très peu de goudron.

Le dégagement volatil passe alors par un maximum, il diminue fortement vers 500°C mais se poursuit sous forme d'une émission de plus en plus faible de gaz incondensables, jusque vers 1000°C.

En ce qui concerne le partage du soufre et de l'azote

entre les produits de la pyrolyse, il convient de noter qu'en général plus de la moitié de chacun de ces deux éléments se retrouve dans le coke. Dans un four à coke, le soufre de la tourbe se répartit en moyenne de la manière suivante 55 à 65% dans le coke, 30 à 40% dans le gaz (presque entièrement sous forme de H_2S); 5% dans le goudron. L'azote volatil se retrouve principalement sous forme élémentaire dans le gaz, et sous forme de NH_3 dont le dégagement est surtout important au voisinage de $700^\circ C$. [2].

Produits de la cokéfaction

Tableau IV - 2

Produits		Semi-Cokéfaction 500 - 550	Cokéfaction 1000 - 1100
le coke : poids du combustible	%	65 - 75	75 - 82
Teneur en volatile dans le coke restant (sans cendre)	%	8 - 12	9,5 à 1
gaz en fonction de la masse de combustible sec avec cendre	%	6 - 8	15 - 19
Pour une tonne de charbon	$N m^3$	60 à 80	300 à 350
Poids spécifique du gaz sec	Kg / m^3	0,8 - 0,9	0,4 - 0,5
Pouvoir calorifique gaz sec	$Kcal / Nm^3$	2000 - 8000	3500 - 4500

Suite

(Suite du tableau)

teneur en résine en fonction de la masse sèche de combustible	%	10-20	2,5-3,5
Poids spécifique de la résine	T/m ³	0,9-1,0	1,1-1,2
NH ₃ en fonction de la masse sèche du combustible	%	trace	0,1-0,35
teneur gaz (léger)	%	0,3-0,5 essence sous forme de gaz	1-1,2 benzole

IV-1.3 Recherche du temps de dévolatilisation

Différents auteurs ont obtenus des résultats satisfaisants dans ce domaine. Cependant les résultats de Anthony et Howard [20], montrent que la dévolatilisation du charbon pour des diamètres de 70 μ , chauffé rapidement jusqu'à 900°C est complète en une seconde.

Par ailleurs un temps large est requis pour dévolatiliser des grosses particules dans un lit fluidisé.

- Peters et Bertling, selon eux pour des particules allant de 1 à 3 mm de diamètre, le temps de dévolatilisation se situe entre 5 s à 650°C et 3 s à 1100°C.

- Morris et Keairns injectaient des particules de charbon dans le lit fluidisé et analysaient la composition du gaz récupéré en fonction du temps. A 872°C à 10 atm , la dévolutisation est complète à 95% après $5,4\text{ s}$ pour un diamètre de $1,55\text{ mm}$ et augmente jusqu'à $17,5\text{ s}$ pour des diamètres de $3,68\text{ mm}$.

- Tung and al donnent des résultats de dévolutisation de $0,4\text{ mm}$ à 1 mm de diamètre, complète à 65% après 3 s .

Pour ces résultats, on peut conclure que la dévolutisation des particules de charbon de 1 à 5 mm de diamètre peut s'obtenir pour un minimum de 3 s après injection des particules dans le lit et peut continuer jusqu'à 20 s pour des grands diamètres.

Cependant d'après les résultats obtenus du coefficient de diffusion de la chaleur à l'intérieur des particules, il est établi que la transmission de chaleur à l'intérieur des particules est assez élevée.

Par ailleurs L'azone propose les mécanismes suivants qui jouent un grand rôle dans le processus de libération des volatiles et qui sont proportionnels au carré du temps nécessaire pour la libération des volatiles:

- 1) l'intensité du transfert de chaleur vers la particule
- 2) l'intensité du transfert de chaleur à l'intérieur de la particule
- 3) l'intensité de la libération des volatiles des couches internes de la particule vers la couche externe de celle-ci

L'intensité de la libération des volatiles en fonction de la diffusion interne de masse fut étudié en utilisant les données expérimentales de Jung, Stanmore et Howard. [3]. Elle est exprimée en fonction de la teneur (densité molaire) des volatiles dans la particule, de la diffusion effective des volatiles de la particule et de la valeur moyenne de la concentration de volatiles à un rayon donné.

D'autre part le temps nécessaire pour la libération des volatiles est déterminé en utilisant la loi de Darcy, qui détermine ce temps en fonction de la densité de la particule, de la masse molaire des volatiles, de la constante universelle des gaz, de la température, de la viscosité, et de la quantité des volatiles (kg/kmol).

$$t_{vol} = \frac{\rho_p \cdot V_M^0 \cdot R_u \cdot T \cdot M_{vol}}{M_{vol} \cdot 100 \cdot 6 (\rho_{vol}^2 - \rho_s^2) \cdot Bx} d_p^2 \quad (1)$$

$$= K_{vol} \cdot d_p^2$$

Pour un combusteur en lit fluidisé $K_{vol} = 1,29 \text{ s/mm}^2$

La figure qui suit montre que l'équation (1) est seulement utilisée pour des grains de tourbe gros, lorsque le taux de dévolatilisation est contrôlé par le transfert de masse.

Cependant pour de faible diamètre de tourbe, c'est le transfert de chaleur qui prédomine et on utilise l'équation suivante.

$$t_{vol} = 2,6 d_p^{1,4} \quad (2)$$

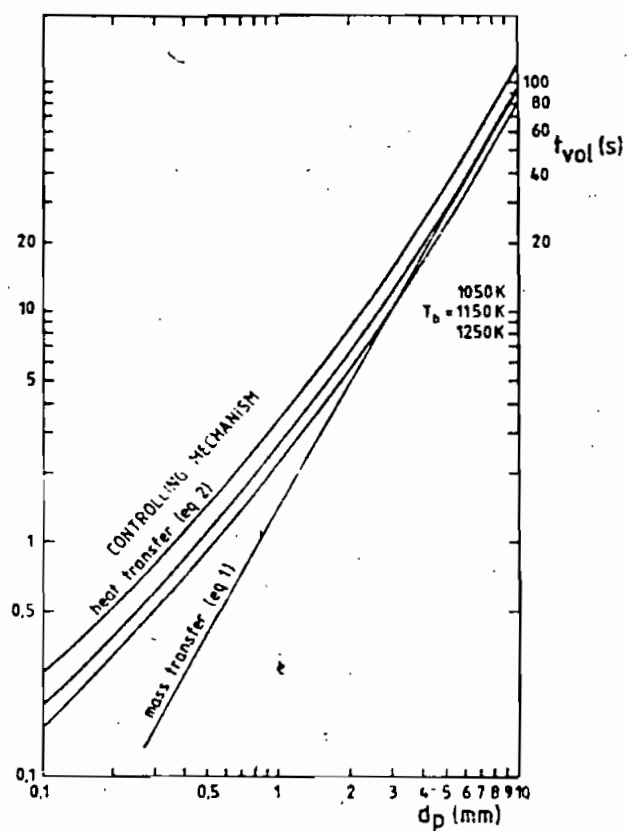


Fig5-5: Temps de dévolatilisation pour des Particules de Tourbe secs.

CHAPITRE V

COMBUSTION EN LIT FLUIDISÉ

Le phénomène de fluidisation a été décrit au chapitre II. Il consiste à maintenir le solide en suspension dans le courant de gaz avec lequel on veut le faire entrer en réaction.

Cependant le but de ce chapitre est de voir comment utiliser les produits de combustion comme gaz inerte dans le processus de gazéification de la tourbe dans le lit fluidisé. Lorsqu'il s'agit de gazéifier ou de carboniser, le combustible solide est chauffé dans un milieu où il n'existe pas d'air. Notre objectif sera donc d'éviter au grand maximum la présence d'oxygène dans les produits de combustion. Ainsi, dans un premier temps nous aborderons l'étude fondamentale de la combustion d'un combustible solide (la tourbe pour notre cas), et dans un deuxième temps nous allons montrer l'intérêt d'utiliser la technique de fluidisation dans ce domaine.

I Etude Fondamentale de la combustion de la tourbe.

La combustion est une réaction chimique exothermique (avec dégagement de chaleur à haute température) entre les éléments actifs et l'oxygène ; donc c'est une réaction d'oxydation. Les éléments actifs sont généralement constitués d'hydrogène, de carbone, du soufre, l'oxyde de carbone ; de l'azote (H_2, C, S, CO, N).

la composition élémentaire massique de la tourbe peut être exprimée par la relation $c + h + s + n + o + a = 1$ où c, h, s, n, o sont les fractions massiques des différents éléments constituant le combustible, et a étant la fraction massique des cendres. La valeur

de chaque fraction massique est donnée dans le chapitre I.

Cependant les combustibles gazeux se caractérisent d'habitude par la composition volumétrique. En utilisant la notation: $V_{C_xH_y}$ comme concentration partielle volumétrique d'hydrocarbure C_xH_y ; V_{H_2O} , V_{CO} , V_{CO_2} , V_{N_2} , V_{O_2} , V_{H_2S} les concentrations partielles des autres composantes = chacune ayant la dimension $\left[\frac{Nm^3 \text{ composante}}{Nm^3 \text{ combustible}} \right]$.
On peut écrire $\sum (V_{C_xH_y}) + V_{CO} + V_{CO_2} + V_{N_2} + V_{O_2} + V_{H_2S} = 1$

les poids et volumes moléculaires des corps intervenant dans la combustion sont les suivantes.

Tableau A

Éléments	g	l (n)	Gaz Composés	g	l (n)
C	12,01		CO ₂	44,01	22,26
S	32,06		CO	28,01	22,41
O ₂	32,00	22,39	SO ₂	64,06	21,89
N ₂	28,02	22,40	CH ₄	16,04	22,38
H ₂	2,016	22,43	C ₂ H ₆	30,07	22,17

I-1 Les Réactions chimiques de la Combustion

Toutes les substances initiales qui subissent une réaction de combustion sont appelées REACTIFS, alors que les substances qui en résultent sont appelées produits ou gaz combustibles.

La combustion est cependant complète quand toutes les substances combustibles sont intégralement oxydées; la combustion est incomplète si les gaz combustibles contiennent des substances qui peuvent encore brûler (Carbone, oxyde de carbone, hydrocarbure non brûlés). La cause principale de la combustion

incomplete est le manque d'oxygène nécessaire à une oxydation totale.

Cependant à partir des réactions chimiques de la combustion développées à l'annexe 2, on déduit à partir du tableau B, les équations suivantes:

1) Le volume d'air nécessaire

$$(1) \quad L_{\min} = V_{a0} = 8,88c + 26,66h + 3,33s - 3,33o \text{ m}^3/\text{kg comb.}$$

(2) Le Poids d'air Nécessaire

$$(2) \quad P_{a0} = 11,48c + 34,21h + 4,30s - 4,31o \text{ kg/kg comb.}$$

3) Le volume de gaz Comburés (sans excès d'air)

$$(3) \quad V_{g0} = 8,89c + 32,28h + 3,33s + 0,8n - 2,63o \text{ m}^3/\text{kg}$$

4) Le Poids de gaz (sans excès d'air)

$$(4) \quad P_{g0} = 12,48c + 26,27h + 5,30s + n - 3,31o \text{ kg/kg comb.}$$

La teneur du CO_2 en volume dans les gaz de combustion pour une combustion parfaite soit CO_{2p} , s'obtient en divisant le volume du CO_2 par V_{g0} . En négligeant le soufre, on obtient approximativement:

$$\text{CO}_{2p} = \frac{1}{1 + (1+3k) \frac{79}{21}} \quad \text{avec } k = \frac{h - o/8}{c}$$

D'autre part, on établit facilement la relation:

$$\text{CO}_{2p} + \text{SO}_{2p} = 1 - 0,79 \frac{V_{a0}}{V_{g0}} \quad [\quad]$$

II La Combustion en lit fluidisé.

Il existent plusieurs procédés de faire la combustion de la tourbe. Cependant la technique de fluidisation semble être la plus productive sur le plan énergétique. Elle se prête particulièrement bien à la réalisation des réactions chimiques exothermiques nécessitant une évacuation énergique de la chaleur produite et où l'apparition de points chauds pourrait être critique. L'augmentation de la surface de contact entre les particules solides de combustible et le fluide permet d'obtenir une augmentation considérable de l'intensité de la transmission de chaleur et de masse dans un lit fluidisé.

II.1 Contraintes opératoires résultants de la Fluidisation.

II.1.1 Granulométrie des solides fluidisables

Le procédé s'applique aux combustibles fins mais à des calibres bien déterminés. Ceci veut dire que toutes les produits ne sont pas fluidisables.

On distingue un effet quatre comportements différents

Selon la granulométrie et la masse spécifique comme l'indique la figure 6-1, les poudres très fines (C) sont difficilement utilisables; on constate que le coefficient de transfert de chaleur décroît rapidement : figure 6-2. Les couches formées de grains trop gros (D) entraînent des gélages importants de gaz et ne se prêtent pas à un mélange convenable du solide. Cependant la fluidisation des catégories A et B est préférable; car elles présentent les caractéristiques les plus favorables:

- Avec les poudres de la catégorie A, on obtient une expansion considérable de la couche et une circulation intense des particules.
- Avec les poudres de la catégorie B, l'expansion de la couche est relativement faible; le mélange est cependant important.

Pour conséquent l'utilisation de grains de tourbe fins en ou d'accroître leur surface de contact avec le fluide en résulte un brassage très important, et des échanges thermiques très actifs entre gaz et solide.

Etant donné que la masse spécifique de la tourbe est faible (1020 kg/m^3) relativement à celle du sable (2500 kg/m^3), une trop grande réduction du diamètre des grains de tourbe s'accompagnerait d'un entraînement pneumatique de celui-ci et d'une trop grande perte par imbrûlés. De ce fait le choix d'une granulométrie de la tourbe supérieure à celle des matières inertes (sable) résulte d'un compromis technique. Cependant, diverses contraintes imposent pour les particules inertes une granulométrie comprise entre 200 à 600μ . Ajoutant à tout cela aux contraintes qu'a donné Botterill [10] pour le coefficient de transmission de chaleur $h = 250 \div 550 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$, nous pouvons imposer pour les particules de tourbe fluidisable

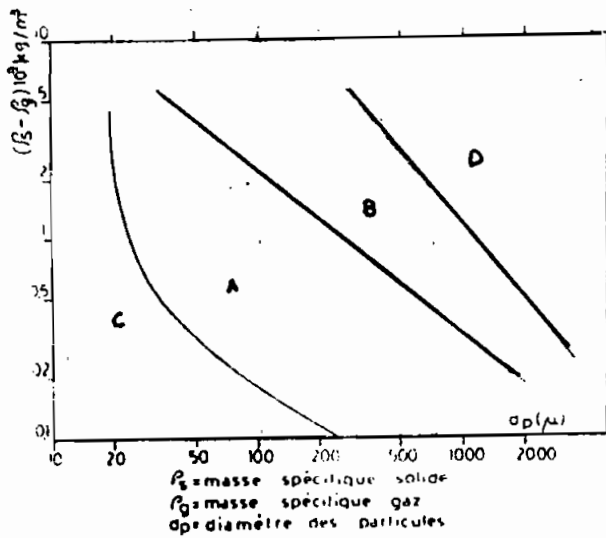


FIGURE 6.1 CLASSIFICATION DES POUDRES (GELDART).

