

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

TRAITEMENT THERMIQUE DE  
DÉCHETS SOLIDES À L'AIDE D'UN  
RÉACTEUR À LIT FLUIDISÉ CIRCULANT INTERNE

RENÉ-JEAN LAVALLÉE  
DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE  
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION  
DU DIPLOME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES (M.Sc.A.)  
(GÉNIE CHIMIQUE)

JANVIER 1996



National Library  
of Canada

Bibliothèque nationale  
du Canada

Acquisitions and  
Bibliographic Services

Acquisitions et  
services bibliographiques

395 Wellington Street  
Ottawa ON K1A 0N4  
Canada

395, rue Wellington  
Ottawa ON K1A 0N4  
Canada

*Your file Votre référence*

*Our file Notre référence*

The author has granted a non-exclusive licence allowing the National Library of Canada to reproduce, loan, distribute or sell copies of this thesis in microform, paper or electronic formats.

L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque nationale du Canada de reproduire, prêter, distribuer ou vendre des copies de cette thèse sous la forme de microfiche/film, de reproduction sur papier ou sur format électronique.

The author retains ownership of the copyright in this thesis. Neither the thesis nor substantial extracts from it may be printed or otherwise reproduced without the author's permission.

L'auteur conserve la propriété du droit d'auteur qui protège cette thèse. Ni la thèse ni des extraits substantiels de celle-ci ne doivent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.

0-612-26490-4

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

TRAITEMENT THERMIQUE DE  
DÉCHETS SOLIDES À L'AIDE D'UN  
RÉACTEUR À LIT FLUIDISÉ CIRCULANT INTERNE

présenté par: LAVALLÉE René-Jean

en vue de l'obtention du diplôme de: Maîtrise ès sciences appliquées

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de:

M. KLVANA Danilo, Ph.D., président

M. GUY Christophe, ing., Ph.D., membre et directeur de recherche

M. LEGROS Robert, ing., Ph.D., membre et co-directeur de recherche

M. BRUNET Stéphane, ing., M.Sc.A., membre (Centre des technologies du gaz naturel)

## REMERCIEMENTS

J'aimerais exprimer mes très sincères remerciements à mon directeur de projet, Monsieur Christophe Guy, pour sa confiance, son support et ses conseils prodigués.

J'aimerais offrir ma gratitude à Monsieur Robert Legros, mon co-directeur, pour ses précieux conseils et à Messieurs Jamal Chaouki et Michel Perrier pour leurs commentaires et leurs interventions judicieuses.

Ma reconnaissance à Gaz Métropolitain, au Centre des technologies du gaz naturel (CTGN) et à Gaz de France, pour leur soutien financier crucial à la réalisation de ce projet, ainsi qu'à leur principal représentant dans ce projet, Monsieur Stéphane Brunet, pour sa collaboration et pour avoir accepté d'être membre du jury.

Je remercie sincèrement la Fonderie Magotteaux et tout particulièrement Monsieur Pascal Corbusier, pour sa collaboration et son dévouement sincère.

Je voudrais aussi remercier Monsieur Marzouk Benali et le personnel du Centre Canadien de la Technologie des Minéraux et de l'Énergie/Laboratoire de Recherche en Diversification Énergétique (CANMET/LRDE) pour leur accueil, leur conseils et leur soutien lors de l'utilisation des équipements de thermo-balances généreusement prêtés.

Je remercie particulièrement Monsieur Luc Bussac, ingénieur de Gaz de France, pour sa collaboration quotidienne. Son amitié est sans doute la chose qu'il m'ait donnée dont je suis le plus reconnaissant.

Merci à Monsieur Danilo Klvana pour avoir accepté d'être président du jury.

Je tiens également à remercier les personnes ayant travaillé sur le projet:

- \* Monsieur Luc Mauillon, ingénieur de Gaz de France,
- Monsieur Lukanda Mukadi, étudiant au doctorat,
- \* Messieurs Daniel Dumas et Robert Delisle, techniciens.

Je suis aussi reconnaissant au Conseil de Recherches en Sciences Naturelles et en Génie du Canada pour leur soutien financier.

Enfin, des remerciements très chaleureux à mon épouse Christiane, pour sa compréhension, sa patience et ses encouragements.

## RÉSUMÉ

Les industries se tournent de plus en plus vers le traitement, la valorisation et la régénération des déchets, pour des raisons environnementales et surtout économiques. Ces raisons peuvent être diverses: l'augmentation des coûts associés à l'enfouissement, l'obligation (lois et règlements environnementaux) de traiter un déchet dangereux donné, le rehaussement de l'image corporative, l'augmentation de la compétitivité par la production d'énergie en utilisant les déchets comme matière première, la régénération d'un composant des déchets en vue d'une réinsertion dans le procédé, etc.

La valorisation thermique des déchets par incinération et récupération d'énergie sur les produits de combustion est l'approche la plus intéressante pour plusieurs applications, même si cette approche est en concurrence avec des approches alternatives (gazéification, pyrolyse). Cependant, les besoins de développement de technologies plus performantes sont croissants compte tenu des restrictions environnementales de plus en plus sévères concernant les émissions atmosphériques. À cette fin, de nouvelles technologies sont mises au point. Ces technologies exploitent de hautes températures pour pousser la destruction des composés organiques.

Le nouveau procédé proposé utilise la flamme issue de la combustion du gaz naturel pour traiter divers types de déchets. Ce procédé combine les avantages stratégiques de plusieurs technologies. Ainsi, le contact direct entre la flamme d'un brûleur et le déchet à traiter permet d'exploiter la présence dans la flamme d'oxydants puissants, comme les radicaux libres, et les hautes températures pour atteindre de hauts niveaux de destruction. De plus, la zone de traitement de ce procédé développe d'intenses turbulences et de grands coefficients de transfert de chaleur et de matière. Ce procédé permet le préchauffage ou le préséchage interne des déchets à traiter et le contrôle du temps de séjour du déchet.

Le procédé est basé sur un réacteur à lit fluidisé circulant interne incorporant un brûleur au gaz naturel. Il peut être envisagé concurrentiellement pour plusieurs applications: le recyclage et la décontamination (recyclage des sables de fonderie, décontamination des sols, dégraissage de copeaux d'usinage, etc.), la valorisation énergétique et l'élimination par incinération de déchets industriels divers nécessitant un combustible d'appoint (bois, biomasse, résidus de broyage d'automobiles, pneus, etc.).

L'objectif technique principal du programme de recherche est de développer cette technologie à travers plusieurs applications types qui seront d'abord mises en oeuvre sur une installation pilote et ensuite sur une installation semi-industrielle. La conception et la construction de l'installation pilote ont été faites avant le début de la présente étude. Mis à part de participer à la mise en place de l'installation pilote, les objectifs principaux de la présente étude sont: de rendre opérationnelle l'installation pilote (résolution des problèmes opératoires, établissement de procédures d'opération et sélection d'un brûleur pour l'unité), d'effectuer des essais préliminaires de faisabilité du traitement thermique des déchets solides finement divisés et de planifier les essais subséquents de démonstration. Ces essais préliminaires de faisabilité sont faits à l'aide de sables de fonderie usés qui sont la première application choisie pour mettre à l'essai l'installation expérimentale.

Des tests préliminaires ont été faits dans des conditions d'opération difficiles avec du sable recyclé pour identifier et résoudre les problèmes opératoires. Les procédures ont été conçues pour rendre l'opération sécuritaire et pour éviter les problèmes opératoires identifiés. La caractérisation d'un brûleur co-axial a été faite dans une enceinte de confinement pour éliminer les problèmes d'opération intrinsèques au brûleur. Un des deux brûleurs à l'étude a été choisi, à la lumière d'essais comparatifs de performances dans l'unité, en fonctionnement avec et sans sable neuf. L'ensemble des sables utilisés lors des essais a été caractérisé et les essais préliminaires de faisabilité ont permis la sélection du sable usé qui servira pour les essais subséquents de démonstration.

Un plan d'expérience a été conçu pour ces essais à venir. Ces essais vont permettre, en plus de la démonstration de la faisabilité du traitement des sables de fonderie usé, une quantification statistique de l'effet des variables opératoires sur les performances (de traitement et environnementales) de l'unité ainsi qu'une quantification statistique des interactions qui peuvent exister entre ces variables opératoires. Les variables opératoires dont l'effet sera étudié seront: la puissance du brûleur, le taux d'aération, le taux de circulation de sable, le débit de sable alimenté à l'unité et la teneur en résine dans le sable. Les résultats de cette campagne d'essais pourront en plus être utilisés pour amorcer l'optimisation des performances de traitement de l'unité.



## ABSTRACT

The management of solid wastes is an increasing concern to a lot of industries. For environmental and economical reasons, industries are more and more interested to waste treatment or valorization and to the reclamation of the reusable fraction of their wastes. These reasons can be diverse: increase of landfill costs, possible obligation to treat hazardous wastes by environmental laws, the will to increase the environmental image of the company, increase of competitiveness by energy production using wastes as feedstock, reclamation of a selected waste component in order to reuse it in the process, etc.

Thermal valorization of wastes by incineration and heat recovery is the most interesting approach for several applications, even if this approach is in competition with alternative approaches (gasification, pyrolysis). More and more severe environmental regulations concerning atmospheric emissions create many incentives for the development of less polluting and more efficient processes and waste treatment units. New technologies are developed to this end by using high temperatures to provide high treatment performances and the destruction of dangerous organic components. The use of natural gas is increasingly popular in this type of application.

The new process proposed here uses the flame of a natural gas burner for the treatment of various types of wastes. This process combines strategic advantages of different technologies. Thus, the direct contact of the flame and the waste allows exploitation of highly oxidant free radicals present in the flame and high temperatures to provide high levels of destruction. Furthermore, high turbulence in the treatment zone of the process allows high heat and mass transfers. This process offers control of the waste's residence time in the treatment zone and high thermal stability that allows waste preheating or predrying.

This innovating process is based on a circulating fluidized bed reactor which incorporates a natural gas burner. It can be considered for many applications: recycling and decontamination (reclamation of foundry sands, soils decontamination, removal of the grease on steel turnings, etc.), heat generation, high performance incineration and destruction of industrial and organic wastes.

The main technical objective of this research program is to develop this process through a few typical applications which will be demonstrated on a pilot installation and then on a small industrial plant. The design and the construction of the pilot installation had been done previous to this study. Other than participating in the installation of the pilot plant, the main objectives of this study are: the commissioning of the pilot plant, including the selection of the burner, the preliminary evaluation of the feasibility of the thermal treatment of finely divided solids and the planning of subsequent feasibility experiments. This preliminary evaluation is done with used foundry sands which are the first application chosen to test the pilot plant.

Preliminary tests have been done in difficult operating conditions with recycled sand, in order to identify and solve operating problems. Operating procedures have been developed to provide safe and efficient operation of the plant. Co-axial burner characterization has been done in a confinement chamber to solve operating problems proper to this burner. One of the two burners under study has been chosen for the process in the light of the experiments done to compare the performances of the burners in operation with and without sand in the unit. All sands used for experiments have been characterised and preliminary experiments of feasibility have allowed the selection of an adequate type of used foundry sands for the subsequent demonstration experiments.

A planning of the experiences to come has been prepared. In addition to the feasibility demonstration of foundry sands reclamation, these experiments will allow a statistical quantification of the effects of operational variables on the environmental and treatment

performances of the pilot plant and a statistical quantification of the interactions which could exist between these variables. The burner power, the excess air, the sand circulation rate, the sand flowrate to the unit and the resin content in the sand are the operational variables whose effects will be under study. Results of these experiments will later be used to begin the treatment performance optimization of the pilot plant.

## TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS .....	iv
RÉSUMÉ .....	vi
ABSTRACT .....	ix
TABLE DES MATIÈRES .....	xii
LISTE DES TABLEAUX .....	xvi
LISTE DES FIGURES .....	xviii
LISTE DES ANNEXES .....	xxi
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS .....	xxii
NOMENCLATURE .....	xxiii
INTRODUCTION .....	1
CHAPITRE 1: REVUE DE LA LITTÉRATURE: APPROCHES DE TRAITEMENT THERMIQUE DES DÉCHETS SOLIDES .....	5
1.1 Incinération .....	6
1.1.1 Fours fixes .....	8
1.1.2 Fours à soles .....	8
1.1.3 Fours à grille .....	9
1.1.4 Fours rotatifs .....	17
1.1.5 Fours à lit fluidisé .....	21
1.1.6 Fours cyclones à fond rotatif .....	26
1.1.7 Bain de sels fondus .....	27
1.1.8 Incinérateur-convoyeur .....	29
1.1.9 Réacteurs à très hautes températures .....	29
1.1.10 Oxydation humide .....	30
1.1.11 Procédé gaz-contact .....	32

1.1.12	Comparaison des technologies d'incinération	34
1.2	Gazéification	37
1.3	Pyrolyse	43
1.4	Comparaison des approches et conclusion	49
<b>CHAPITRE 2: TECHNOLOGIE PROPOSÉE</b>		<b>53</b>
2.1	Description de la technologie	53
2.2	Objectifs techniques du programme de recherche global	57
2.3	Objectifs et méthodologie de la présente étude	58
<b>CHAPITRE 3: UNITÉ EXPÉRIMENTALE</b>		<b>62</b>
3.1	Conception de l'unité expérimentale	62
3.2	Données techniques	66
3.2.1	Brûleurs	66
3.2.2	Enceinte extérieure	70
3.2.3	Tube de montée	72
3.3	Prises de mesures	72
3.3.1	Débits de gaz	75
3.3.2	Débit de solide	76
3.3.3	Température des gaz	77
3.3.4	Température du solide	78
3.3.5	Conversion de la résine	79
3.3.6	Taux de circulation	80
3.3.7	Analyse des produits de combustion	80
3.4	Acquisition de données	81
3.5	Analyse des variables	84

<b>CHAPITRE 4: SABLES DE FONDERIE</b> .....	89
4.1    Problématique industrielle des sables de fonderie .....	89
4.2    Pratiques industrielles de régénération des sables de fonderie .....	91
4.3    Régénération thermique et les coûts évités: exemples industriels ..	93
4.4    Description et caractéristiques des sables utilisés .....	98
4.4.1    Sable de fonderie régénéré .....	98
4.4.2    Sable de fonderie neuf .....	101
4.4.3    Sables usés de la fonderie Magotteaux .....	102
4.4.4    Sables usés de la fonderie Montupet .....	109
<b>CHAPITRE 5: PROBLÈMES OPÉRATOIRES, ÉTABLISSEMENT DES PROCÉDURES ET QUANTIFICATION DU TAUX DE CIRCULATION</b> .....	112
5.1    Agglomération et procédures opératoires .....	112
5.2    Taux de circulation et traçage thermique .....	115
<b>CHAPITRE 6: CARACTÉRISATION DU BRÛLEUR CO-AXIAL DANS UNE ENCEINTE DE CONFINEMENT</b> .....	118
<b>CHAPITRE 7: ESSAIS DE SÉLECTION DU BRÛLEUR POUR L'UNITÉ</b> .....	128
7.1    Essais comparatifs sans sable .....	128
7.2    Essais comparatifs avec sable .....	132
7.3    Conclusion sur les brûleurs .....	144

<b>CHAPITRE 8: ESSAIS PRÉLIMINAIRES AVEC SABLES USÉS</b> .....	<b>147</b>
<b>CHAPITRE 9: PLANIFICATION DES EXPÉRIENCES À VENIR</b> .....	<b>151</b>
<b>CONCLUSION</b> .....	<b>156</b>
<b>RECOMMANDATIONS</b> .....	<b>161</b>
<b>RÉFÉRENCES</b> .....	<b>164</b>
<b>ANNEXES</b> .....	<b>169</b>

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1.1: comparaison des technologies d'incinération des déchets solides . . . . .	35
Tableau 1.2: effet de l'utilisation de l'air ou de l'oxygène sur les caractéristiques des technologies de gazéification . . . . .	40
Tableau 1.3: comparaison des approches de valorisation thermique en lit fluidisé . . . . .	51
Tableau 3.1: principales données techniques des transmetteurs . . . . .	76
Tableau 3.2: échelle de mesure, résolution et erreur systématique de l'analyseur de produits de combustion (concentrations volumiques) . . . . .	81
Tableau 3.3: variables indépendantes . . . . .	85
Tableau 3.4: variables dépendantes . . . . .	86
Tableau 3.5: variables-réponses . . . . .	87
Tableau 4.1: comparaison annuelle des coûts associés aux sables avec et sans régénération thermique, pour la Fonderie canadienne de l'acier . . . . .	95
Tableau 4.2: comparaison annuelle des coûts associés aux sables avec et sans régénération thermique, pour la fonderie Magotteaux . . . . .	97
Tableau 4.3: analyse de la composition d'un échantillon de sable régénéré par activation neutronique . . . . .	100
Tableau 4.4: composés à faible point de fusion possiblement contenus dans le sable régénéré . . . . .	101
Tableau 4.5: analyse de la composition d'un échantillon de sable neuf par activation neutronique . . . . .	103
Tableau 4.6: caractéristiques physiques des sables usés de la fonderie Magotteaux . . . . .	104