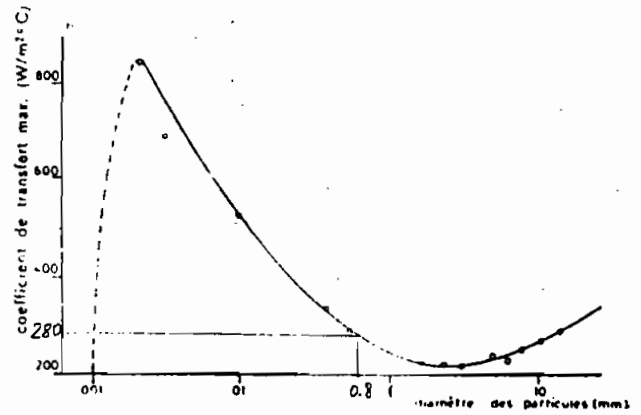


FIGURE 6.2 COEFFICIENT DE TRANSFERT DE CHALEUR EN FONCTION DE LA GRANULOMETRIE.

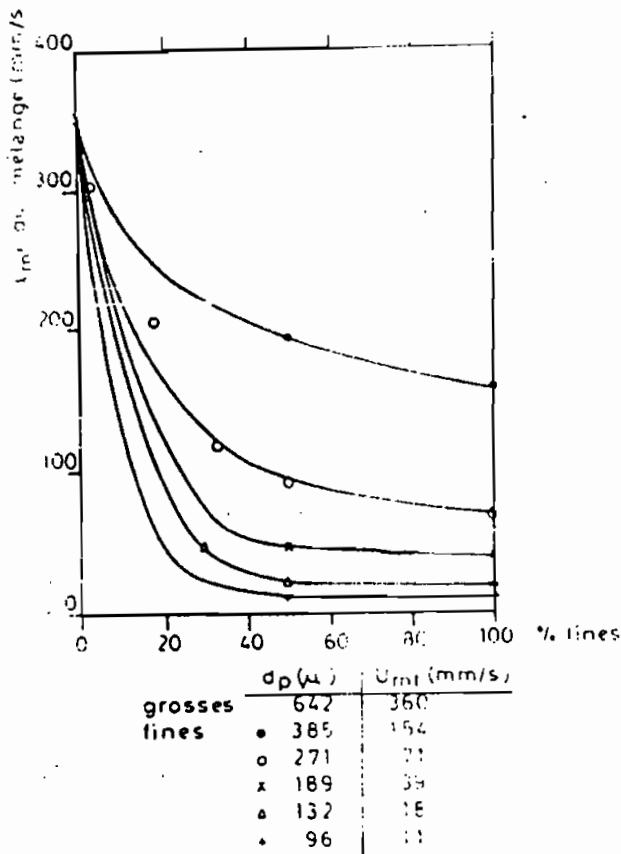


FIGURE 6.3 VITESSES MINIMALES DE FLUIDISATION DES MELANGES BINAIRES.

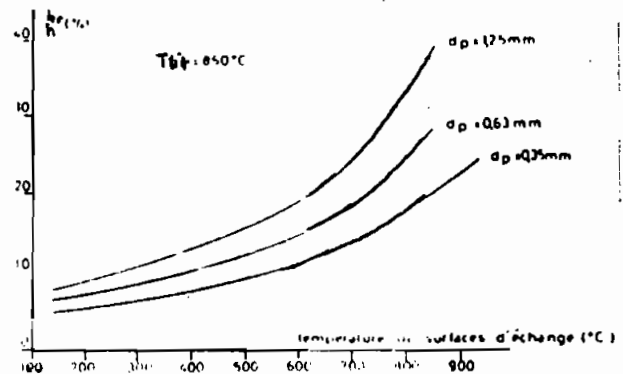


FIGURE 6.4 CONTRIBUTION DU RAYONNEMENT AU TRANSFERT DE CHALEUR.

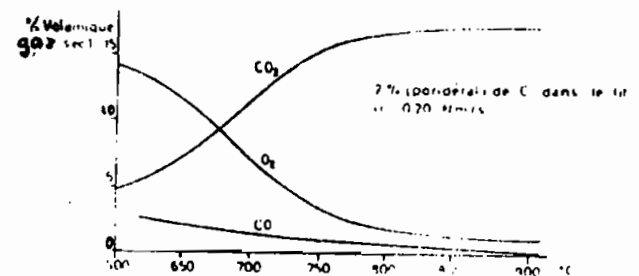


FIGURE 6.5 COMPOSITION DES GAZ DE COMBUSTION EN FONCTION DE LA TEMPERATURE DANS LA COUCHE FLUIDISEE

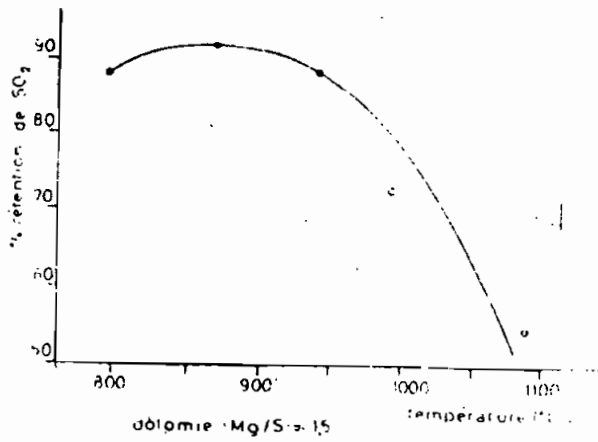
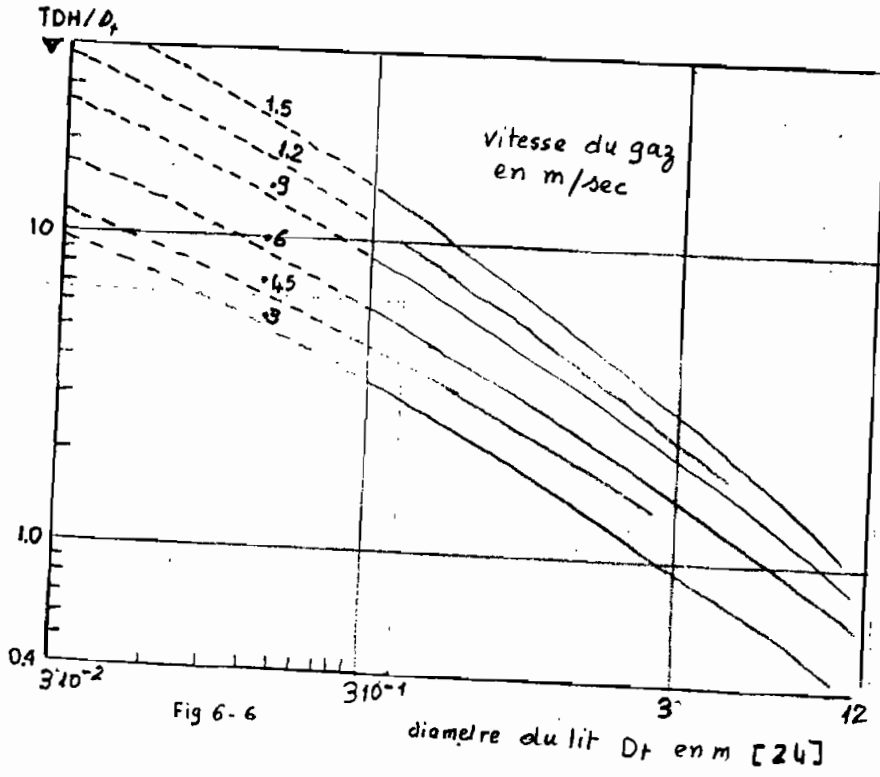


FIGURE 6-7 - EFFET DE LA TEMPERATURE SUR LA DESULFURATION DES FUMÉES.

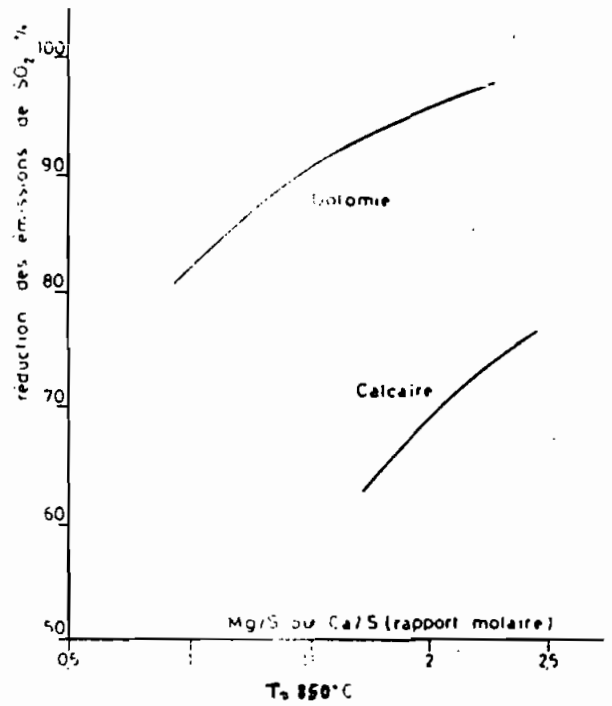


FIGURE 6-9 - REDUCTION DES EMISSIONS DE SO_2 EN FONCTION DU RAPPORT MOLAIRE Ca/S.

une granulométrie comprise entre 200 à 2000 μ . Nous avons choisi comme exemple dans nos calculs une granulométrie de 800 μ qui répond bien aux contraintes ci-dessus.

II-1-2 vitesse de fluidisation.

Dans le cas d'un combusteur fluidisé, la charge est constituée de fines particules de sable ou de cendres (70% dans nos calculs) et de particules plus grosses de tourbe. La vitesse minimale de fluidisation d'un mélange est donc comprise entre la vitesse minimale des particules inertes et celle de la tourbe prise isolément. On observe toute-fois sur la figure 6-3 [11] qu'un mélange binaire contenant plus de 70% de fines présente une vitesse minimale de fluidisation qui est pratiquement celle des fines prises séparément. La vitesse minimale de la charge d'un combusteur fluidisé est essentiellement définie par la taille et la masse spécifique des particules inertes.

II-1-3 Contraintes complémentaires.

Afin d'éviter un entraînement trop important de solides dans les gaz de combustion au moment de l'éclatement des bulles à la surface du lit, on ménage une zone de dégagement. Elle dépend du diamètre et de la densité des particules, de la vitesse de fluidisation et du diamètre de l'installation: voir figure 6-6 [24]. Pour limiter l'entraînement des fines particules tout en réduisant la hauteur de la zone de dégagement, la vitesse de fluidisation est maintenue en dessous de 10 fois la vitesse minimale de fluidisation. Il faut en outre ajuster la vitesse de fluidisation pour éviter toute ségrégation au niveau du lit. Cependant la vitesse minimale assurant un indice de mélange acceptable

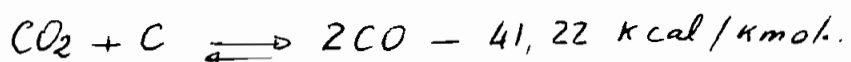
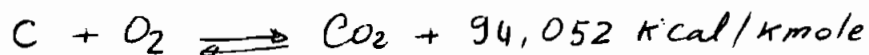
(50%) est de l'ordre de $4 W_{cr}$.

- compte tenu de ces deux contraintes la vitesse de fluidisation doit se situer dans l'intervalle : $4 < \frac{W}{W_{cr}} < 10$.

D-1-4 Contrainte due à la température.

D'une part, la température doit dépasser 500°C faute de quoi les volatiles ne sont pas craqués et l'essentiel de la combustion se passe au dessus du lit. D'autre part pour maintenir la charge à l'état fluidisé, il est indispensable d'éviter la formation de mâchefers; il faut donc que la température soit inférieure à celle de fusibilité des cendres de tourbe de la zone centrale des Niages comprise entre 1180 et plus de 1450°C .

Il faut cependant pour éviter la fusion des cendres, ne pas dépasser des températures opératoires de l'ordre de 900°C , car comme l'a montré Yates [12]: la température au sein des particules de charbon pouvait être de 100 à 200°C supérieure à la température de la couche fluidisée. A des températures supérieures à 700°C , la plupart des substances volatiles du charbon sont craquées; les réactions chimiques à considérer sont:



En situation cinétique, la deuxième réaction est beaucoup plus lente que la première. Comme le montre la figure 6-5, la composition du gaz en fonction de la température de la couche fluidisée, il faut travailler à des températures aussi basses que possible tout en gardant une bonne réactivité de la tourbe. On est ainsi conduit à des valeurs de 750°C à 800°C

De l'examen des divers contraintes, on déduit que la température d'un combusteur fluidisé doit être maintenue entre les limites : $750^{\circ}\text{C} < T < 900^{\circ}\text{C}$.

On constate, cependant que le coefficient de transfert augmente avec la conductivité thermique du gaz de fluidisation; étant donné que la conductivité croît avec la température, le coefficient, le coefficient de transfert augmente avec la température du lit.

Pour des températures de l'ordre de 750 à 900°C , le transfert de chaleur par rayonnement devient non négligeable. Les interactions entre les deux modes de transfert sont complexes. En première approximation, on décrit la contribution du rayonnement sous forme additive; celle-ci est illustrée sur la figure 6.4. pour différentes tailles des particules fluidisées.

II-1-5 incidence de la vitesse de fluidisation sur le coefficient de transfert de chaleur.

Pour un solide donné, le coefficient de transfert de chaleur est multiplié par un facteur de 6 à 10 dès que l'état fluidisé est atteint figure 6.10 -

Avec de l'air introduit dans une couche à température ambiante, on observe généralement des valeurs de l'ordre de $400\text{W}/\text{m}^2\text{C}$, le maximum est atteint lorsque la vitesse de fluidisation vaut 2 à $3\text{W}/\text{er}$.

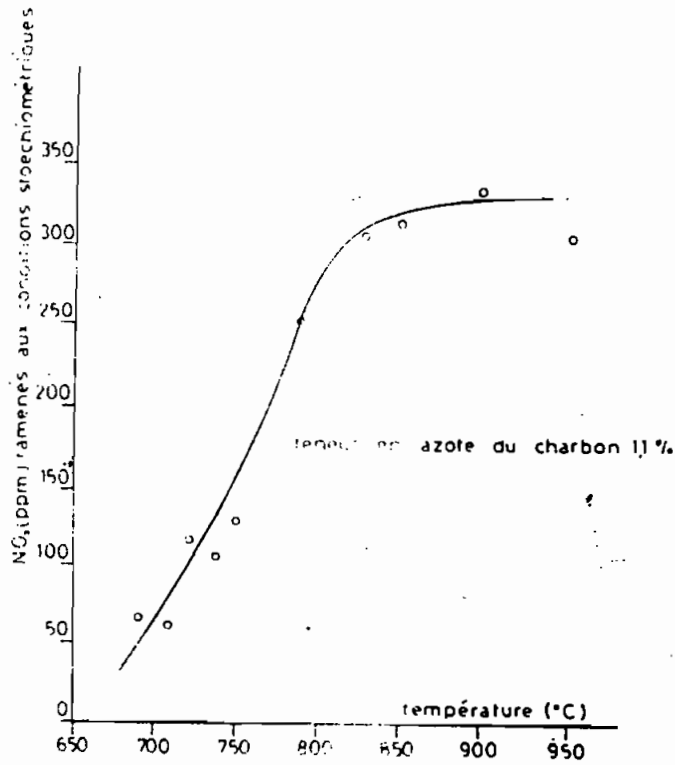


FIGURE 6-9. EMISSION DE NO_x EN FONCTION DE LA TEMPERATURE.