<b>Tableau 4.7:</b>	<b>analyse de la composition d'échantillons du sable utilisé de Magog et de Dunham (fonderie Magotteaux) par activation neutronique</b>	<b>105</b>
<b>Tableau 4.8:</b>	<b>résultats de chaleur de combustion</b>	<b>106</b>
<b>Tableau 4.9:</b>	<b>caractéristiques physiques des sables utilisés de la fonderie Montupet</b>	<b>110</b>
<b>Tableau 4.10:</b>	<b>analyse de la composition d'un échantillon du sable utilisé de Montupet par activation neutronique</b>	<b>111</b>
<b>Tableau 7.1:</b>	<b>comparaison des performances des deux brûleurs avec alimentation et soutirage de sable en continu et en régime permanent</b>	<b>136</b>
<b>Tableau 9.1:</b>	<b>plan expérimental Plackett-Burman à 16 essais de résolution V</b>	<b>155</b>

## LISTE DES FIGURES

Figure 1.1:	incinérateur de déchets municipaux non conditionnés de la Communauté urbaine de Québec . . . . .	10
Figure 1.2:	exemple d'un système d'épuration . . . . .	11
Figure 1.3:	unité à air contrôlée . . . . .	13
Figure 1.4:	exemple d'un système complet d'incinération en four rotatif (Raymond, Combustion Engineering, Inc., Chicago). . . . .	18
Figure 1.5:	exemple de lit fluidisé circulant externe avec récupération d'énergie et production de vapeur (société LURGI, RFA) . . . . .	22
Figure 1.6:	étagement en zones, au sein d'un gazéifieur (source: Antonini et Gislais, 1995). . . . .	38
Figure 1.7:	appoint calorifique dans le bas d'un gazéifieur . . . . .	38
Figure 2.1:	composantes principales de la technologie proposée . . . . .	54
Figure 2.2:	différentes étapes effectuées et restantes dans le cadre du programme de recherche . . . . .	61
Figure 3.1:	schéma de principe du brûleur contre-rotation . . . . .	68
Figure 3.2:	brûleur contre-rotation utilisé . . . . .	68
Figure 3.3:	Schéma du brûleur oxy-gaz . . . . .	69
Figure 3.4:	brûleur co-axial utilisé . . . . .	71
Figure 3.5:	schéma de l'instrumentation du montage et détail d'une sonde calorimétrique . . . . .	74
Figure 3.6:	interface graphique de l'acquisition de données . . . . .	82
Figure 3.7:	montage expérimental . . . . .	83
Figure 3.8:	relations entre les variables . . . . .	88
Figure 4.1:	conversion en fonction du temps et de la température . . . . .	109
Figure 5.1:	pièce conique ajoutée entre le brûleur et les trous d'accès du sable . . . . .	113

Figure 5.2:	exemple d'essai de traçage thermique .....	117
Figure 6.1:	enceinte de confinement utilisée lors des essais sur le brûleur co-axial .....	119
Figure 6.2:	profil axial de température dans l'enceinte, en fonction du taux d'aération .....	121
Figure 6.3:	profil axial de température dans l'enceinte, en fonction de la puissance du brûleur .....	121
Figure 6.4:	profil axial de température dans l'enceinte, en fonction de l'impulsion de la buse d'air .....	122
Figure 6.5:	effet du taux d'aération sur la longueur de flamme observée en fonction de divers agencements de buse .....	123
Figure 6.6:	comparaison entre la longueur de flamme expérimentale à la longueur de flamme prédite par la méthode de Kissel .....	126
Figure 6.7:	comparaison entre la longueur de flamme expérimentale à la longueur de flamme prédite, après correction du taux d'aération .....	127
Figure 7.1:	brûleur contre-rotation, effet du taux d'aération sur le CO et les NO <sub>x</sub> (P=20kW) .....	130
Figure 7.2:	brûleur contre-rotation, effet de la puissance sur le CO et les NO <sub>x</sub> (n=1.2) .....	130
Figure 7.3:	brûleur co-axial, effet du taux d'aération sur le CO et les NO <sub>x</sub> (P=20kW) .....	131
Figure 7.4:	brûleur co-axial, effet de la puissance sur le CO et les NO <sub>x</sub> (n=1.2) .....	131
Figure 7.5:	établissement du régime permanent (essai n°1, brûleur contre-rotation) .....	134
Figure 7.6:	établissement du régime permanent (essai n°2, brûleur contre-rotation) .....	135

<b>Figure 7.7:</b>	<b>tentative d'établissement du régime permanent (essai n°3, brûleur contre-rotation) . . . . .</b>	<b>135</b>
<b>Figure 7.8:</b>	<b>tentative de préchauffage commentée en cuvée (essai n°4, brûleur co-axial) . . . . .</b>	<b>138</b>
<b>Figure 7.9:</b>	<b>établissement du régime permanent (essai n°4, brûleur co-axial) . . . . .</b>	<b>140</b>
<b>Figure 7.10:</b>	<b>établissement du régime permanent (essai n°5, brûleur co-axial) . . . . .</b>	<b>142</b>
<b>Figure A.1:</b>	<b>vue d'ensemble . . . . .</b>	<b>171</b>
<b>Figure A.2:</b>	<b>tube de montée (riser) . . . . .</b>	<b>172</b>
<b>Figure A.3:</b>	<b>chambre inférieure . . . . .</b>	<b>173</b>
<b>Figure A.4:</b>	<b>chambre supérieure . . . . .</b>	<b>174</b>
<b>Figure A.5:</b>	<b>fontaine . . . . .</b>	<b>175</b>
<b>Figure A.6:</b>	<b>chapeau . . . . .</b>	<b>176</b>
<b>Figure A.7:</b>	<b>distributeur d'air secondaire . . . . .</b>	<b>177</b>
<b>Figure A.8:</b>	<b>plaque support et carter . . . . .</b>	<b>178</b>
<b>Figure B.1:</b>	<b>courbe de calibration de la vis d'Archimède . . . . .</b>	<b>180</b>
<b>Figure D.1:</b>	<b>exemple de courbe de calorimétrie différentielle . . . . .</b>	<b>186</b>
<b>Figure D.2:</b>	<b>exemple de courbe d'analyse thermogravimétrique . . . . .</b>	<b>187</b>

**LISTE DES ANNEXES**

<b>ANNEXE A: PLANS DÉTAILLÉS</b> .....	<b>170</b>
<b>ANNEXE B: COURBE DE CALIBRATION DE LA VIS D'ARCHIMÈDE</b> ...	<b>179</b>
<b>ANNEXE C: CALCULS SIMPLIFIÉS DE RAYONNEMENT</b> <b>DANS LE TUBE DE MONTÉ</b> .....	<b>181</b>
<b>ANNEXE D: EXEMPLE DE COURBE DE:</b> <b>CALORIMÉTRIE DIFFÉRENTIELLE ET</b> <b>D'ANALYSE THERMOGRAVIMÉTRIQUE</b> .....	<b>185</b>
<b>ANNEXE E: PROCÉDURES D'OPÉRATION</b> .....	<b>188</b>
<b>ANNEXE F: BIBLIOGRAPHIE DÉTAILLÉE</b> .....	<b>192</b>

## LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

Quelques abréviations ont été utilisées dans le texte. Voici leur signification:

BPC:	biphényle polychlorés
CDD:	combustibles dérivés des déchets
CUQ:	Communauté urbaine de Québec
DTA:	"differential thermal analysis"
EPA:	"Environmental Protection Agency" (É-U)
GN:	gaz naturel
HAP:	hydrocarbures aromatiques polycycliques
LFCI:	lit fluidisé circulant interne
PCI:	pouvoir calorifique inférieur
PCP:	pentachlorophénol
ppm:	partie par million
PVC:	polychlorure de vinyle
TG:	"thermo gravimetry"

## NOMENCLATURE

### Symboles

a:	surface sous la courbe ( $m^2$ )
A:	facteur préexponentiel (kg de résine/kg de sable/min)
$A_t$ :	surface d'échange sur le thermocouple ( $m^2$ )
AP:	débit d'air primaire ( $(N)m^3/h$ )
AS:	débit d'air secondaire ( $(N)m^3/h$ )
AT:	débit d'air total ( $(N)m^3/h$ )
$C_{CO_2}$ , $C_{H_2O}$ :	facteurs de correction
$C_{oxy,co}$ :	concentration massique en oxygène (kg/kg)
d:	diamètre du thermocouple (m)
$d_{g/a}$ :	densité du gaz par rapport à l'air
dp:	diamètre de la particule (m)
$D_o$ :	diamètre des orifices à la base du tube de monté (m)
E:	énergie d'activation (J/mole)
EA:	excès d'air
$G_s$ :	taux de circulation du solide (kg/s/ $m^2$ )
$h_{gaz}$ :	coefficient de convection ( $W/m^2/^\circ C$ )
$\Delta H$ :	chaleur de combustion (J/g)
$H_t$ :	hauteur du tube de monté (m)
$H_s$ :	hauteur de solide dans la zone annulaire (m)
$I_a$ :	impulsion du fluide secondaire (impulsion de l'air) (N)
$I_o$ :	impulsion du jet de gaz (N)
$I_\infty$ :	impulsion après mélange (N)
$k_f$ :	conductivité thermique de la couche laminaire ( $W/m/^\circ C$ )
K:	constante de calibration

<b>L:</b>	longueur de flamme en atmosphère confinée (m)
<b>L<sub>o</sub>:</b>	longueur de flamme en atmosphère libre (m)
<b>m:</b>	masse de l'échantillon (kg)
<b>m<sub>c</sub>:</b>	paramètre de Craya et Curtet
<b>n:</b>	taux d'aération
<b>N:</b>	contenu en produit azoté dans la résine
<b>P:</b>	puissance (kW)
<b>P<sub>O<sub>2</sub></sub>:</b>	pression partielle d'oxygène (atm)
<b>Pr:</b>	nombre de Prandtl
<b>q<sub>i</sub>:</b>	débit massique de gaz (kg/s)
<b>R:</b>	constante des gaz (J/mole/K)
<b>s:</b>	rapport stoechiométrique
<b>S:</b>	débit de solide alimenté à l'unité (kg/s)
<b>t:</b>	temps (s)
<b>T<sub>∞</sub>:</b>	température du gaz (K)
<b>T<sub>c</sub>:</b>	teneur en combustible
<b>T<sub>p</sub>:</b>	température de la paroi (K)
<b>T<sub>t</sub>:</b>	température du thermocouple (K)
<b>TAB:</b>	<u>T</u> empérature dans l' <u>A</u> nnulaire en <u>B</u> as (°C)
<b>TABB:</b>	<u>T</u> empérature dans l' <u>A</u> nnulaire tout en bas (°C)
<b>TAH:</b>	<u>T</u> empérature dans l' <u>A</u> nnulaire en <u>H</u> aut (°C)
<b>TAHH:</b>	<u>T</u> empérature dans l' <u>A</u> nnulaire tout en haut (°C)
<b>TAM:</b>	<u>T</u> empérature dans l' <u>A</u> nnulaire au <u>M</u> ilieu (°C)
<b>TRB:</b>	<u>T</u> empérature du <u>R</u> iser en <u>B</u> as (°C)
<b>TRH:</b>	<u>T</u> empérature du <u>R</u> iser (tube de montée) en <u>H</u> aut (°C)
<b>TRM:</b>	<u>T</u> empérature du <u>R</u> iser au <u>M</u> ilieu (°C)
<b>U:</b>	vitesse superficielle dans le tube de monté (m/s)
<b>V<sub>a</sub>:</b>	pouvoir comburivore (m <sup>3</sup> d'air/m <sup>3</sup> de combustible)
<b>X:</b>	conversion de la résine



## Symboles grecs

$\Delta \varepsilon$ :	facteur de correction
$\varepsilon_{\text{céram}}$ :	émissivité de la céramique entourant le thermocouple
$\varepsilon_{\text{CO}_2}$ :	émissivité du $\text{CO}_2$
$\varepsilon_{\text{gaz}}$ :	émissivité du gaz
$\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$ :	émissivité du $\text{H}_2\text{O}$
$\rho_{\text{mél}}$ :	densité du mélange en fin de flamme ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
$\rho_{\text{oxy}}$ :	masse volumique de l'oxygène ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ),
$\rho_{\text{rés}}$ :	masse volumique de la résine ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ),
$\sigma$ :	constante de Stefan-Boltzmann ( $\text{W}/\text{m}^2/\text{K}^4$ )
$\tau$ :	temps de séjour (s)
$\tau_r$ :	débit recirculé relatif ( $q_r/q_t$ )
$\nu_f$ :	viscosité cinématique de la couche laminaire ( $\text{m}^2/\text{s}$ )
$\phi_s$ :	sphéricité moyenne
$\Psi_{\text{oxy}}$ :	coefficient de diffusion de l'oxygène ( $\text{m}^2/\text{s}$ )

## INTRODUCTION

L'enfouissement des déchets solides d'origine urbaine ou industrielle est de moins en moins justifiable d'un point de vue économique et environnemental. L'enfouissement des ordures et des boues municipales est une opération onéreuse dont les coûts peuvent être réduits par la valorisation de ces déchets-ressources, avant la mise en décharge de la fraction inutilisable. La compétitivité et la rentabilité de certaines industries passent par la valorisation, la régénération et le traitement efficace des déchets solides. Les nouvelles restrictions gouvernementales concernant l'enfouissement font en sorte que moins de déchets peuvent être enfouis sans contrôler les lixiviats. L'enfouissement, dans les cas où il peut toujours être considéré, est de plus en plus chère compte tenu des exigences sur le contrôle (enfouissement en cellule, stabilisation, etc.). À plusieurs égards, il est pressant de considérer tout déchet comme une source potentielle d'énergie ou même de matière première.

La sévérité croissante des lois et règlements sur la qualité de l'environnement reflète les préoccupations populaires croissantes concernant la qualité de l'environnement et sa protection. Ceci motive le développement de nouvelles technologies plus performantes, flexibles et permettant de grandes efficacités de destruction. Les politiques environnementales initiées par l'Agence de protection de l'environnement américaine (EPA), s'orientent de plus en plus vers la promotion de la "technologie la plus performante disponible". Cette façon de faire évite d'avoir à se prononcer sur le niveau réel de risque pour la santé et l'environnement associé aux rejets d'une technologie donnée. Le niveau de risque est de toutes manières difficile à estimer.

Ces préoccupations d'origines diverses débouchent sur de nouveaux défis de développement de procédés permettant la valorisation, la régénération et le traitement de déchets solides, dont le volume à traiter est en forte hausse. Plusieurs approches sont

disponibles pour le traitement des déchets solides: traitements physiques, thermiques, biologiques et mécaniques. L'approche à utiliser pour une application donnée dépend de plusieurs facteurs: le type de déchets à traiter, la composition (fraction de matière organique, d'eau, d'inerte, etc.), la quantité, la forme, le type de lien entre les composants du déchet, etc. L'approche à privilégier dépend fortement des objectifs de traitement: élimination ou dégradation d'un produit dangereux, stabilisation, recyclage, valorisation énergétique, décontamination, réduction de volume, etc.

On choisit une approche en fonction des performances techniques et économiques. La valorisation thermique est une approche très utilisée pour les déchets à contenu organique moyen ou élevé. Les approches de valorisation thermique peuvent elles-mêmes être divisées en trois approches: l'incinération, la gazéification et la pyrolyse; selon que l'on désire effectuer une valorisation directe par récupération de chaleur ou indirecte par production de combustible.

L'incinération est, dans nombre d'applications, reconnue comme l'approche la plus intéressante: les technologies d'incinération existantes offrent de bonnes performances techniques, économiques et environnementales. L'incinération peut permettre une réduction importante du volume de déchets et une récupération d'énergie sur les fumées de combustion. Elle peut aussi permettre l'élimination des contaminants et la régénération ou la valorisation du produit traité.

Les technologies existantes ont des limites d'application et aucune ne constitue une technologie capable de résoudre tous les problèmes d'élimination et de valorisation des déchets; chaque cas demande sa solution propre. De plus, les technologies existantes ont souvent des limitations importantes: pollution atmosphérique (déplacement de la pollution), faibles capacités, peu de versatilités et coûts d'investissement et d'opération élevés. Afin de circonvier aux nouvelles exigences de qualité de traitement, plusieurs nouvelles technologies développées, ou en cours de développement, préconisent

**l'utilisation de hautes températures pour parvenir à de grandes conversions de la matière organique.**

**La nouvelle technologie proposée est conçue dans cette optique. Elle combine des caractéristiques stratégiques:**

- **un contact intime entre la flamme d'un brûleur et le déchet à traiter permettant une destruction complète des composés organiques,**
- **une turbulence importante et des coefficients de transfert élevés,**
- **une inertie thermique élevée et la possibilité d'un pré-séchage interne des déchets avant la zone de contact flamme-déchet,**
- **le contrôle du temps de séjour des déchets dans l'unité.**

**Le coeur de cette technologie est un incinérateur à lit fluidisé circulant interne incorporant un brûleur à gaz naturel. Cette technologie peut être envisagée pour le traitement des déchets solides industriels et des boues diverses.**