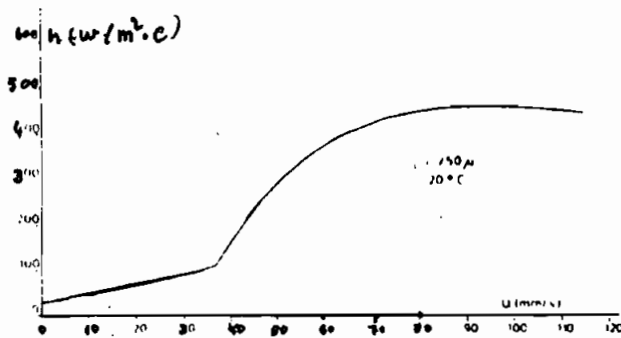


FIGURE 6-10 INFLUENCE DE LA VITESSE DE FLUIDISATION SUR LE COEFFICIENT DE TRANSFERT DE CHALEUR.

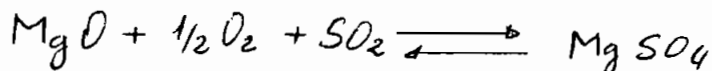
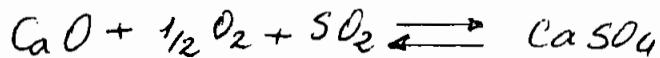
II Qualité des gaz de combustion

La qualité des gaz brûlés dépend principalement de leur teneur en SO_2 , en NO_x , en CO , en cendres, en sels de métaux alcalins, en métaux lourds.

teneur en SO_2

Un des avantages principaux des lits fluidisés est leur aptitude à absorber in situ le SO_2 émis par la tombe, en introduisant dans la couche fluidisée de la dolomie ($MgCO_3$) ou du calcaire ($CaCO_3$) finement divisés.

A une température voisine de $800^\circ C$, ces carbonates se décomposent en oxyde et en CO_2 . En présence d'un léger excès d'air, ces oxydes fixent SO_2 et forment des sulfates selon les réactions suivantes:



La figure 6-8 illustre la rétention de SO_2 en fonction du rapport molaire Ca/S ou Mg/S [14]. Pour un rapport molaire supérieur à deux, la dolomie assure une rétention supérieure à 90%, compte tenu du fait que la gamme de température de $850^\circ C$ à $900^\circ C$ représente les conditions optimales de fixation de SO_2 comme l'indique la figure 6-7. [15].

teneur en oxyde d'azote NO_x

Au température de fonctionnement des combusteurs fluidisés, ces oxydes sont essentiellement formés à partir de l'azote contenu dans le combustible.

les moyens de réduction des NOx consistent à diminuer autant que possible la température d'opération et à travailler avec un faible excès d'air : ce dernier point est tout à fait acquis car notre combustion se déroule avec un excès d'air nul; voir figure 6-9) [16] [17].

les concentrations en NOx du gaz brûlé émis par les lits fluidisés atmosphériques sont de l'ordre de 80 à 120 ppm, ce qui se situe en dessous des standards américains qui fixent les valeurs limites de 520 ppm.

teneur en cendres

les cendres émises par un combusteur fluidisé n'ont pas subi de fusion partielle, ceci est fondamental pour éviter l'érosion des matériaux

teneur en sels alcalins

les sels alcalins favorisent l'attaque des aciers inoxydables par le SO₂. Ils forment de plus des verres fusibles avec les aluminosilicates des cendres, ce qui entraîne un dépôt sur les échangeurs et une réduction du transfert de chaleur. Dans les combusteurs fluidisés où la température d'opération est de 800 à 900°C, leur émission reste faible.

teneur en métaux lourds

la quasi-totalité des métaux lourds se retrouve piégée dans les cendres, de ce fait leur émission dans les fumées est très faible.

CHAPITRE VI

CALCUL DES PARAMETRES HYDRODYNAMIQUES DE LA FLUIDISATION

Dans un premier temps nous allons déterminer les paramètres hydrodynamiques pour la phase combustion en utilisant comme gaz fluidisant l'Air, et

dans un deuxième temps, ceux de la gazéification et cette fois-ci le gaz fluidisant sera de l'oxyde de carbone.

I Dimensions du réacteur

Notre réacteur est cylindrique de diamètre $D = 40 \text{ cm}$. la hauteur de la couche fixe est déterminée selon la relation de Reboux $0,5 < H_0/D < 2$.

Pour notre cas H_0 est comprise entre $20 \text{ cm} \div 80 \text{ cm}$. On choisit que $H_0 = 20 \text{ cm}$, car on a intérêt dans la pratique à fluidiser des couches minces.

la masse de solide contenue dans le lit fluidisé à un instant donné est constante en régime établi :

$$M = \rho_p \cdot S \cdot H (1 - \epsilon) \quad (1)$$

avec S : la section droite du réacteur, $1 - \epsilon$: la compacité de la couche. ϵ : la porosité de la couche, elle varie de $0,26$ (pour un empilement tétraédrique) à $0,40$ (pour un empilement à base triangulaire) pour une couche constituée de sphères égales.

Pour la tourbe: $\epsilon_p = 0,35$; $\rho_p = 1020 \text{ kg/m}^3$

Pour le sable : $\epsilon_s = 0,45$; $\rho_s = 2500 \text{ kg/m}^3$

la masse du lit fixe est déterminée par la relation suivante

$$M = 0,5 (\rho_p (1 - \epsilon_p) + \rho_s (1 - \epsilon_s)) S \cdot H_0$$

$$M = 0,5 \cdot \frac{\pi D^2}{4} H_0 [\rho_p (1 - \epsilon_p) + \rho_s (1 - \epsilon_s)]$$

$$M = 0,5 \cdot \pi \cdot \frac{(0,4)^2}{4} \cdot 0,2 [1020(1 - 0,35) + 2500(1 - 0,45)]$$

$$M = 25,61 \text{ kg}$$

dont 8,33 kg de tourbe et 17,28 kg de sable.

les matières inertes (sable) constituent 67,5% de la couche vapeur qui peut aller jusqu'à 95%.

II La hauteur du lit fluidisé.

En utilisant la formule de la perte de charge qui est en fait égale au poids du solide par unité de section droite on obtient:

$$DP = H (1 - \epsilon) (\rho_p - \rho_g) g = \frac{Mg}{S}$$

$$\Rightarrow H = \frac{M}{S (1 - \epsilon) (\rho_p - \rho_g)} \quad (2)$$

Considérant que la fluidisation optimale s'obtient pour des valeurs de $\epsilon = 0,55 \div 0,75$ [22] : on choisit pour notre cas que $\epsilon = 0,6$.

$$(2) \Rightarrow H = \frac{25,61}{\frac{\pi D^2}{4} (1-0,6) (1020)} \quad \begin{array}{l} P_g \approx 0 \\ D = 0,4 \text{ m} \end{array}$$

$$H = 0,5 \text{ m}$$

la hauteur optimale de la couche fluidisée est donc de 50 cm.

III Paramètres hydrodynamiques pour la phase combustion

Pour le cas de l'Air:

$\nu = 1,6 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$: viscosité cinématique

$\rho_g = 1,1642 \text{ kg/m}^3$: masse volumique de l'air

ces paramètres sont prises à la pression atmosphérique et à la température de 30°C.

$d_p = 0,8 \text{ mm}$: diamètre des grains de la tourbe.

$d_s = 0,5 \text{ mm}$: diamètre des grains du sable.

$\rho_s = 2500 \text{ kg/m}^3$: masse volumique du sable.

les paramètres hydrodynamiques du mélange sont comprises entre ceux des particules de la tourbe et ceux du sable prise isolément. On procédera donc à un calcul séparé:

III-1 Pour les particules de tourbe

- la vitesse critique de fluidisation

$$Ar = g \frac{d_p^3}{\nu^2} \frac{(\rho_p - \rho_g)}{\rho_g} = 9,81 \cdot \frac{(0,8 \cdot 10^{-3})^3}{(1,6 \cdot 10^{-5})^2} \frac{(1020 - 1,16)}{1,16} =$$

$$Ar = 17232$$

$$Re = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}} = \frac{w_{cr} \cdot d_p}{\nu} = 8,26$$

$$\Rightarrow w_{cr} = \frac{Ar \cdot \nu}{(1400 + 5,22 \sqrt{Ar}) \cdot d_p}$$

$$w_{cr} = \frac{17232 \cdot 1,6 \cdot 10^{-5}}{(1400 + 5,22 \sqrt{17232}) \cdot 0,8 \cdot 10^{-3}} = 0,165 \text{ m}$$

$$w_{cr} = 0,165 \text{ m}$$

- la vitesse optimale de fluidisation correspond à une porosité $\epsilon = 0,6$. la figure 7-1 représentant une relation entre ly_{ach} - K_0 et Archimede donne : pour $Ar = 17232$ et $\epsilon_{cr} = 0,4$ (porosité de la couche de début de fluidisation) $ly_{cr} = 2,5 \cdot 10^{-2}$. et pour $\epsilon = 0,6$, $ly = 2,5$.

le nombre de fluidisation $K = \sqrt[3]{\frac{ly}{ly_{cr}}}$

$$K = \sqrt[3]{\frac{2,5}{2,5 \cdot 10^{-2}}} = 4,64$$

la vitesse correspondant à la fluidisation optimale sera donc $w_{opt} = w_{cr} \cdot K = 0,165 \times 4,64$

$$w_{opt} = 0,765 \text{ m/s}$$

- la vitesse d'entraînement des particule peut être calculée par la formule suivante

$$w_p = \frac{Ar \cdot \nu}{(18 + 0,61 \sqrt{Ar}) d_p}$$

mais dans la pratique on préfère utiliser la figure 7-2 [22] qui représente le rapport entre la vitesse minimale et celle d'entraînement en fonction du nombre d'archimede :

$$\frac{w_{cr}}{w_p} = f(Ar).$$

$$\text{Pour } Ar = 17232$$

$$\frac{w_{cr}}{w_p} = 0,06$$

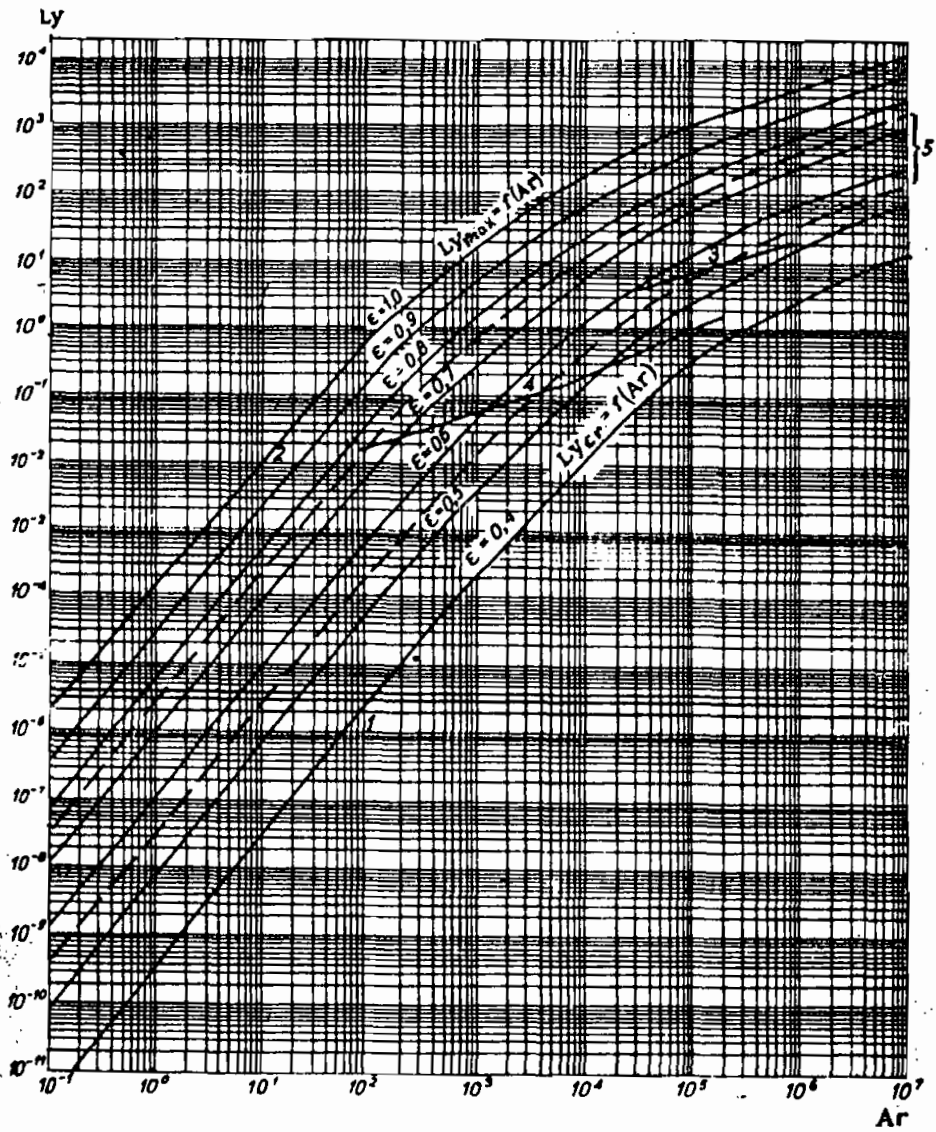
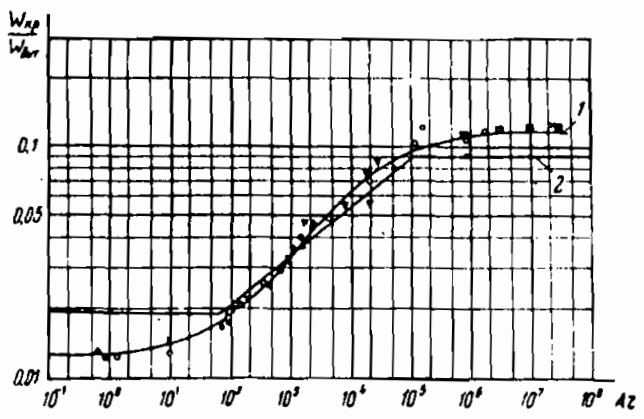


Fig 7-1 $Ly = f(Ar, e)$.

Fig 7-2



$$w_p = \frac{w_{cr}}{0,06} = \frac{0,165}{0,06} = 2,75 \text{ m/s}$$

$$w_p = 2,75 \text{ m/s}$$

le même procédé de calcul appliqué aux données caractéristique du sable technologique donne les résultats suivants:

III-2 Pour le sable

$$Ar = 10286$$

$$w_{cr} = 0,17 \text{ m/s} \quad w_{opt} = 0,788 \text{ m/s} \quad w_p = 2,84 \text{ m/s}$$

sur la figure 6-3 [11] on observe qu'un mélange binaire contenant plus de 70% de fines (sable) présente des paramètres de fluidisation qui est pratiquement ceux des fines prises séparément. De ce fait ce sont les paramètres du sable que nous allons utiliser dans le processus de combustion dans le lit fluidisé.