**L'objectif technique principal du programme de recherche est de développer cette technologie à travers plusieurs applications types. Ces applications seront d'abord mises en oeuvre sur une installation pilote et ensuite sur une installation semi-industrielle. Les objectifs principaux de la présente étude qui s'inscrit dans le cadre plus vaste de ce programme de recherche, sont: (1) de rendre opérationnelle l'installation pilote, (2) d'effectuer des essais préliminaires de faisabilité du traitement thermique des déchets solides finement divisés, (3) de planifier les essais subséquents de démonstration.**

**La mise en opération de l'unité passe par la résolution des problèmes opératoires, par l'établissement de procédures d'opération et par la sélection d'un brûleur pour l'unité. Les essais préliminaires de démonstration sont faits à l'aide de la première application choisie pour mettre à l'essai la technologie: les sables de fonderie.**

Ce mémoire est structuré de la façon suivante. On présente dans un premier temps (chapitre 1) une revue des approches de traitement et de valorisation thermique des déchets solides. On poursuit (chapitre 2) en décrivant la technologie proposée, avec les objectifs et la méthodologie du programme de recherche et de cette étude. On expose (chapitre 3) l'unité expérimentale installée et utilisée lors des essais pour poursuivre (chapitre 4) avec la problématique des sables de fonderie et la caractérisation des sables utilisés lors des essais. On expose ensuite les constatations et conclusions concernant les essais préliminaires visant à identifier et régler les problèmes opératoires (chapitre 5). On présente respectivement aux chapitres 6, 7 et 8, les résultats d'essais: de caractérisation d'un des brûleurs envisagés dans une enceinte de confinement, de sélection du brûleur pour l'unité et de démonstration préliminaire. La planification des expériences à venir est présentée au chapitre 9. On termine ce document avec les conclusions et un certain nombre de recommandations.

# **CHAPITRE 1**

## **REVUE DE LA LITTÉRATURE**

### **-APPROCHES DE TRAITEMENT THERMIQUE DES DÉCHETS SOLIDES-**

Les procédés thermiques de traitement des déchets solides permettent, en général, une réduction des volumes de déchets et une récupération d'énergie sous diverses formes. Selon le type de déchet, on peut vouloir détruire des composés dangereux ou recycler, par voie thermique, un constituant de ces déchets.

L'incinération, la gazéification et la pyrolyse sont des "principes" ou des "approches" utilisées pour le traitement des déchets avec valorisation thermique. Cette valorisation peut être directe, par récupération de chaleur sur les produits de combustion (incinération), ou indirecte par production de combustible (gazéification et pyrolyse). Ces approches peuvent être catégorisées selon leur consommation en air comburant. Ainsi, on réfère souvent:

- à l'incinération comme étant une combustion en excès d'air comburant,
- à la gazéification comme étant une combustion partielle et une décomposition thermique de la partie restante des déchets,
- à la pyrolyse comme étant une décomposition thermique pure, en absence totale de comburant.

Ainsi, les différentes technologies de traitement thermique des déchets solides peuvent être catégorisées selon ces trois approches. Ces approches et les technologies sous-jacentes, sont compétitrices en ce qui a trait à la valorisation des déchets solides.

On débute notre exercice en exposant ces trois approches de valorisation. L'incinération, qui fait particulièrement l'objet de notre recherche, est plus détaillée puisqu'on présente les principales technologies sous-jacentes qui sont ensuite confrontées qualitativement. À la fin de ce chapitre, on compare les trois approches en soulignant les points forts et faibles de chacune.

## **1.1 Incinération**

L'incinération est un processus d'oxydation de la matière organique dont les produits ultimes de réaction sont principalement le  $\text{CO}_2$  et  $\text{H}_2\text{O}$ , les cendres (inorganiques) et de faibles quantités d'imbrûlés organiques volatils et de gaz acides ( $\text{NO}_x$ ,  $\text{SO}_x$ ,  $\text{HCl}$ , etc.).

Il existe plusieurs types de technologies d'incinération des déchets solides. Ces technologies sont souvent dérivées de technologies d'incinération industrielles existantes que l'on a adaptées et améliorées pour le traitement d'un type de déchets solides donné. On les classe habituellement selon le type de réacteurs utilisés. Selon cette classification, les principaux types d'incinérateurs à déchets solides sont:

- les fours fixes à une ou plusieurs chambres de combustion,
- les fours à soles (foyers multiples),
- les fours à grille,
- les fours rotatifs,
- les fours à lit fluidisé,
- les fours cyclones à fond rotatif,
- les bains de sels fondus,
- les incinérateurs-convoyeurs,
- les incinérateurs à très hautes températures (réacteurs électriques et à plasma),

- l'oxydation humide,
- le procédé gaz-contact.

On peut aussi classer ces technologies en fonction des applications pour lesquelles elles ont été conçues:

- valorisation thermique de la fraction organique des déchets urbains (ordures ménagères, boues municipales, etc.) ou industriels (boues primaires, secondaires, d'épuration et de désencrage, résidus du bois, etc.),
- dégradation thermique d'un composé organique considéré dangereux (sols contaminés aux PCP par le traitement du bois des poteaux électriques, sites contaminés aux BPC, aux phénols, aux hydrocarbures lourds ou aux goudrons, déchets biomédicaux, etc.),
- stabilisation de composés inorganiques (on ne parle plus de combustion mais de traitement thermique) afin d'éviter leur dispersion dans l'environnement (vitrification des cendres volantes, de résidus miniers, de sols contaminés au cyanure, etc.),
- régénération, récupération et réutilisation de matières premières, de produits ou de sous-produits (régénération des sables de fonderie, récupération de métaux, récupération des glaises et argiles des boues de désencrages, etc.).

Ces applications peuvent avoir des objectifs doubles. La régénération et la valorisation thermique des sables de fonderie en est un exemple. Certains types de four comme les lits fluidisés, peuvent être adaptés pour différentes applications. On choisit de présenter les technologies selon une classification par type de four, sommairement pour les technologies les moins intéressantes et comportant des inconvénients majeurs et plus en détails pour les technologies les plus intéressantes.



### **1.1.1 Fours fixes**

Selon cette technologie, la combustion des déchets est faite sur un plan fixe. L'alimentation est discontinue et l'enlèvement des cendres est manuel. La température du four est de l'ordre de 700°C. Une chambre de post-combustion avec brûleur d'appoint est utilisée pour des raisons environnementales et parce que la combustion est souvent partielle dans le four. Une partie des déchets est pyrolysée.

On utilise ce type de four dans les hôpitaux et pour l'incinération des ordures ménagères de petites municipalités. Les coûts d'investissement sont faibles mais l'alimentation-soutirage manuel du solide limite la taille de ces fours. Le désavantage majeur de cette technologie est la piètre performance environnementale.

### **1.1.2 Fours à soles**

La combustion des déchets s'effectue dans un four vertical à étages dans lesquelles s'opère une descente progressive des déchets. L'alimentation et le soutirage du solide est en continu. Les gaz de combustion circulent à contre-courant des déchets en circulant de bas en haut dans le four. La température du four est d'environ 600°C. Une chambre de post-combustion avec brûleur d'appoint est nécessaire.

Cette technologie est utilisée pour la combustion de différentes boues et déchets solides de faible granulométrie. Elle est éprouvée et automatisée. La conversion des déchets n'est pas toujours complète et les coûts d'investissement et d'entretien sont relativement élevés.

### 1.1.3 Fours à grille

La technologie des fours à grille a surtout été développée pour la valorisation des déchets domestiques. Dans cette optique, on a conçu des procédés d'incinération de déchets non conditionnés et d'incinération de déchets ayant subi un prétraitement qui sont appelés "combustibles dérivés des déchets" (CDD). Un traitement minimal est fait lors de l'incinération des déchets non conditionnés.

La figure 1.1 présente un exemple d'incinérateurs de déchets non conditionnés à grille, soit celui de la Communauté urbaine de Québec (CUQ). Dans ces systèmes, les camions à ordures déversent leur contenu dans une fosse. Tous les articles jugés impropres à l'incinération, les gros appareils par exemple, sont retirés de la fosse au moyen d'une grue et envoyés, selon le cas, à la ferraille ou à la décharge. Des grues suspendues à des ponts roulants transfèrent les ordures de la fosse aux trémies de chargement, qui alimentent la grille de séchage.

Le fond des fours est formé de groupes de grilles mobiles dont le mouvement fait avancer les déchets. Les déchets qui se déplacent sur la grille subissent successivement un séchage, une combustion et une postcombustion.

Les cendres tombent de l'extrémité de la dernière grille dans une cuve d'extinction. Ces cendres, qui sont appelées cendres de grilles ou mâchefers, contiennent peu d'imbrûlés. Elles sont normalement enfouies puisqu'elles sont peu toxiques. Le plafond et les parois des fours sont parfois recouverts de tubes dans lesquels on fait circuler l'eau de chaudière afin d'en récupérer la chaleur. La production de vapeur sert parfois à la production d'électricité à l'aide d'une turbine à vapeur. Les incinérateurs de déchets non conditionnés sont normalement dimensionnés pour pouvoir traiter de 400 à 1000 tonnes de déchets par jour.