Le débit du fluidisateur

$$Q_{cr} = f_g w_{cr} S \cdot 3600 = 1,164 \cdot 0,17 \cdot 0,126 \cdot 3600$$

$$S = \frac{\pi D^2}{4} = 0,126 \text{ m}^2$$

$$Q_{cr} = 89,76 \text{ kg/h}$$

$$\underline{Q_{cr} = 77,1 \text{ m}^3/\text{h}} : \text{ le débit critique de fluidisation}$$

$$Q_{opt} = 1,164 \cdot 0,788 \cdot 0,126 \cdot 3600 = 416,0 \text{ kg/h}$$

$$\underline{Q_{opt} = 357,4 \text{ m}^3/\text{h}} : \text{ le débit optimale.}$$

$$Q_p = 1,164 \cdot 2,84 \cdot 0,126 \cdot 3600 = 1499,5 \text{ kg/h}$$

$$\underline{Q_p = 1288,2 \text{ m}^3/\text{h}} \text{ débit de renvoi des particules}$$

Le volume d'air nécessaire à la combustion complète d'une masse de tourbe de 8,33 kg se détermine en utilisant l'équation (1) du chapitre 6.

$$V_{ao} = 8,88c + 26,66h + 3,33s - 3,33\sigma \text{ en } \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

Avec $c = 62\%$; $h = 5,5\%$; $s = 29,5\%$; $\sigma = 1,2\%$.

$$V_{ao} = 8,88 \cdot 0,62 + 26,66 \cdot 0,055 + 3,33 \times 0,012 - 3,33 \times 0,0295$$

$$V_{ao} = 6,03 \frac{\text{Nm}^3 \text{ Air}}{\text{Kg Comb}}$$

donc pour une masse totale de 8,33 kg il faut :

$$V_{ao} = 6,03 \times 8,33 = 50,22 \text{ Nm}^3 \text{ Air}$$

$$V_{ao} = \underline{50,22 \text{ Nm}^3 \text{ Air}}$$

Le temps nécessaire pour obtenir cette quantité d'Air pour rendre la combustion complète sera :

$$Q_{opt} = \frac{V_{ao}}{\text{temps}} \Rightarrow \text{temps} = \frac{V_{ao}}{Q_{opt}}$$

$$\text{temps} = \frac{50,22}{357,4} = 0,14 \text{ heure}$$

$$\underline{\text{temps} = 8,4 \text{ minutes.}}$$

IV Paramètres hydrodynamiques pour la phase Gazéification (carbonisation)

Cette fois-ci c'est l'anhydride carbonique qu'on utilisera comme gaz fluidisant. Il a comme données à 800°C :

- $\eta = 4,09 \cdot 10^{-5} \text{ Kg/m.s}$: la viscosité dynamique
- $\nu = 8,164 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$: la viscosité cinématique
- $\rho_g = 0,501 \text{ Kg/m}^3$: la masse volumique du gaz.

Dans la suite on procédera de la même façon que pour le cas de l'air pour déterminer les paramètres hydrodynamiques. Pour ne pas se répéter on donnera directement les résultats obtenus :

IV-1 Pour les grains de tourbe

$$Ar = 1534 \quad d = 0,8 \text{ mm} \quad \rho_p = 1020 \text{ Kg/m}^3$$

$$Re = 0,95$$

$$\Rightarrow w_{cr} = 0,097 \text{ m/s} ; w_{opt} = 0,627 \text{ m/s} ; w_p = 2,78 \text{ m/s}$$

IV-2 Pour les grains de sable

$$Ar = 918 \quad d = 0,5 \text{ mm} \quad \rho_p = 2500 \text{ Kg/m}^3$$

$$w_{cr} = 0,096 \text{ m/s} ; w_{opt} = 0,707 ; w_p = 3 \text{ m/s}$$

On obtient des résultats pratiquement identiques, mais nous choisirons ceux donnés par les grains de sable pour être prudent :

Le débit du fluidisateur

$$Q_{cr} = 43,97 \text{ m}^3/\text{h} ; Q_{opt} = 320,7 \text{ m}^3/\text{h} ; Q_p = 1360,8 \text{ m}^3/\text{h}$$

Pour conclure nous pouvons dire que les résultats que nous avons trouvés respectent parfaitement les contraintes opératoires résultants de la fluidisation exposés dans la littérature [23]: il s'agit:

- la vitesse optimale de fluidisation doit se situer dans l'intervalle $4 < \frac{w_{opt}}{w_{cr}} < 10$ (1) [23]

. en utilisant comme gaz fluidisant l'air on obtient des calculs: $w_{opt} = 0,788 \text{ m/s}$; $w_{cr} = 0,17 \text{ m/s}$

$$4 < \frac{w_{opt}}{w_{cr}} = 4,63 < 10 \text{ vérifié.}$$

. en utilisant comme gaz fluidisant l'anhydrique carbonique:

$$w_{opt} = 0,707 \text{ m/s}; \quad w_{cr} = 0,096$$

$$4 < \frac{w_{opt}}{w_{cr}} = \frac{0,707}{0,096} = 7,36 < 10 \text{ vérifié.}$$

- La hauteur optimale de la couche fluidisée est de l'ordre de 30 à 50 cm [23]

on a trouvé une hauteur optimale $H = 0,5 \text{ m} = 50 \text{ cm}$.

\bar{y} hauteur totale du réacteur

A partir de la figure 6-6 du chapitre 5, donnant la hauteur qui minimise l'entraînement des fines particules en fonction du diamètre de l'installation et de la vitesse de fluidisation. [24]

on trouve donc pour $w_{opt} = 0,788 \text{ m}$ avec $D_T = 0,4 \text{ m}$

que $\frac{T_{DH}}{D_T} = 6,5$ avec T_{DH} : hauteur d'entraînement des fines particule.

$$T_{DH} = 6,5 \times 0,4 = 2,6 \text{ m}$$

la hauteur de notre réacteur ne doit pas dépasser cette hauteur. Cependant pour encore limiter le renvoi des particules fines, nous choisirons un appareil de profil V1.

V1 Diamètres des orifices de la grille.

Pour la détermination du diamètre des orifices de la grille nous nous baserons sur les recommandations pratiques qui suggèrent que :

$$\frac{H_0}{d_{or}} = 20$$

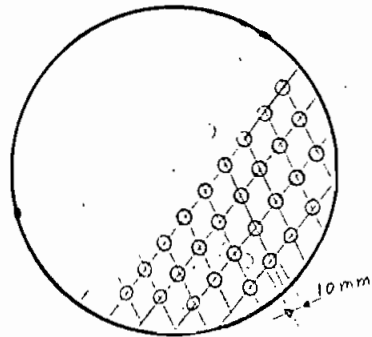
où H_0 : hauteur de la couche fixe $H_0 = 0,2 \text{ m}$

d_{or} : diamètre des orifices.

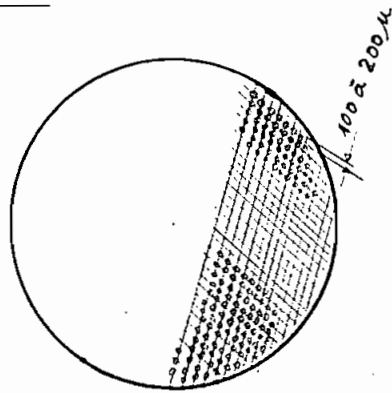
$$\text{d'où } d_{or} = \frac{20}{20} \text{ cm} = 1 \text{ cm.}$$

$$\underline{d_{or} = 1 \text{ cm}}$$

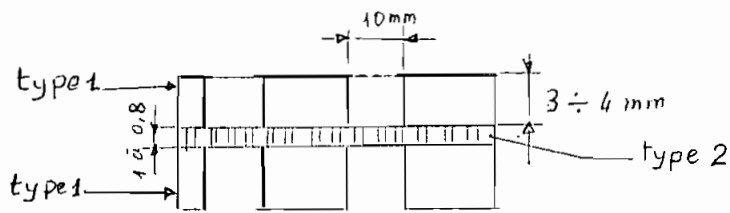
On voit nettement que le diamètre des orifices est supérieur à celui des grains de tourbe utilisée. Ce problème peut être résolu en intercalant une grille d'orifices très petites allant de 100 à 200 μ , ceci empêche d'une part, aux particules de traverser la grille et d'autre part de respecter la recommandation pratique de la formule ci-dessus, et la possibilité d'utiliser des aciers réfractaires qui doivent pouvoir résister au choc thermique pour des températures très élevées, et aussi au frottement des particules du lit. Le schéma de la grille au complet est illustré à la page suivante.



Grille type 1



Grille type 2



Disposition schématique des Grilles.

CHAPITRE VII

CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

Les informations recueillies sur la prospection de l'ensemble de la zone des Niayes nous montre que la qualité de la matière organique des tourbes de cette région comprise entre 5400 à 6200 kcal/kg apparaît plus proche de celle d'un lignite que les tourbes classiques européennes.

Cependant pour récupérer les gaz de ce combustible nous avons choisi un réacteur à couche fluidisée cylindrique de diamètre 40cm et de hauteur maximale 2,6 m en vu de minimiser l'entraînement des fines dans les fumées.

Il s'agit dans le modèle proposé d'utiliser les gaz de combustion (sans oxygène) comme élément fluidisateur lors de la gazéification de la tourbe. L'apport de chaleur est cependant assuré par l'énergie électrique. Comme énergie d'appoint, elle facilitera d'opérer à des températures limites assurées par des thermocouples. Cette température doit se situer entre la température de craquage des volatiles et celle de fusibilité des cendres: 750 ÷ 900 °C pour la combustion [9], 500 ÷ 800 °C pour la carbonisation [3], qui cependant s'obtient pour des durées allant de 0,5 à 6 s. Par ailleurs diverses contraintes nous imposent d'utiliser une granulométrie de 200 à 600 μ pour les particules inertes, 200 à 2000 μ pour la tourbe [5]. Le mélange de ces particules occupe une couche fixe $H_0 = 20$ cm calculé en fonction du diamètre du lit. D'autre part la hauteur optimale du lit fluidisé est obtenue par la formule de la perte de charge

qui selon P. Reboux est égale au poids de la couche fluidisée par unité d'aire de section droite, on trouve $H = 50 \text{ cm}$: dans la pratique elle se situe entre 30 à 50 cm [9].

La vitesse de l'élément fluidisateur est elle aussi limitée par la hauteur de dégagement des particules et par l'indice de mélange du lit : nous opérerons dans la gamme $76,5 \div 78,8 \text{ cm}$ qui cependant respecte parfaitement les contraintes ci-dessus c'est à dire $4 < \frac{w}{w_{cr}} < 10$ [9].

En effet c'est dans la carbonisation en lit fluidisé que les meilleures conditions sont réunies : on rencontre des vitesses de chauffage et une intensité de la transmission de chaleur et de masse qui dépassent largement ceux des autres méthodes.

Contrairement aux autres procédés la désulfuration est facilement obtenue en injectant dans le lit de la dolomie ou du calcaire.

En fin cette étude contribue à la stratégie élaborée par le Gouvernement en 1981, connue sous le nom de Programme RENES (Redéploiement énergétique du Sénégal), qui vise essentiellement à réduire de moitié d'ici 1990 la consommation intérieure de produits pétroliers. Dès lors il doit se mettre à l'ouvrage sans tarder s'il veut rattraper son retard vis à vis des autres pays d'entamer des recherches dans la technique des lits fluidisés pour carboniser la tourbe des Niayes.

Mes recommandations s'adressent aussi à l'école polytechnique de Thiès qui vient de donner le point de départ d'une telle étude, mais doit consentir beaucoup d'effort pour entamer la phase expérimentale en vue d'éviter l'importation future de la technologie des réacteurs à lit fluidisé ; car elle en est capable.

Annexe 1

Les deux grands problèmes énergétiques du Sénégal [23]

Depuis plusieurs décennies, le Sénégal a eu recours à deux ressources d'énergie primaire : le bois de feu et le pétrole importé. Cette situation singulière et continue a engendré progressivement un effet négatif sur l'économie déjà fragile du pays.

La principale ressource énergétique dont dispose le pays pour les besoins en énergie des familles est le bois de feu des forêts, utilisé tel quel ou transformé en charbon de bois. Cette utilisation ne se limite pas aux familles rurales qui représentent près des trois quarts de la population totale du pays ; en effet, les familles urbaines sont également grosses consommatrices de bois principalement sous la forme de charbon de bois.

Ce charbon de bois qui représente la part la plus importante dans le bilan énergétique (60% environ) devient de plus en plus rare et son usage progressif tend à accentuer la dégradation d'un environnement écologique très fragile.

Cependant, les principales contraintes liées à l'exploitation de cette énergie sont :

- L'épuisement rapide et continu du couvert forestier national qui a déjà diminué de 30% au cours des trente dernières années. [28]

D'après le plan directeur sénégalais de 1981 pour la foresterie, si aucune action efficace n'est entreprise pour inverser les tendances actuelles, le couvert forestier naturel sera réduit d'environ de 20% d'ici à l'an 2000. [23]

- La difficulté d'empêcher la surexploitation de la forêt naturelle par des abus de coupe de bois, les défrichages excessifs pour les besoins de l'agriculture et les implantations intempestives de pâturage.
- les coûts de transport et d'acheminement très élevés, depuis les zones productives du Sénégal oriental et de la Casamance jusqu'aux grands centres de consommation des régions de DAKAR et de THIES distantes de 400 à 600 km.
- la mauvaise adaptation de la tarification et de la politique fiscale, favorisant une consommation abusive du bois.

Le deuxième grand problème est que le pays dépend presque intégralement des importations de pétrole pour faire face à ses besoins d'énergie commerciale. En 1981, la facture pétrolière était de 50,8 milliards, 63,8 milliards en 1982, cette valeur est presque maintenue fixe pour les années qui suivent. C'est ainsi que les importations des produits pétroliers absorbent chaque année plus de la moitié des recettes d'exportation du pays.

Pour faire face à ces tendances, le Gouvernement a élaboré en 1981, une stratégie connue sous le nom de programme RENES (Redéploiement énergétique du Sénégal).

Elle vise essentiellement d'ici 1990 à réduire de moitié, la consommation intérieure de produit pétroliers en se fixant les objectifs suivants:

- Remplacer les produits pétroliers par des ressources énergétiques nationales telles que la tourbe, la lignite, l'hydro-électricité,
- limiter la demande d'énergie, grâce à des mesures de rationalisation de son utilisation.

À côté de celle-ci on peut citer le programme lancé par l'Agence de développement international des États-Unis (USAID) sur l'accélération du programme de promotion du foyer amélioré de type "Ban ak suuf" qui a été mené par le centre d'études et de recherches sur les énergies renouvelables (CERER); en outre, la société de développement et de vulgarisation agricole (SODEVA) a également un programme visant à intégrer la généralisation de l'emploi de foyers "Ban ak suuf" dans l'ensemble de ses travaux de vulgarisation agricoles.

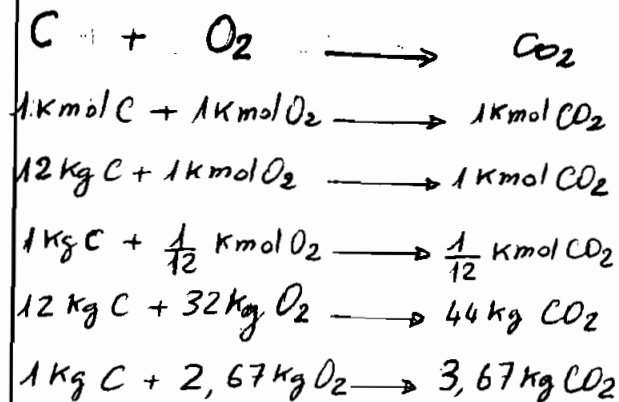
Dépendance à l'égard des importations [23]

ENERGIE Balance commerciale, 1972-81 (en millions de Francs CFA)					
	1972	1973	1975	1978	1981
1. importation de Pétrole	4.238	5.254	14.860	20.900	71.585
2. Re exportation de Pétrole	2.202	2.537	6.948	7.700	24.100
3. Importations nettes de Pétrole	2.036	2.717	7.892	13.200	47.485
4. Importations de marchandises	79.544	92.683	145.620	190.000	250.000
5. Exportation de marchandise autres que l'énergie	54.601	45.152	100.854	97.300	93.700
(3) en pourcentage de (4)	2,6	2,9	5,4	6,9	19,0
(3) en pourcentage de (5)	3,7	6,0	7,8	13,6	50,7

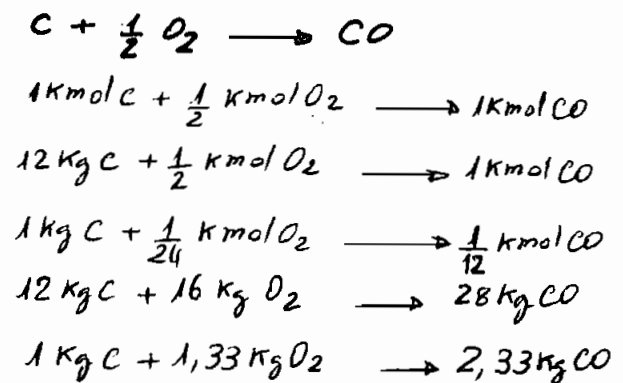
Annexe 2 Les réactions chimiques de la Combustion.

La Combustion du carbone

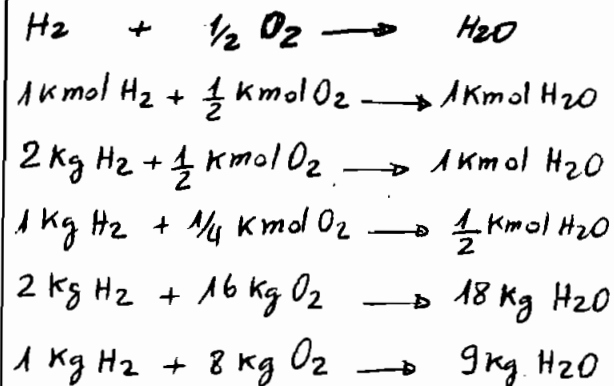
Combustion complète



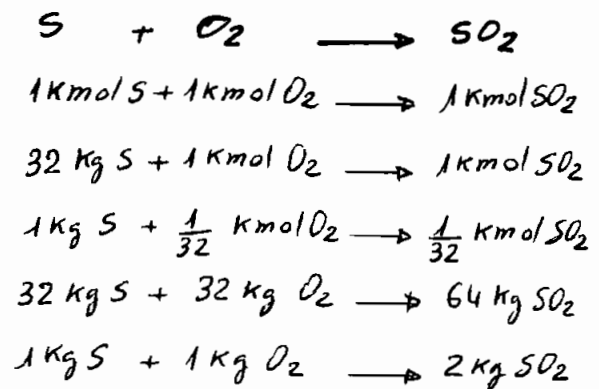
Combustion incomplète



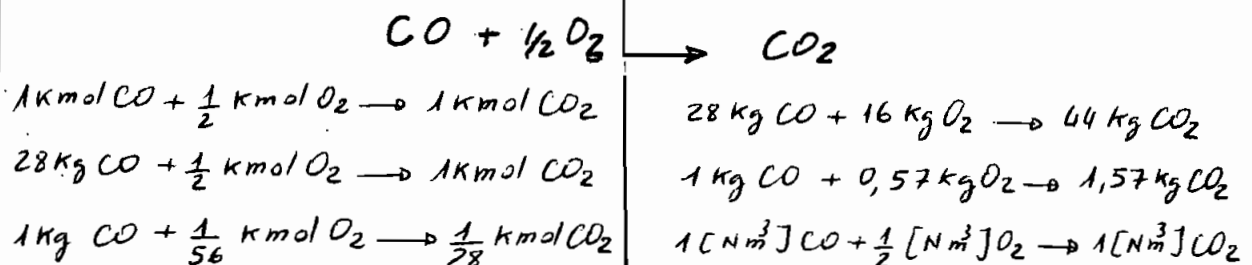
Combustion de l'hydrogène



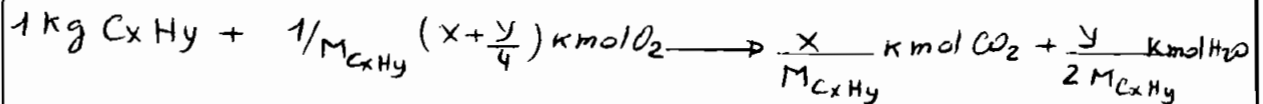
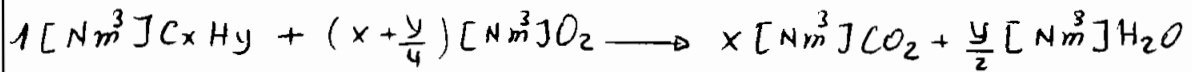
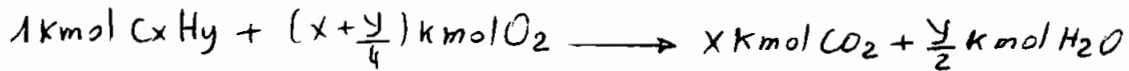
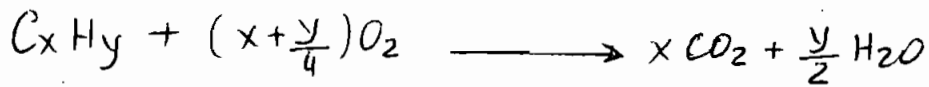
Combustion du soufre



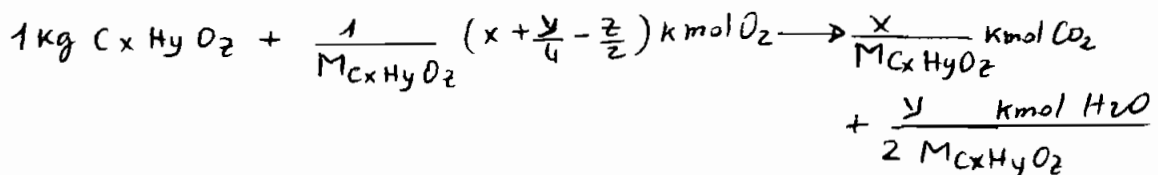
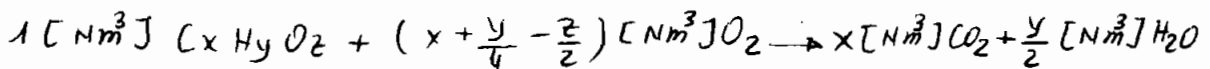
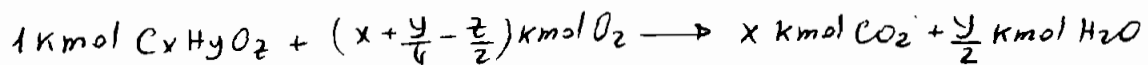
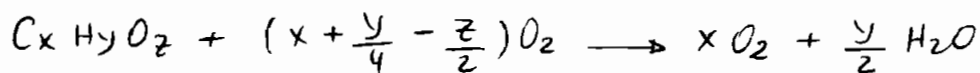
Combustion du monoxyde de carbone



Combustion d'une hydrocarbure $C_x H_y$



Combustion d'une hydrocarbure $C_x H_y O_z$



N.b. On doit soustraire $\frac{z}{2}$ kmol (ou Nm^3) d'oxygène, puisque celle-ci représente l'apport propre de O_2 de la part de l'hydrocarbure $C_x H_y O_z$. Elle sera un supplément d'oxygène comparé à la quantité d'oxygène nécessaire pour la combustion complète.

tableau B

1kg de Combustible	Nécessité en Oxygène		Produit de Combustion	
	En [kmol]	En [Kg]	En [kmol]	En [kg]
Carbone C	$1/12$	2,67	$1/12 \text{CO}_2$	3,67 CO_2
Carbone C *	$1/24$	1,33	$1/12 \text{CO}$	2,33 CO
Hydrogène, H ₂	$1/4$	8,0	$1/2 \text{H}_2\text{O}$	9,0 H ₂ O
Oxyde de carbone CO	$1/56$	0,57	$1/28 \text{CO}_2$	1,57 CO_2
SOUFFRE, S	$1/32$	1	$1/32 \text{SO}_2$	2 SO_2
Sulfure d'H ₂ H ₂ S	$3/68$	1,41	$1/34 (\text{SO}_2 + \text{H}_2\text{O})$	1,88 SO_2 + 0,53 H ₂ O
C _x H _y O _z	$\frac{1}{M} (x + \frac{y}{4} - \frac{z}{2})$	$\frac{32}{M} (x + \frac{y}{4} - \frac{z}{2})$	$\frac{x}{M} (\text{CO}_2) + \frac{y}{2M} (\text{H}_2\text{O})$	$\frac{44x}{M} (\text{CO}_2) + \frac{9y}{M} (\text{H}_2\text{O})$

* Combustion incomplète du carbone ($\lambda < 1$).

Le coefficient d'excès d'air.

Dans les applications du processus de combustion on utilise toujours une quantité d'air plus abondante que celle strictement nécessaire. Le paramètre qui tient compte de cette circonstance est le coefficient d'excès d'air λ qu'on définit de la manière suivante :

$$\lambda = \frac{\text{quantité d'air réellement utilisée}}{\text{quantité d'air théoriquement nécessaire}}$$

La composition de l'air, sur une base molaire est approximativement de 21% O₂, 78% N₂ et 1% Argon. Dans les calculs de combustion on ne tient pas compte de l'argon et on considère que l'air est composé (en volume, ou molaire) de 21% d'oxygène et 79% de N₂. Du point de vue de la concentration massique, l'air est composé de 23% d'oxygène et de 77% de N₂. Donc on utilise les notations suivantes:

O_{min} : quantité minimale d'oxygène nécessaire, en kg O₂/kg Comb

O_{min} : " " " " en Nm³/kg Comb

O_{minM} : " " " " en kmol/kg Comb.

L_{min} : quantité minimale d'air nécessaire, en kg air/kg Comb.

L_{min} : " " " " en Nm³/kg Comb

L_{minM} : " " " " en kmol/kg Comb

Alors

$$L_{minM} = \frac{O_{minM}}{0,21} \left[\frac{\text{kmol air}}{\text{kg Comb}} \right]$$

$$L_{min} = \frac{O_{min}}{0,21} \left[\frac{\text{Nm}^3 \text{ air}}{\text{kg Comb}} \right]$$

$$L_{min} = \frac{O_{min}}{0,23} \left[\frac{\text{kg air}}{\text{kg Comb}} \right]$$

En pratique, la combustion s'effectue avec une quantité d'air différente de celle minimale (théorique) qui est d'habitude plus grande que celle-ci, c'est à dire avec un excès d'air, définie par le coef d'excès d'air λ .

$$\lambda = \frac{L_M}{L_{minM}} = \frac{L}{L_{min}} = \frac{l}{l_{min}}$$

L_M, L, l : quantités réelle d'air

La quantité minimale d'air qui fournit assez d'oxygène pour la combustion complète de tous les éléments combustibles qui puissent être oxydés s'appelle : Air théorique.

Lorsqu'une combustion complète est réalisée avec l'air théorique, les produits ne contiennent pas d'oxygène. L'air en excès est la quantité de l'air fournie en plus de la quantité théorique ($\alpha > 1$); les produits contiennent de l'oxygène.

Lorsque la quantité d'air est inférieure à celle de l'air théorique requise ($\alpha < 1$), la combustion est incomplète : il s'ensuit habituellement l'apparition du monoxyde de carbone CO et si $\alpha \ll 1$ l'apparition dans les produits des hydrocarbure non brûlés ou même du carbone.

L'air comburant et les gaz comburés.

= Air comburant

La quantité d'air nécessaire et suffisante pour assurer la combustion complète de l'unité de quantité de combustible s'appelle l'air comburant; tandis que les gaz comburés sont les produits que l'on peut obtenir de la combustion.

De la table B on obtient facilement les quantités d'oxygène nécessaire pour la combustion d'un kmol, connaissant le nombre de mole n , on va multiplier les produits de la table B par ce nombre. De ce fait on obtient:

$$O_{min M} = \frac{C}{12} + \frac{h}{4} + \frac{S}{32} - \frac{O}{32} \left[\frac{\text{kmol } O_2}{\text{kg Comb}} \right]$$

$$1 \text{ kmol } O_2 = 22,39 \text{ Nm}^3 \quad \text{voir tableau A.}$$

$$O_{min} = 22,39 O_{min M} \left[\frac{\text{Nm}^3 O_2}{\text{kg Comb}} \right]$$

$$O_{min} = 32 \dot{O}_{minM} \left[\frac{\text{kg } O_2}{\text{kg Comb}} \right] \quad 1 \text{ kmol } O_2 = 32 \text{ kg } O_2$$

le volume d'air nécessaire sera :

$$L_{minM} = \frac{1}{0,21} \dot{O}_{minM} = \frac{1}{0,21} \left(\frac{c}{12} + \frac{h}{4} + \frac{s}{32} - \frac{o}{32} \right) \left[\frac{\text{kmol AIR}}{\text{kg Comb}} \right]$$

$$L_{min} = V_{ao} = \frac{22,39}{0,21} \dot{O}_{minM} \left[\frac{\text{Nm}^3 \text{ AIR}}{\text{kg Comb}} \right]$$

$$(1) \quad L_{min} = V_{ao} = 8,88c + 26,66h + 3,33s - 3,33o \quad \text{m}^3/\text{kg}$$

- Les gaz comburés

De la table on obtient facilement :

le volume des gaz-comburés (sans excès d'air)

$$V_{go} = \frac{c}{12} [CO_2] + \frac{h}{2} [H_2O] + \frac{s}{32} [SO_2] + n'_{N_2} + n'_{O_2} \quad \frac{\text{kmol gaz}}{\text{kg comb}}$$

$$n'_{N_2} = 0,79 L_{minM} \left[\frac{\text{kmol } N_2}{\text{kg Comb}} \right]$$

n'_{O_2} : est l'oxygène en excès : d'autant plus que nous déterminons le volume des gaz comburés sans excès d'air on déduit directement $n'_{O_2} = 0$ (zéro)

le total des gaz comburés : sera donc :

$$V_{go} = 22,41 \left(\frac{c}{12} + \frac{h}{2} + \frac{s}{32} + 0,79 L_{minM} \right) \left[\frac{\text{Nm}^3 \text{ gaz}}{\text{kg Comb}} \right]$$

$$(2) \quad V_{go} = 8,89c + 32,28h + 3,33s + 0,8n - 2,63o \quad \text{m}^3/\text{kg}$$

la teneur du CO_2 en volume dans les gaz de combustion.

pour une combustion parfaite soit CO_{2p} , s'obtient en divisant le volume du CO_2 par V_{go} . En négligeant le soufre, on obtient approximativement :

Annexe 3

IV) Isolation thermique du Réacteur

On classe les matériaux utilisés pour l'isolation thermique en fonction de leur résistance aux températures plus ou moins élevées.