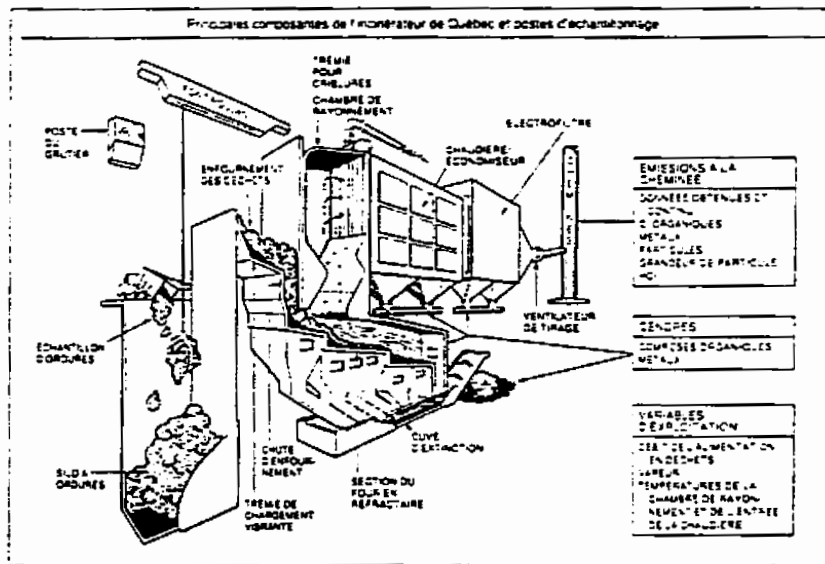


Figure 1.1: incinérateur de déchets municipaux non conditionnés de la Communauté urbaine de Québec (source: Environnement Canada).

Dans ces unités, on contrôle la combustion des déchets en régulant: l'arrivée d'air primaire sous la grille de combustion, le débit d'air secondaire injecté au-dessus des flammes et le débit d'alimentation des déchets au four. Les gaz de combustion passent successivement par une chambre de rayonnement et par une chaudière de récupération de chaleur. Ces gaz passent suffisamment de temps dans la chambre de rayonnement (secondaire) pour que la combustion des imbrûlés soit complète. Les gaz refroidis passent dans un précipitateur électrostatique, qui capte les cendres volantes et particules fines. Les gaz sont ensuite épurés dans des systèmes plus ou moins complexes pour être aspirés et évacués dans une cheminée par un ventilateur.

Les principaux polluants atmosphériques générés par la combustion des déchets solides sont: le monoxyde de carbone, les composés organiques volatils (HAP, dioxines et furannes), les gaz acides ( $\text{NO}_x$ ,  $\text{SO}_x$ , HCl) et les métaux lourds (arsenic, cadmium, mercure, chrome, nickel et plomb).

La figure 1.2 présente un exemple de système d'épuration. Les cendres recueillies par le précipitateur sont très toxiques car elles ont tendance à adsorber une bonne partie des composés organiques volatils et les métaux lourds. Elles doivent être enfouies dans des sites spécialement conçus pour éviter leur lixiviation et la contamination des sols et de l'eau souterraine. De nouvelles technologies, comme la vitrification, sont à l'étude pour rendre ces cendres inertes.

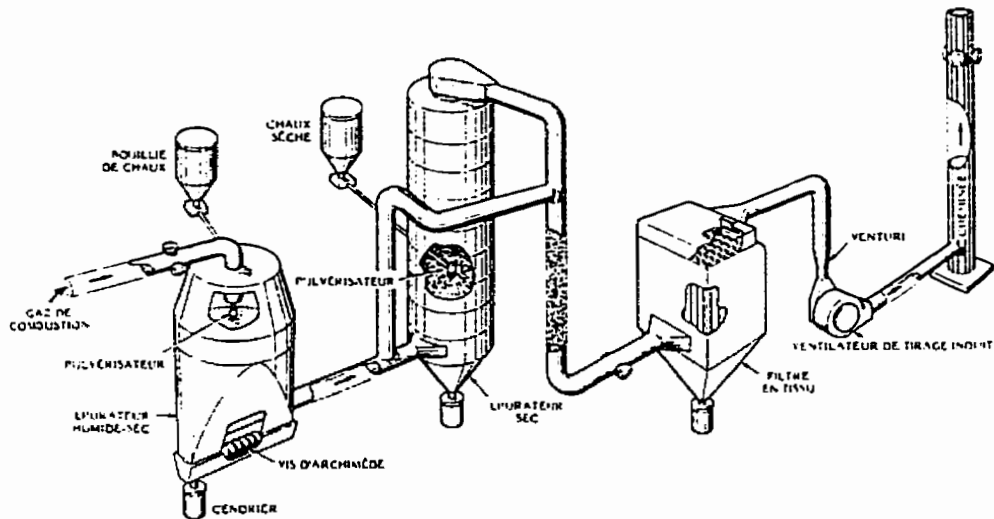


Figure 1.2: exemple d'un système d'épuration (source: Environnement Canada).

Les unités de combustion modulaire, aussi connues sous le nom d'unités à air contrôlée, se sont avérées être efficaces et économiques pour la destruction des déchets solides municipaux, et ce, tout particulièrement pour les unités de petite taille d'une capacité de 5 à 100 tonnes par jour. Dans ces unités (figure 1.3), les déchets sont alimentés dans une trémie et poussés par lots par un piston ou une grille mobile dans la chambre de combustion où ils avancent sur des grilles de transfert. On peut opérer la chambre primaire en excès ou en défaut d'air.

Une unité est constituée d'une chambre primaire et d'une chambre secondaire. Un contrôle précis de l'injection d'air est effectué dans la chambre primaire. Les imbrûlés sont acheminés dans une chambre secondaire de combustion suffisamment longue pour que tous les produits organiques soient détruits. Les déchets réagissent en trois étapes: séchage, gazéification et combustion dans la chambre secondaire. Les équipements classiques d'épuration des gaz ne sont pas toujours requis compte tenu de cette post-combustion des gaz dans la chambre secondaire. Les vitesses faibles et l'absence de turbulence dans la chambre primaire permet de limiter l'emportement de particules fines.

Les unités d'incinération à combustibles dérivés des déchets (CDD) sont semblables aux unités d'incinération des déchets non conditionnés. La principale différence réside dans le traitement des déchets qu'on y fait avant l'incinération. Les camions à ordures déversent leurs chargement de déchets solides dans une aire de traitement des déchets, où on les trie à la main. Ce triage permet de retirer les déchets encombrants, les ordures non combustibles et le matériel pouvant exploser, comme les bonbonnes de gaz propane. Ce tri est suivi d'un battage, d'un déchiquetage primaire, d'une séparation magnétique, afin d'extraire les métaux ferreux, d'un passage au crible rotatif, pour enlever la saleté et le verre, et d'un déchiquetage secondaire pour obtenir des CDD de taille uniforme.

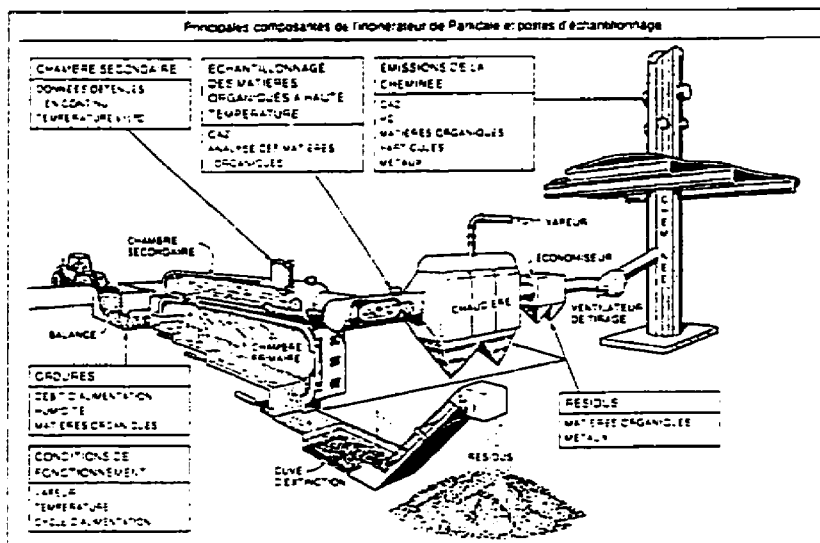


Figure 1.3: unité à air contrôlée (source: Environnement Canada).