- les isolants réfractaires (souvent en béton d'argile réfractaire expansée) susceptible de résister à des températures de plus de 1400°C . La conductivité thermique $K_1 = 0,344 \text{ W/dm}\cdot\text{m}$ à 1000°C [4].

- les semi-réfractaires: capables de supporter plus de 1000 à 1100°C . Le Kieselguhr est l'un des plus connus. c'est un produit naturel, extrait de carrière ou de mines. La conductivité thermique $K_2 = 0,12 \text{ W/m}\cdot\text{C}$ à 800°C avec une densité de $0,4$. [19].

- les isolants ordinaires supportant au plus 900°C .
l'amiante (abeste: nom anglosaxone) est une fibre naturelle qui se présente dans la nature sous plusieurs formes:

on distingue l'amiante hornblende et l'amiante chrysolyte. cette dernière, qui est la plus utilisée, est constituée par un silicate de magnésium cristallisé, associé à un silicate de chaux. la densité moyenne est de $1,8$ à $2,0$, la limite de température d'emploi: 550°C en régime continu, 600°C en régime discontinu. Le coefficient de conductivité thermique est de $0,038 \text{ W/m}\cdot\text{C}$ à 20°C .

Résistance mécanique: bonne

Résistance au feu: très satisfaisante. [19].

Notre réacteur est fait d'un matériau en acier inoxydable (à 17% Cr, 8% Ni). La résistance de ce acier est fortement améliorée par un polissage soigné, suivi d'une passivation. La résistance à l'oxydation à chaud même en atmosphère sulfureuses est bonne jusqu'à 800°C, avec une conductivité de $k = 19 \text{ W/m} \cdot \text{K}$.

IV-1 Calcul des déperditions calorifiques et des épaisseurs du calorifuge.

En général, les calculs d'isolation industrielle relative à des installations en service continu ou semi-continu se font en supposant le régime thermique établi et constante.

On sera conduit à constituer des parois hétérogènes en plaçant habituellement un garnissage réfractaire contre le foyer, suivi d'une couche de semi-réfractaire, puis d'une couche d'isolant ordinaire, le tout maintenu extérieurement par un casing ou un briquetage ordinaire.

À partir de cette façon de faire, on peut être conduit à résoudre l'un des problèmes ci-après.

- 1°) Pour une perte de chaleur admise, obtenir par un choix judicieux des matériaux la plus faible épaisseur globale.
- 2°) Pour une épaisseur totale de paroi donnée, déterminer l'ensemble optimum donnant la plus faible déperdition calorifique. Pour ce faire on utilise la méthode graphique.

V.14

Transmission de la chaleur à travers une
Paroi cylindrique hétérogène.

Considérons que les surfaces cylindriques du réacteur sont à des températures uniformes et constantes. Donc les isothermes sont des surfaces cylindriques coaxiales et le gradient de

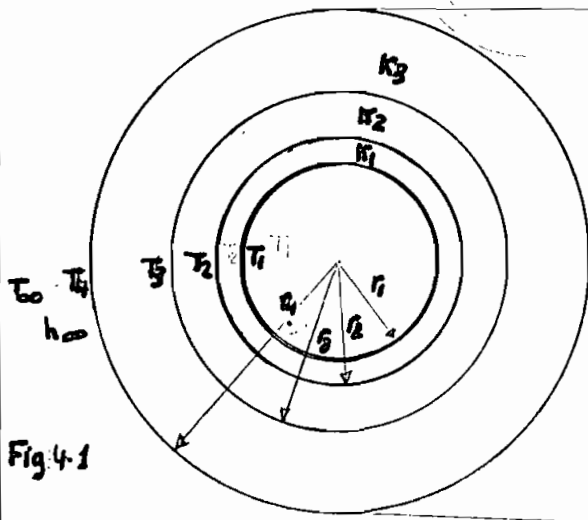


Fig. 4.1

hauteur utile : $H = 0,5 \text{ m}$

$$k_1 = 0,344 \text{ W/m}^\circ\text{K}$$

$$r_1 = 400 \text{ mm}$$

$$k_2 = 0,12 \text{ W/m}^\circ\text{K}$$

$$r_2 = 420 \text{ mm}$$

$$k_3 = 0,038 \text{ W/m}^\circ\text{K}$$

$$r_3 = 480 \text{ mm}$$

$$r_4 = 580 \text{ mm}$$

température est radial.

On a donc :

$$A_r = 2\pi r H$$

et la loi de Fourier devient

$$q_r = -k (2\pi r H) \frac{dT}{dr} = -2\pi k L r \frac{dT}{dr} \quad (1)$$

avec les conditions aux limites :

$$T = T_i \quad \text{à} \quad r = r_i$$

La loi de Newton devient aussi

$$q_{\text{conv}} = h A (T_4 - T_\infty) \quad (2)$$

la solution de l'équation (1) devient cependant :

$$q_i = \frac{2\pi k_i H (T_i - T_{i+1})}{\ln\left(\frac{r_{i+1}}{r_i}\right)} \quad i = 1, 2, 3$$

la résistance thermique pour ce cas est de

$$R_{th} = \frac{\ln \frac{r_{i+1}}{r_i}}{2\pi k_i H}$$

Puisque nous avons supposé le régime thermique constants, les trois quantités de chaleur q_1, q_2, q_3 sont égales (sinon les températures ne seraient pas constantes).

$$q_1 = q_2 = q_3 = Q = q_{conv}$$

⇒

$$\frac{2\pi k_1 H (T_1 - T_2)}{\ln \frac{r_2}{r_1}} = \frac{2\pi k_2 H (T_2 - T_3)}{\ln \frac{r_3}{r_2}} = \frac{2\pi k_3 H (T_3 - T_4)}{\ln \frac{r_4}{r_3}} = h A_{ex} (T_4 - T_\infty) = Q$$

$$\Rightarrow Q \frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{2\pi k_1 H} = T_1 - T_2 \quad (a) ; \quad Q \frac{\ln \frac{r_4}{r_3}}{2\pi k_3 H} = T_3 - T_4 \quad (c)$$

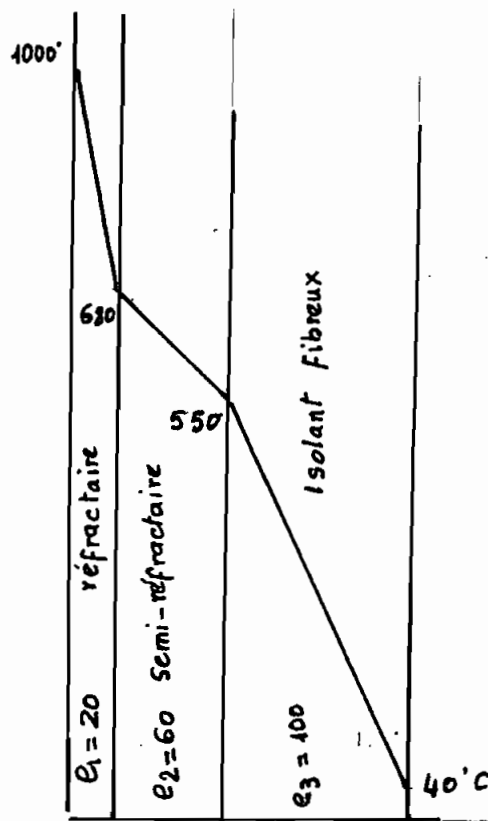
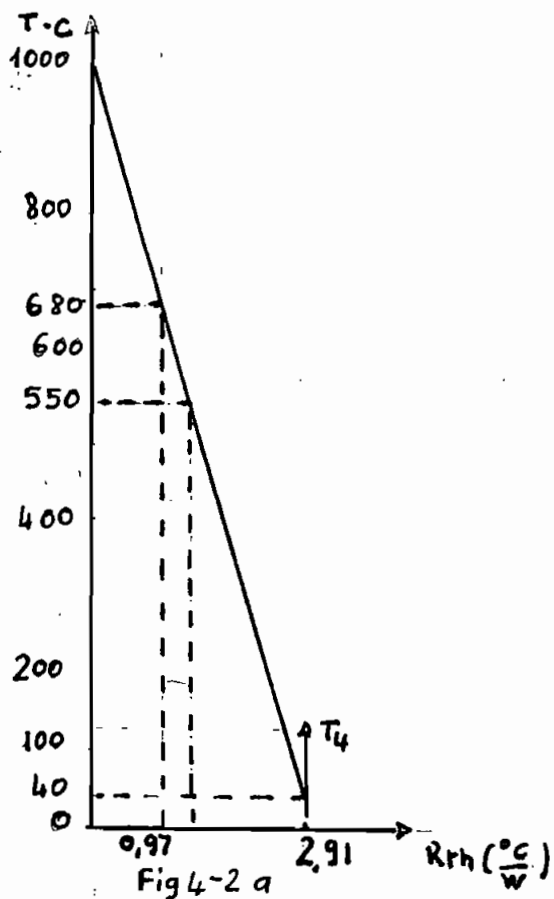
$$Q \frac{\ln \frac{r_3}{r_2}}{2\pi k_2 H} = T_2 - T_3 \quad (b) \quad Q \frac{1}{h A_{ex}} = T_4 - T_\infty \quad (d)$$

$$\begin{aligned} \dots (a) + (b) + (c) + (d) &\Rightarrow Q \frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{2\pi k_1 H} + Q \frac{\ln \frac{r_3}{r_2}}{2\pi k_2 H} + Q \frac{\ln \frac{r_4}{r_3}}{2\pi k_3 H} + Q \frac{1}{h_\infty A_{ex}} = \\ &= T_1 - T_\infty \end{aligned}$$

$$\Rightarrow Q = \frac{(T_1 - T_\infty)}{\frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{2\pi k_1 H} + \frac{\ln \frac{r_3}{r_2}}{2\pi k_2 H} + \frac{\ln \frac{r_4}{r_3}}{2\pi k_3 H} + \frac{1}{h_\infty A_{ex}}} \quad (3)$$

IV-12 Calcul du mur du réacteur hétérogène

Comme nous le montre l'équation (3), les résistances thermiques R_{th} s'ajoutent, on exécutera un premier graphique (Fig 4-2 a) permettant, pour chacun des matériaux retenus, en fonction de leur conductivité et de leurs épaisseurs, de calculer les températures intermédiaires. Une autre graphique, déduit du premier (Fig 4-2 b) représente le gradient de température à travers la paroi.



A partir des données de la figure 4-1 on obtient:

$$\frac{\ln \frac{r_3}{r_1}}{2\pi k_1 H} = 0,97$$

$$\frac{\ln \frac{r_3}{r_2}}{2\pi k_2 H} = 0,35$$

$$\frac{\ln \frac{r_4}{r_3}}{2\pi k_3 H} = 1,59$$

Dans les calculs on a supposé une déperdition calorifique de 330W et on a négligé la résistance thermique du milieu ambiant. ($\frac{1}{h_{\infty} A_{ex}} \approx 0,05$ avec $h_{\infty} = 10 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$; $A_{ex} = 1,8 \text{ m}^2$).

IV-2 Chaleur accumulée durant la période de fonctionnement.

Il peut être nécessaire d'être en mesure de déterminer la valeur des quantités de chaleur accumulées durant la période de fonctionnement, aussi bien dans le corps isolé que dans l'isolant lui-même.

En effet, en cas d'arrêt, cette chaleur se dissipe progressivement dans le milieu ambiant, et doit être fournie à nouveau lors de la remise en route.

on trouvera ci-dessous les formules permettant ce calcul:

a) Chaleur accumulée dans l'appareil: la chaleur accumulée par mètre courant est donnée par la formule

$$Q_p = M \cdot c \cdot \frac{\pi}{4} (d_e^2 - d_i^2) (t_i - t_2)$$

où t_i = température de la paroi

t_2 = température de l'extérieur de la paroi

c = chaleur spécifique de la paroi en $\text{Kcal/kg} \cdot \text{K}$

d_i = diamètre intérieur

d_e : diamètre extérieur

b) La chaleur accumulée dans l'isolant : la formule précise établie par Cammerer est

$$Q = Mc \left[\pi (r_e^2 - r_i^2) (t_e - t_i) + \pi \left(\frac{r_e^2 - r_i^2}{2 \ln \frac{r_e}{r_i}} - r_i^2 \right) (t_i - t_e) \right]$$

où $d_i = 2 r_i$, diamètre extérieur de l'appareil (ou diamètre intérieur de l'isolant), en mètre

$d_e = 2 r_e$, diamètre extérieur de l'isolant, en mètres.

Annexe 4

Cinétique de la pyrolyse entre 350 et 500°C.

Objet de l'étude

La vitesse de pyrolyse du charbon, mesurée par exemple par sa perte de poids, dépend bien entendu de la température, mais aussi du temps. Si en effet on porte un échantillon à 450°C, il est bien évident que la vitesse de perte de poids ne saurait se maintenir indéfiniment à la valeur qu'elle a prise à cette température sur les courbes de la figure V.1. Les autres facteurs (comme la granulométrie) étant d'importance secondaire dans les limites usuelles, ou étant laissés fixes (comme la pression), cela signifie qu'il existe une relation du type $dP/dt = f(\theta, t)$ reliant la vitesse de perte de poids dP/dt de l'échantillon à la température θ et au temps t . Le premier problème que nous nous proposons est d'explicitier cette fonction f , ce qui nous permettrait de prévoir pour une loi de chauffage quelconque (c'est-à-dire pour une relation donnée entre θ et t) le cours des réactions de carbonisation.

Les études cinétiques faites sur la pyrolyse de substances organiques définies fournissent un modèle commode. A température constante, la vitesse décroît en fonction du temps par suite de l'épuisement progressif de la substance initiale. Dans le cas simple où la vitesse de réaction de chaque molécule restante est indépendante de la concentration, la vitesse décroît exponentiellement en fonction du temps, étant à chaque instant proportionnelle au nombre de molécules n'ayant pas encore réagi. Dans d'autre cas où la pyrolyse se fait par exemple par réaction bimoléculaire entre deux molécules initiales, la vitesse de réaction

dépend de leur concentration et décroît en fonction du temps suivant une loi plus complexe. Donc à température constante l'état du système en réaction est défini à chaque instant par le nombre de molécules qui n'ont pas réagi; et la vitesse de réaction est seulement fonction de ce nombre. Très souvent c'est une fonction puissance, entière ou fractionnaire, et cette puissance est appelée l'ordre en fonction du temps de la réaction.