Les CDD traités ont un pouvoir calorifique supérieur aux déchets bruts. Ils sont envoyés par convoyeur dans une aire d'entreposage, d'où ils seront transférés à l'incinérateur. On mélange parfois les CDD avec un combustible d'appoint comme le charbon, les boues de procédés et les résidus de bois, avant de les introduire dans l'incinérateur. Le contrôle de la combustion est fait de la même façon que pour un incinérateur de déchets non conditionnés.

Des fours utilisés pour la combustion de CDD seul ou de CDD avec un combustible d'appoint sont maintenant conçus spécialement pour cette fin. Les lits fluidisés sont de plus en plus utilisés pour incinérer les CDD.

### ***Principales utilisations***

Les fours à grille sont principalement utilisées pour l'incinération de déchets municipaux, des boues d'épuration et parfois pour les déchets biomédicaux. Ils peuvent être utilisées pour des fins industrielles dans le cadre d'applications particulières. Par exemple, l'industrie des pâtes et papier utilise les fours à grille pour l'incinération des résidus du bois (écorces, sciures et planures) parfois mélangés à des boues. La récupération de l'énergie des fumées est faite par la production de vapeur.

### ***Avantages***

#### ***Incinérateur de déchets non conditionnés:***

- La plupart des incinérateurs à grille disponibles sont bien établies tant au niveau de la faisabilité technique, de la fiabilité à long terme, de l'automatisation et de l'efficacité thermique.
- Ces incinérateurs nécessitent un prétraitement minimal des déchets.

#### ***Incinérateur à air contrôlée:***

- Ces incinérateurs limitent la pollution atmosphérique compte tenu des plus faibles températures dans la chambre primaire qui limitent la vaporisation de métaux.
- La faible turbulence dans la chambre primaire limite l'emportement de particules fines.
- La postcombustion dans la chambre secondaire constitue en soit un traitement important des fumées en complétant la combustion.
- La construction de ces unités est assez rapide et relativement peu coûteuse.

***Incinérateur à combustibles dérivés des déchets (en lit fluidisé):***

- Dans ces incinérateurs, la qualité du mélange assure une très bonne combustion.
- L'addition de chaux dans le fluide porteur permet de contrôler les rejets de produits acides.
- L'efficacité de la récupération de chaleur des fumées est grande compte tenu des faibles taux d'aération nécessaires.
- Le contrôle de ces unités est plus facile puisque les CDD sont plus uniformes que les déchets non conditionnés.
- les avantages inhérents aux lits fluidisés s'appliquent pour ces unités.

***Désavantages***

La perception négative du public nord-américain par rapport aux émissions atmosphériques des incinérateurs de déchets domestiques est un désavantage important. Cette perception est non justifiée techniquement dans le cas des unités récentes.

***Incinérateur de déchets non conditionnés:***

- Les coûts en capital sont très importants et la durée de réalisation des travaux de construction est longue.
- Ces incinérateurs sont plus polluants que les incinérateurs de CDD puisque les déchets bruts contiennent une grande variété de produits susceptibles de générer des polluants atmosphériques: les batteries, les aérosols, etc.

***Incinérateur à air contrôlée:***

- La taille que peut prendre ces unités est limitée.
- L'efficacité thermique est peu élevée.



- Les coûts d'entretien sont plus importants.
- La durée de vie des équipements est moins longue.

***Incinérateur à combustibles dérivés des déchets (en lit fluidisé):***

- Les lits fluidisés nécessitent des CDD de haute qualité où tous les métaux, le verre et l'aluminium ont été complètement retirés. De plus, la taille des CDD doit être uniforme.
- L'érosion des réacteurs peut être rapide à cause du pouvoir abrasif du sable.
- Ces unités semblent avoir des coûts d'opération plus élevés que les incinérateurs classiques.
- Elles produisent plus de particules fines que les unités conventionnelles.

***Impacts environnementaux***

Les incinérateurs génèrent des émissions atmosphériques qui respectent les normes si un traitement approprié est utilisé. Ils génèrent aussi de grandes quantités de cendres de grilles et des cendres volantes. La toxicité de ces dernières est importante et les frais d'enfouissement ou de traitement sont élevés.

***Coûts***

Les coûts en capital d'un incinérateur sont très importants mais une fois opérationnel, les coûts d'opération sont très stables. La vente d'énergie (vapeur ou électricité) peut grandement contribuer à réduire les coûts d'opération.

### **1.1.4 Fours rotatifs**

Les fours rotatifs sont principalement constitués d'une chambre de combustion cylindrique légèrement inclinée d'approximativement  $3^\circ$  par rapport à l'horizontale et dont les parois intérieures sont recouvertes de matériaux réfractaires. Cette chambre tourne lentement sur elle-même pour assurer l'avancement et le mélange des solides à traiter avec les gaz en circulation. Les déchets solides sont alimentés par un système de convoyeur ou par un piston plongeur dans la partie la plus élevée de la chambre. Les boues ou les liquides sont injectés à l'aide d'une buse. Les métaux et résidus non-combustibles sont soutirés sous forme de cendre à la sortie du four. La figure 1.4 donne un exemple d'un système complet d'incinération en four rotatif.

On opère habituellement ces fours de façon à convertir les déchets solides combustibles en gaz selon une succession de réactions de dévolatilisation, pyrolyse et combustion. Les solides sont chauffés par conduction, convection et radiation par une ou des flammes de brûleurs, par le gaz chaud présent dans le four et par les parois réfractaires. Les températures d'opération du four se situent entre  $800$  et  $1600^\circ\text{C}$ .

Le rapport longueur/diamètre est de l'ordre de 2 à 5 pour des incinérateurs utilisés pour le traitement des déchets solides. Le diamètre est souvent entre 1.5 et 4 mètres. Les vitesses de rotation sont de l'ordre de 0.75 à 2.5 tours/min. On utilise des rapports longueur/diamètre élevés ainsi que des vitesses de rotation lentes pour des déchets nécessitant de long temps de séjours. Le temps de séjour des solides est habituellement de l'ordre de 1 à 2 heures.

- |    |                                     |     |   |
|----|-------------------------------------|-----|---|
| 1. | systeme de transport                | 10. | chambre de post-combustion                    |
| 2. | systeme d'alimentation              | 11. | recuperation d'energie                        |
| 3. | vers l'incinerateur                 | 12. | systeme de refroidissement                    |
| 4. | alimentation d'air comburant        | 13. | tour de lavage                                |
| 5. | cylindre rotatif                    | 14. | recuperation et traitement de l'eau de lavage |
| 6. | combustion avec mouvements rotatifs | 15. | colonne de neutralisation                     |
| 7. | cendres                             | 16. | ventilateur et cheminée                       |
| 8. | cuve d'extinction                   | 17. | instrumentation et controle                   |
| 9. | bruleur                             |     |   |

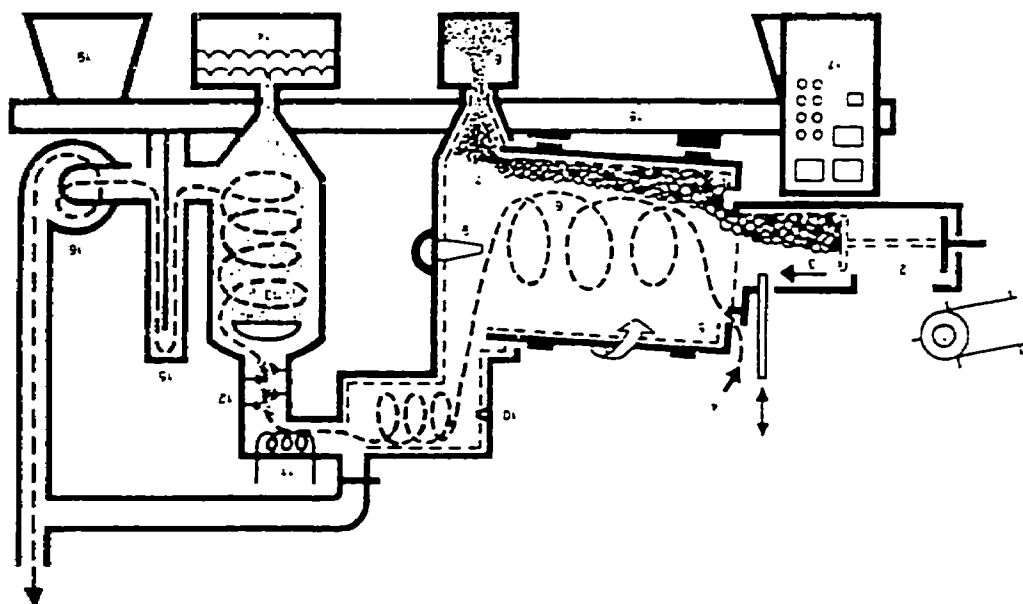


Figure 1.4: exemple d'un système complet d'incinération en four rotatif (Raymond, Combustion Engineering, Inc., Chicago).