Si on considère maintenant des systèmes identiques mais à différentes températures, on trouve que presque toujours la vitesse varie avec la température suivant la loi d'Arrhénius:

$$\underline{\lg(\text{vitesse}) = k e^{-E/RT}}$$

T étant la température absolue, R la constante des gaz parfaits et E le paramètre appelé énergie d'activation qui définit la « susceptibilité » de la réaction à la température.

Les variations en fonction de la température obéissent bien à la loi d'Arrhénius avec des valeurs de E de l'ordre de 50 Kcal/mole (ce qui fait $E/R = 25000$). Les lois cinétiques formelles de la pyrolyse des charbons ne sont ainsi pas très différentes de celles que suivent la plupart des substances organiques se décomposant dans la même zone de température.

Conséquences pratiques

Les résultats obtenus dans ce domaine confirment qu'en fonction de l'ordre et de l'énergie d'activation trouvés expérimentalement dans les essais à température constante la relation $dP/dt = f(\theta, t)$ pour différentes vitesses de chauffage, et on trouve en particulier que [6]:

- la vitesse maximale de perte de poids par rapport à la température $dP/d\theta$ doit être presque indépendante de la vitesse de chauffage;

- la température à laquelle cette vitesse est maximale doit croître avec la vitesse de chauffage, d'environ 15°C quand la vitesse de chauffage double.

L'expérience confirme remarquable ces prévisions pour des vitesses de chauffage: comprises entre 0,25 et 5 deg/mn .

- Cependant il faut retenir de ces considérations cinétiques que lorsqu'on augmente la vitesse de chauffage du charbon, les réactions chimiques de pyrolyse, sans être fondamentalement modifiées, sont déplacées vers les températures plus élevées et d'autant plus que leur énergie d'activation est plus faible. L'importance de ce résultat est due à ce que les phénomènes de fusion et de solidification sont sous la dépendance de ces réactions chimiques et se déplacent avec elles.

La cinétique formelle de l'émission des matières volatiles a fait récemment l'objet de plusieurs travaux, notamment dans un domaine étendu de vitesses de chauffage. Voir par exemple les publications de l'école de JUNGGEN et PETERS: *Brennst. Chem.*, 48, 163-73 (1967) et 49, 368-76 (1968).

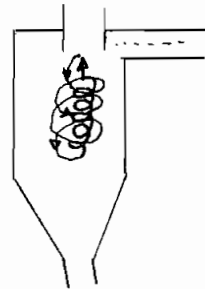
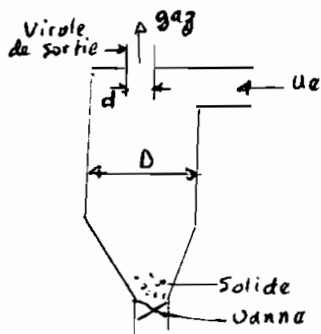
Annexe 5.

Cyclones

Description de l'appareil

Un cyclone est constitué par un corps cylindrique terminé par une partie tronconique. Le gaz est introduite au sommet, tangen-
tiellement à la partie cylindrique, par une orifice rectangulaire.

A l'intérieur le mouvement du fluide est complexe : il comporte un mouvement spiral descendant dans la partie périphérique suivi d'un mouvement spiral ascendant axial; le gaz épuré sort par une visse disposée dans l'axe de l'appareil et la phase solide se dépose dans la partie tronconique.



u_e : vitesse du fluide à l'entrée
 N : nombre de circonvolutions de la spirale descendante

L'étude théorique d'un cyclone est complexe en raison du mouvement des fluides. Certains auteurs ont établi des relations permettant de calculer le diamètre des plus petites particules retenues dans l'appareil; citons par exemple l'équation de Rosin.

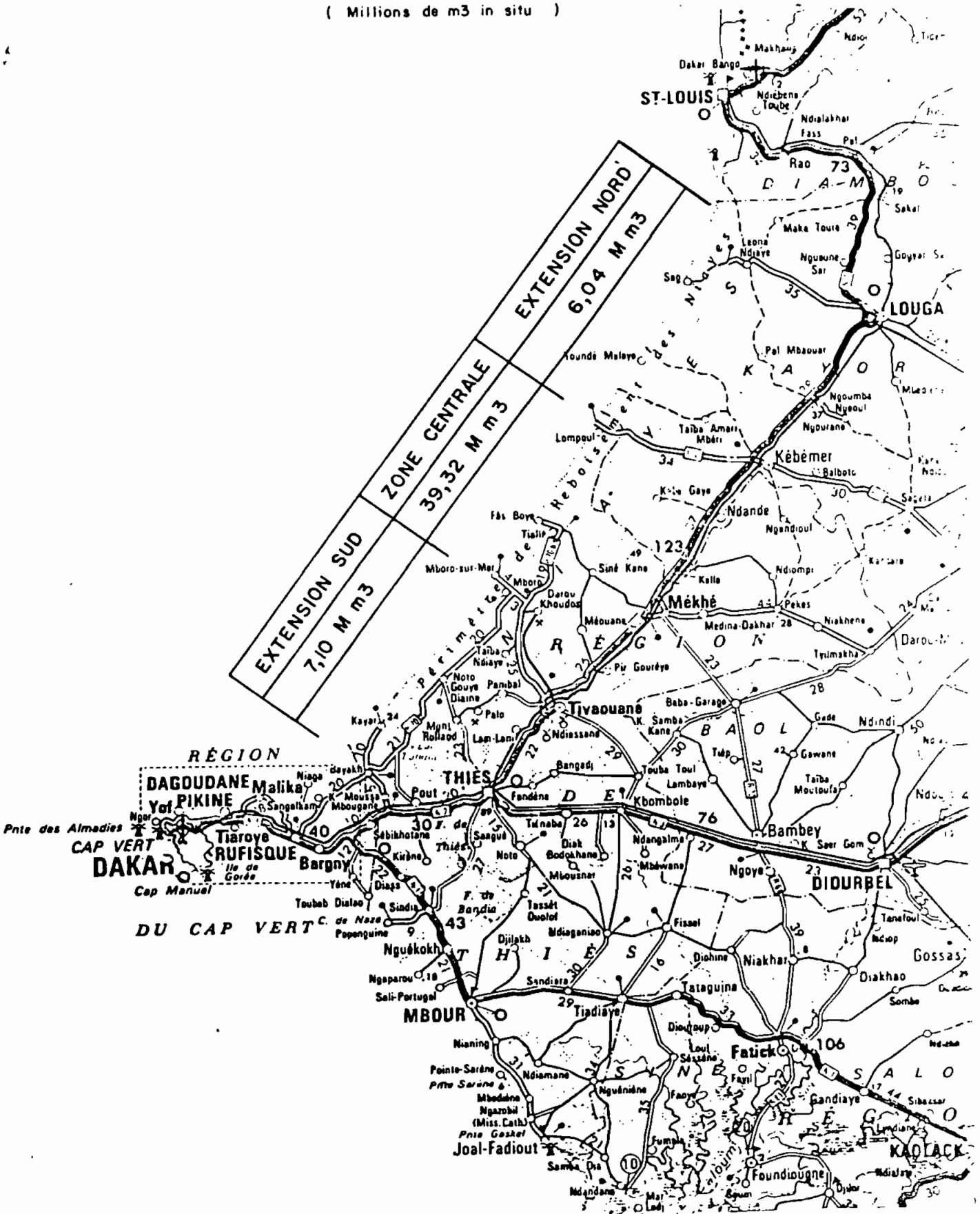
$$d_{\min} = \left[\frac{9 \mu (D-d)}{2\pi (\rho_p - \rho_g) u_e N} \right]^{1/2} \quad [33]$$

Liste des cartes

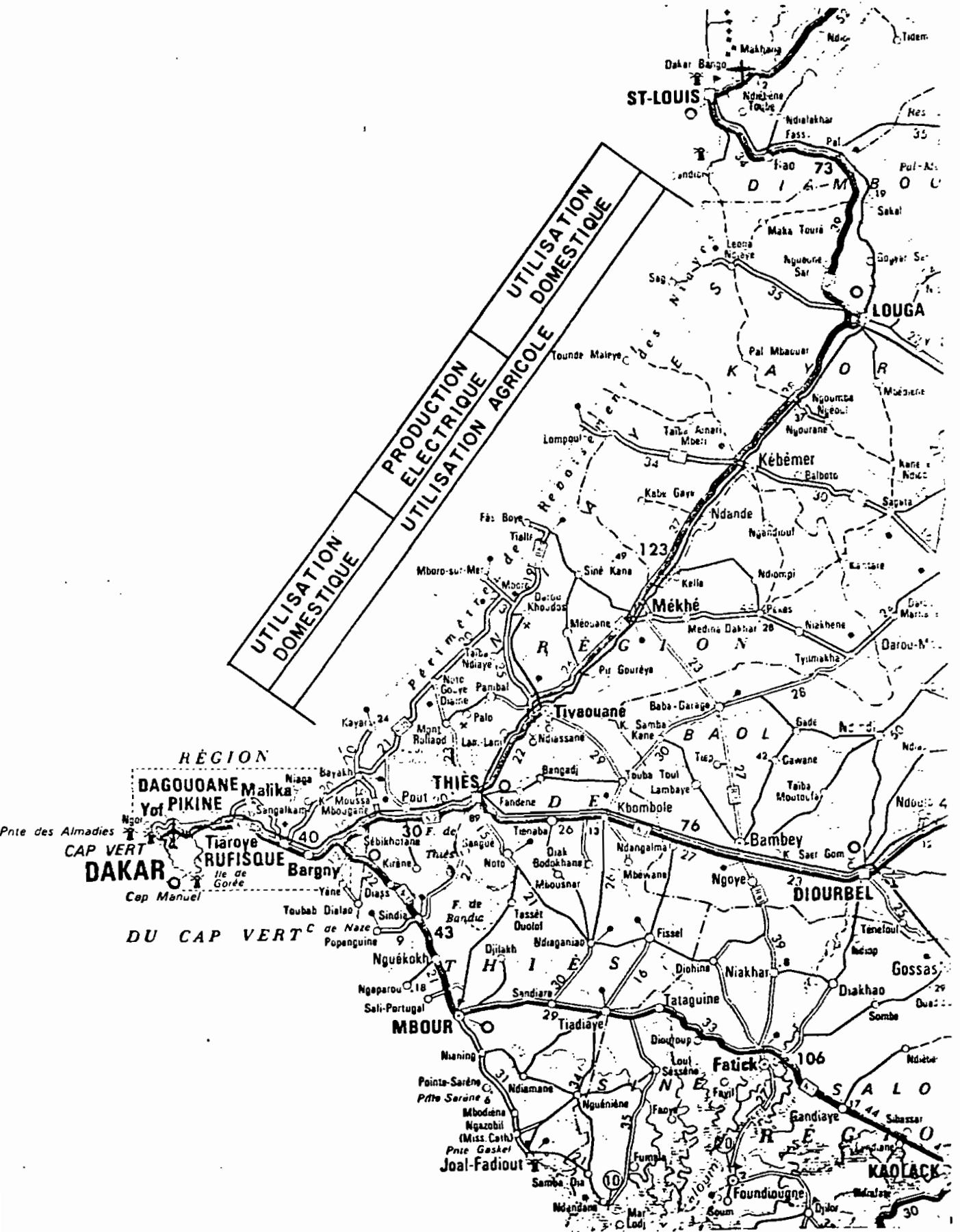
EVALUATION DES RESERVES GEOLOGIQUES

DE LA ZONE DES NIAYES

(Millions de m³ in situ)

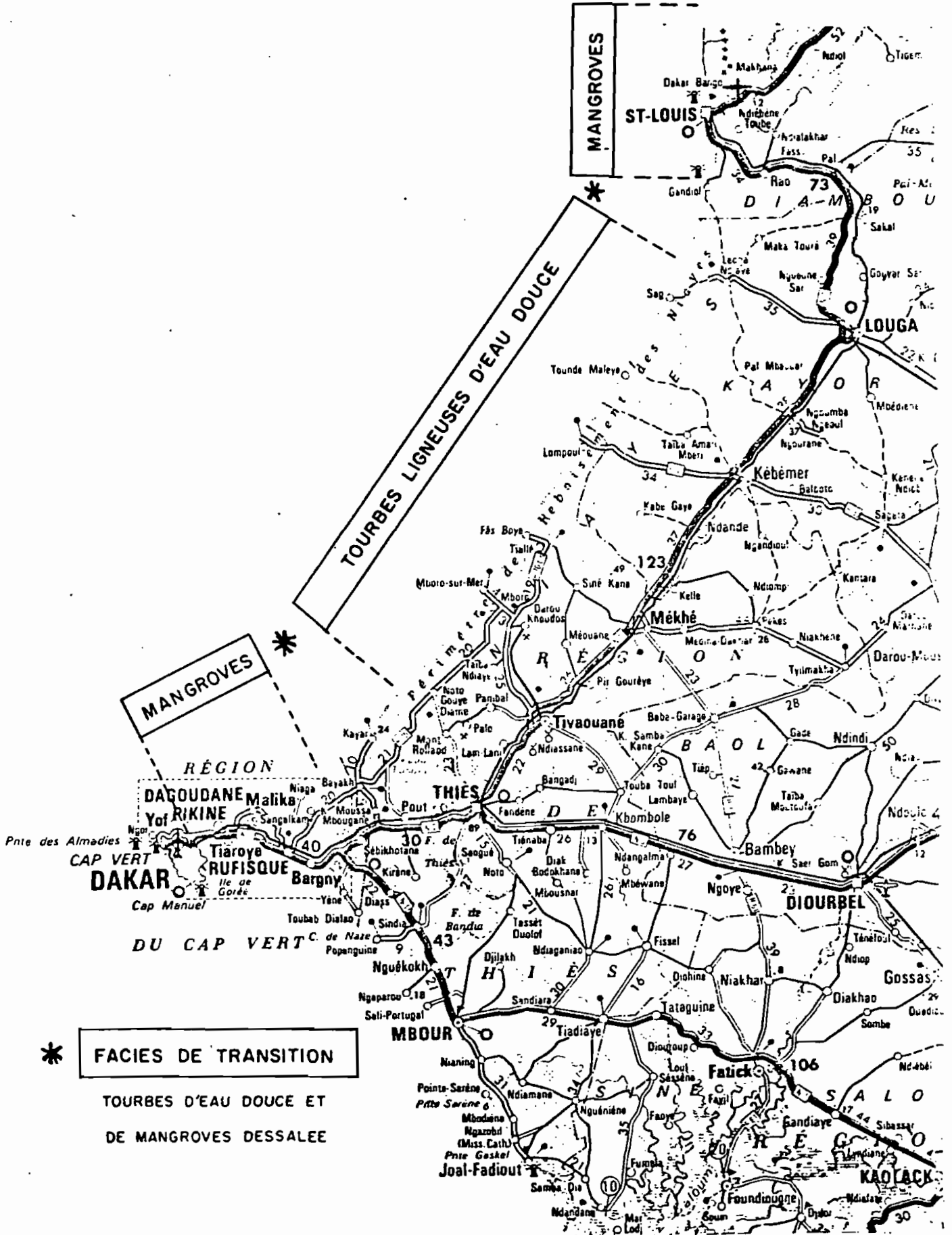


VALORISATION DES TOURBES DE LA ZONE DES NIAYES



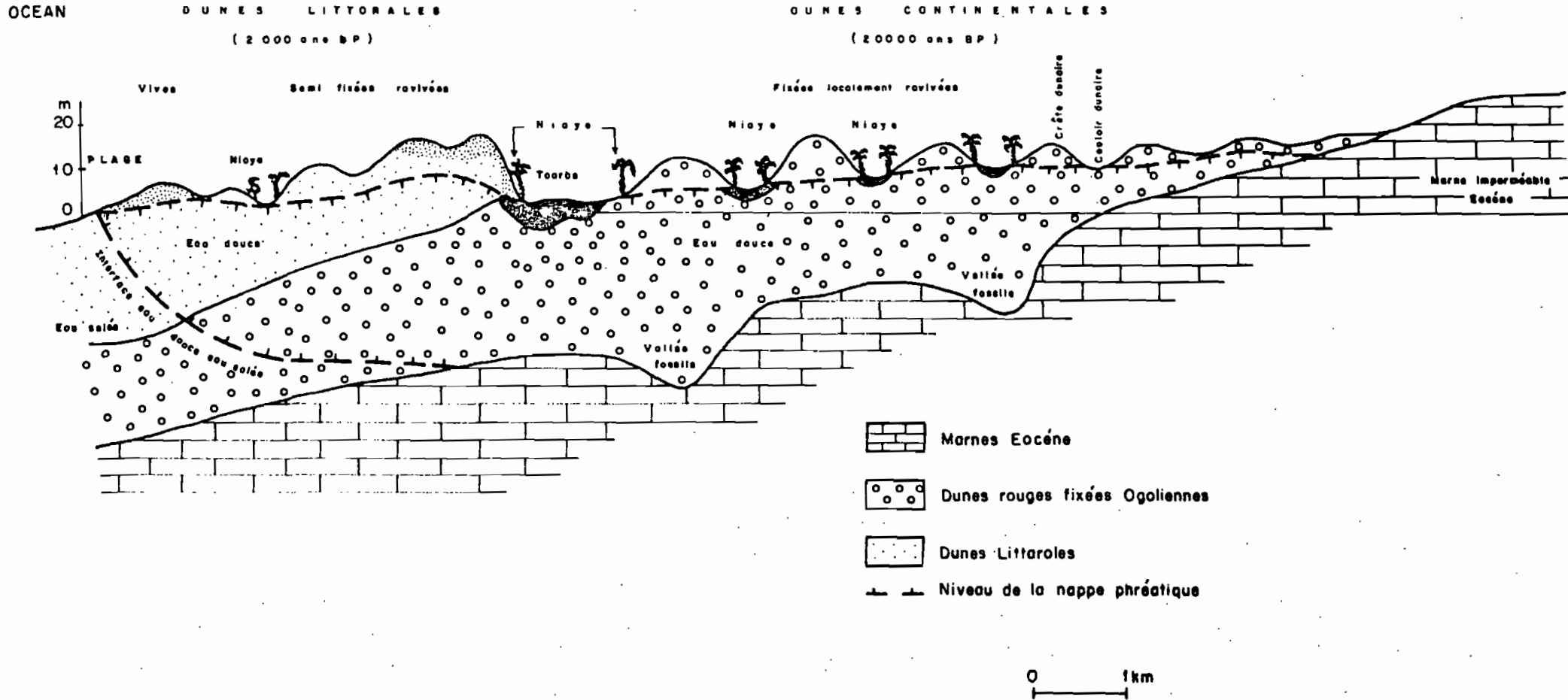
DIFFERENTS TYPES DE TOURBES RECONNUS

LE LONG DU LITTORAL NORD DU SENEGAL



CONTEXTE HYDROGEOLOGIQUE

DE LA ZONE CENTRALE DES NIAYES



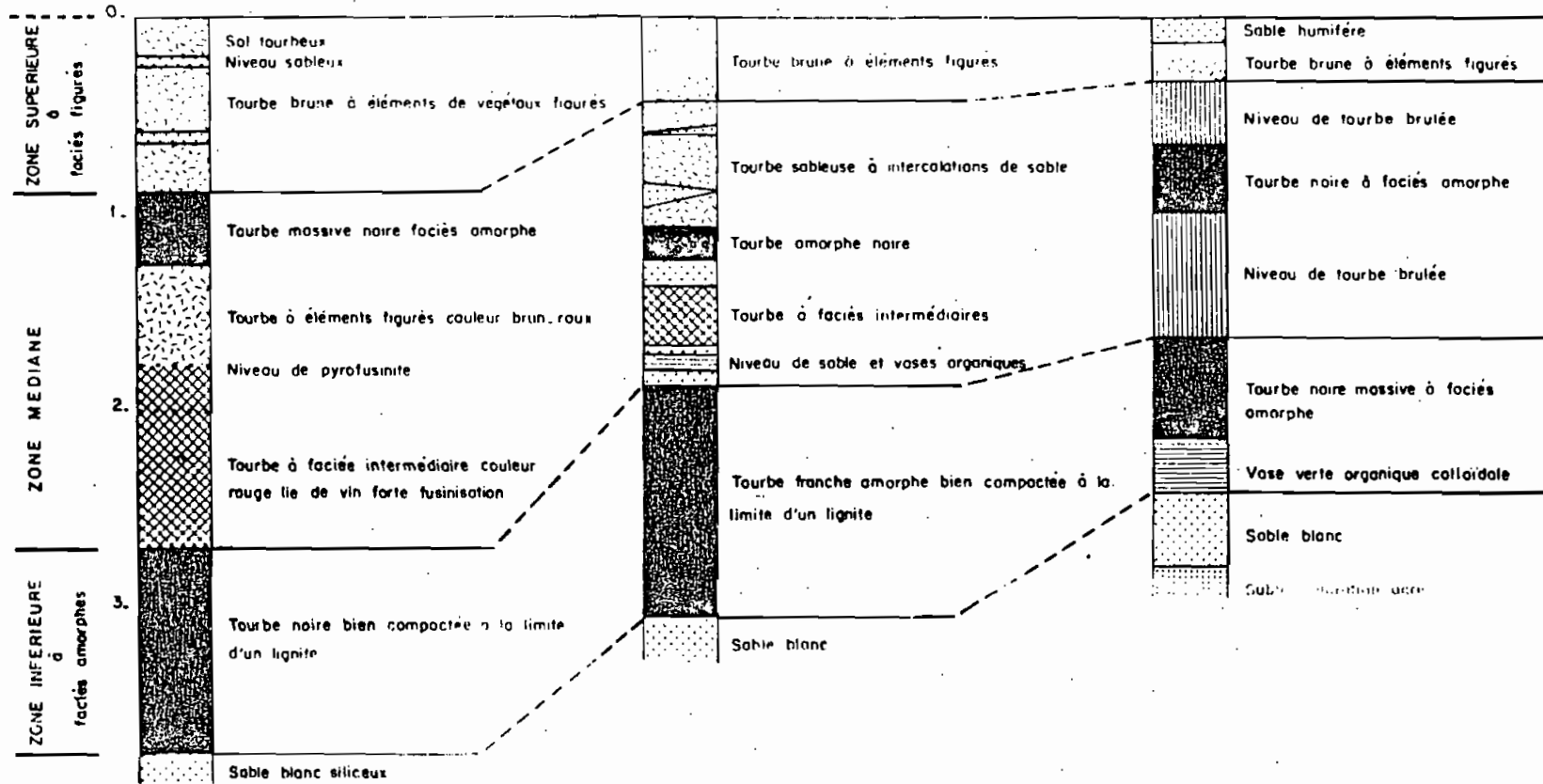
TOURBES DE LA ZONE CENTRALE DES NIAYES

CADRE LITHOSTRATIGRAPHIQUE

MBORO D30

LOUMPOUL J27

LOUMPOUL E14



CARACTERISTIQUES ENERGETIQUES DES TOURBES DES NIAYES

(d'après analyses complètes SOCOR)

	SECTEUR	NUMERO DE SONDAGES ANALYSES	HUMIDITE RESIDUELLE	CENDRES SUR SEC	MATIERE VOLATILES SUR SEC	CARBONE SUR SEC	HYDROGENE SUR SEC	OXIGENE SUR SEC	AZOTE SUR SEC	SOUFRE TOTAL SUR SEC	PEN. CH. KG/CAL. EG.	PUN. LIQU. DES. CENTIM. °C
EXTENSION SUD	DENI BIRAM HDAO	4	7.1	40.92	37.99	37.05	3.37	12.69	0.27	1.07	3485	1360
	KAYAR	2	13.2	15.87	52.35	50.68	4.29	25.07	1.27	1.25	4832	1330
	BALGAYE	1	5.3	59.20	27.9	24.60	2.63	12.09	1.11	1.32	2362	1450
	MOYENNE PARTIELLE	7	8.54	38.66	39.41	37.44	3.43	16.61	1.1	1.44	3562	1390
ZONE CENTRALE DU GISEMENT	MBIRO	4	13.4	21.12	50.64	48.81	4.36	21.36	1.23	1.04	4631	1290
	FAS DOYE	2	10.1	43.95	39.72	32.70	3.15	13.37	1.18	1.66	3095	1425
	DIOGO	2	9.1	16.49	54.80	52.47	4.36	24.42	1.34	1.00	4920	1350
	THEARENE	1	6.4	26.70	46.40	45.30	3.92	22.25	1.35	0.97	4264	1350
	THIOKHMAT	1	7.6	25.50	46.80	46.60	4.19	22.27	1.12	1.27	4418	1450
	LOUMPOUL	1	9.0	37.70	40.10	39.40	1.52	18.86	1.17	0.64	3617	1450
	MOYENNE PARTIELLE	11	9.26	28.57	46.45	44.21	3.92	20.53	1.23	1.09	4157	1395
EXTENSION NORD	TOUNE MALAYE	1	16.8	25.9	45.1	46.0	3.72	18.40	1.19	1.35	4351	1140
	NDASSI	2	9.2	44.9	36.9	31.75	2.84	12.9	1.05	1.72	2944	1345
	DAO	2	15.6	41.9	35.4	33.75	2.88	12.9	1.05	1.72	2944	1345
	POTOU	2	11.7	40.7	37.7	35.06	2.95	14.5	0.96	1.50	3277	1290
	MAKA	1	13.2	52.2	32.2	27.50	2.06	12.40	0.63	4.62	2410	1190
	NDEUGUETE	2	13.9	66.4	25.9	18.05	1.90	7.50	0.85	1.43	1640	1225
	RAO	1	16.1	52.8	26.4	21.80	2.38	10.80	0.81	1.69	1980	1165
	MOYENNE PARTIELLE	11	13.78	46.4	34.11	30.63	2.66	13.0	0.91	1.94	2805	1210
MOYENNE GENERALE	20	10.52	37.87	40.05	37.42	3.13	16.71	1.08	1.49	3508	1325	

BIBLIOGRAPHIQUE

[1] Ministère du développement industriel et de l'artisanat.

Compagnie des Tourbières du Sénégal

Direction des mines et de la géologie

Bureau de Recherche Géologiques et minières

Rapport de synthèse Géologique

Prospection Générale et certification des Reserves

Janvier 1984

[2] JACQUES MEUNIER : Gazéification et oxydation des Combustibles, Masson et Cie, 1958

[3] R. LOISON ; P. FOCH, A. BOYER : Le Coke DUNOD 1970.

[4] F. LAUSTER : Manuel d'électrothermie industrielle
DUNOD 1968.

[5] A. F. Boyer, P. PAYEN : Etude des goudrons de carbonisation à basse température en lit fluidisé, chim, ind, oct 1964
P. 367-76

[6] A. F. Boyer : Etude de la carbonisation des charbons par variation de poids, Compt. rend. Congrès ind. Gaz, Paris, 23-27 juin 1952 P. 653-71

[7] D. FITZGERALD and D. W. VAN KREVELEN, Chemical structure and properties of coal, Fuel, 38, 1959, 17-37

R- RENE HACK, Zur Kinetik der Entgasung von schwelkokes Brennst. Chem, 45, 1964, 300-5.

- H. JÜNTGEN et H. K. VANHEEK, Gas release from coal, fuel
47, 1968. 103-16.
- [8] PAUL Reboux: Fluidisation
- [9] A. JAUMOTTE, B. LE DUC, H. MASSON: la Combustion du
charbon en lit fluidisé et son application à la Prod. d'énergie électrique
- [10] S. M. BOTTERILL: Edition 1975 traduit de Russe 1980
fluid bed heat transfer, New York, 1975
- [11] P. N. ROWE et al: Trans. inst. Chem. Engers 50, P 324 - 1972
- [12] J. G. YATES, P. R. WALKER, Fluidization: Proc 2d Engrg
foundation Conference, Cambridge, 1978.
- [13] L. A. RUTH, G. M. VARGA, Thermochimica acta, 26, P. 241
1978.
- [14] D. G. SKINNER, the fluidized combustion of coal (Nat'l Coal
Board), Londres 1970
- [15] D. ANSON, Progr Energy Combustion, science 2, P. 61, 1976
- [16] E. C. MCKENZIE, chem. Engrg. 114, 1815, 1978
- [17] T. FURUSAWA et al J of ch Engrg Japan 11, 5, P 377. 1978
- [18] KANTHAL - HANdbush 1961, 154 à 155 < 115, 116 >.
- [19] R. GASQUET: Isolation thermique industrielle DUNOD
Paris 1966.
- [20] ANTHONY D. B and Howard J. B, Hottel Hc and MEISS-
NER Hp fuel 1976
- [21] LIBE DIEV P. installations thermiques dans l'industrie
Publication "énergie" Moscou 1970
- [22] ROMANKOV: Séchage dans un lit fluidisé, Publication
"chimie" Leningrad 1968
- [23] Les Ressources énergétiques et l'économie du Sénégal

- [24] JOSEPH F. FRANTZ : Design for fluidization chemical engineering - September 1962
- [25] Note de cours de transmission de chaleur (Chap. 4.11)
Prof. Dr. A. CERNEA 1986 - E.P.T Sénégal
- [26] A. DASCULESCU : Le séchage et ses applications industrielles DUNOD 1969
- [27] PARK, D., LEVENSPIEL, O., FITZGERALD, I.J. - chem. eng. sci. 1980, 35, 265
- [28] RISTO RAIKO TAMPERE University of technology
P.O. Box 527 SF-33101 TAMPERE.
Combustion of filled peat in a fluidized bed
- [29] HEINY, NAUDY ET DARÉES : Technologie d'électricité
Application de l'énergie électrique
- [30] SEN/84/X06, RAPPORT D'AVANCEMENT.
Développement de l'utilisation domestique de la tourbe au Sénégal iii EKONO 1/12/1986
3. Essais de carbonisation
- [31] VERS UNE GAZEIFICATION DE LA TOURBE DES NIAYES
PAR LA TECHNIQUE DES LITS FLUIDISES.
- THIALIS KAMARA, Docteur en Energie Thermique
à L'E.P.T.
- Braham THIONGANE, Elève - ingénieur de la 5^e année
Génie Mécanique à L'E.P.T. Avril 1987.
- [32] Echange thermique en fluidisation gazeuse.
Etude mathématique à l'aide d'un modèle simple
J.P. GOUDERC, H. ANGELINO, M. ENJALBERT & C. GUIGLION
institute du Génie chimique, Toulouse, France 123/7/1966.