Les gaz parcourant le four peuvent être co-courant ou à contre-courant par rapport à l'écoulement des solides. On utilise un écoulement à contre-courant lorsque les solides contiennent plus de 30% d'humidité. Dans ce cas, le brûleur est installé à la fin du four pour que le séchage soit optimal. On utilise un écoulement co-courant pour les déchets ayant une fraction faible de volatiles. De cette façon, les volatiles sont rapidement extraits et se dégradent tout au long du four.

Les fours rotatifs sont pourvus de systèmes de chambres de combustion secondaire ou de post-combustion pour assurer une combustion complète des imbrûlés. Les températures d'opération classiques se situent respectivement entre 800 et 1500°C pour les chambres de combustion secondaire et entre 1000 et 1650°C pour les chambres de post-combustion. Les déchets liquides sont souvent injectés à même la chambre de combustion secondaire.

Le four et la chambre de combustion secondaire sont tous deux équipés d'alimentation en combustible d'appoint. Les gaz sortant de la chambre secondaire peuvent nécessiter une épuration (scrubber) de manière à contrôler les émissions acides. On peut récupérer l'énergie des gaz à l'aide d'un échangeur souvent situé entre la chambre secondaire et le scrubber. Les cendres volantes et les particules fines sont récupérées par un système de cyclone et/ou de précipitateur ou un système de filtre à manches.

### ***Principales utilisations***

Les fours rotatifs sont couramment utilisés dans l'industrie du ciment, de la chaux, de l'argile, du phosphate, du minerai de fer, des agrégats et du charbon. Ils sont utilisés pour l'incinération des déchets industriels (combustibles divers, boues industrielles) et municipaux (déchets domestiques après un broyage grossier, boues d'épuration) et plus récemment, pour le traitement des sols contaminés par des produits organiques.

### ***Avantages***

L'incinération de déchets solides à l'aide de fours rotatifs est l'une des technologies les plus connues, éprouvées et opérationnelle à ce jour. Les fours rotatifs sont très versatiles car ils permettent le traitement à hautes températures d'une grande variété de déchets solides, de boues ainsi que des mélanges de liquides et de solides. Ces incinérateurs ne nécessitent pas d'importants prétraitements des déchets, leur fonctionnement est automatisé.

L'alimentation des solides peut être faite par une grande variété de systèmes: piston plongeur, vis d'Archimède, convoyeur, etc. La double action de transport et de mélange des solides dans le four assure de bons échanges de chaleur et de matière. Cette technologie offre la possibilité de récupérer les gaz générés pour s'en servir à d'autres usages. Ces fours offrent la possibilité d'opérer en défaut d'oxygène pour pyrolyser les déchets. Le temps de séjour des déchets est facile à contrôler.

### ***Désavantages***

Les coûts en capital et les coûts d'opération élevés constituent un désavantage majeur de ces incinérateurs. L'opération n'est pas simple et nécessite un personnel qualifié. Les coûts d'entretien peuvent être élevés si les déchets traités sont abrasifs et endommagent les matériaux réfractaires. Les hautes températures du four constituent déjà des conditions difficiles pour ces matériaux. Le retournement qui a lieu dans ces fours, génère d'importantes quantités de particules fines qui sont entraînées dans le courant gazeux. Il est difficile de contrôler les conditions axiales d'opération dans un four conventionnel. On doit utiliser un excès d'air élevé de l'ordre de 100 à 150% de la stoechiométrie. L'étanchéité de ces fours est difficile à maintenir. Finalement, de grandes quantités d'énergie sont perdues dans les cendres.

### ***Impacts environnementaux***

Les principaux impacts associés aux fours rotatifs sont les rejets atmosphériques et la production de cendres. Les équipements classiques de contrôle de la pollution de l'air peuvent être utilisés pour contrôler les rejets d'acide chlorhydrique et sulfurique ainsi que les particules fines. La production de NO<sub>x</sub> "thermiques" peut être assez élevée compte tenu des hautes températures d'opération. La production de cendres dépend de la composition des déchets.

### ***Coûts***

Les coûts en capital sont élevés et dépendent des paramètres suivants: la capacité requise, le type de déchet à traiter, le rapport longueur/diamètre requis, le type d'alimentation-soutirage, le type et la puissance de l'unité de post-combustion, le type de combustible d'appoint utilisé et la réglementation en vigueur. Une unité complète peut coûter entre 0.28 et 0.66 \$US/kJ de capacité ou entre 750 et 1250 \$US/tonne annuelle de capacité (dollar US de 1990) selon les paramètres énoncés précédemment.

Les coûts d'opération dépendent de la main d'oeuvre et de l'entretien nécessaires. En tenant compte des taxes, des assurances et d'un certain profit, les coûts d'incinération sont de l'ordre de 300 à 650 \$US/tonne (dollar US de 1990). Ces coûts dépendent de la composition chimique et du volume des déchets incinérés (économie d'échelle).

## **1.1.5 Fours à lit fluidisé**

Les lits fluidisés sont généralement constitués des éléments suivants: une chambre de combustion verticale recouverte intérieurement d'une enveloppe réfractaire et contenant un lit de solide en état de fluidisation (solide porteur), une plaque distributrice à la base, par laquelle entrent les gaz de combustion ou la flamme de brûleurs, un système

d'alimentation des solides, un système de captage des cendres volantes et des particules fines, un système de soutirage des cendres du lit et un système de traitement des fumées. Le solide porteur est, la plupart du temps, du sable propre ou de la chaux. Les lits fluidisés se classent principalement en deux catégories en ce qui a trait au traitement des déchets solides. Ces catégories sont basées sur la capacité du gaz alimenté de fluidiser ou d'entraîner les solides du lit. On parlera d'un lit turbulent, dans le premier cas, et d'un lit circulant, dans l'autre. La figure 1.5 donne un exemple de lit fluidisé circulant externe avec récupération d'énergie et production de vapeur. Dans les lits circulants, les solides sont entraînés à la sortie, captés par un cyclone et retournés à la base de la chambre de combustion. Le captage des cendres volantes et des particules fines est effectué par un cyclone jumelé à un filtre à manches ou à un précipitateur électrostatique.

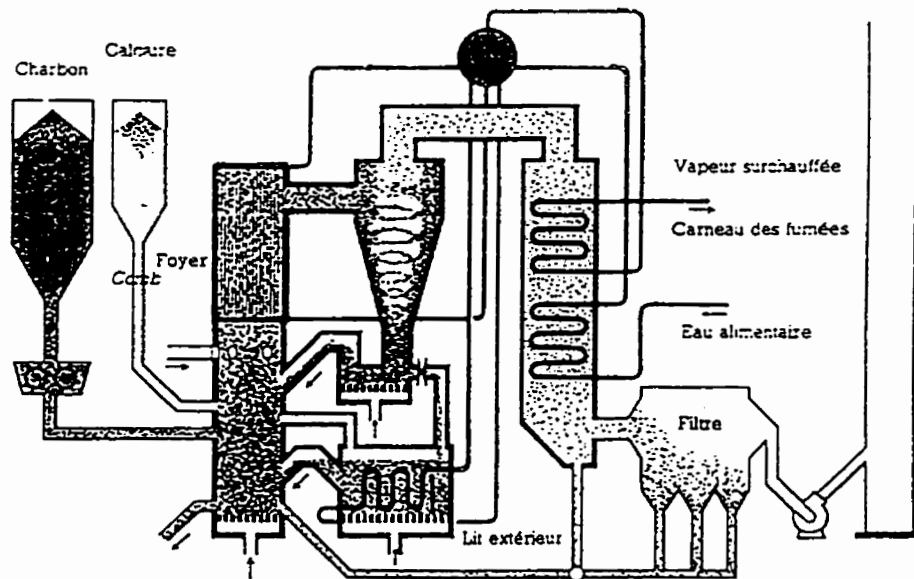


Figure 1.5: exemple de lit fluidisé circulant externe avec récupération d'énergie et production de vapeur (société LURGI, RFA).

Les solides à traiter sont généralement injectés à l'intérieur ou sur le dessus du lit, dans le cas des lits turbulent. Ils sont plutôt injectés dans la zone de recirculation dans le cas des lits circulants. Les solides doivent être finement divisés et il se peut qu'un prétraitement soit nécessaire afin de diminuer la taille de ces derniers (quelques centimètres ou moins). Les grosseurs maximales des particules inertes employées dans le lit sont typiquement de 2.5 à 7.5 cm selon le distributeur d'air utilisé. Dans les lits circulants, on ne doit généralement pas dépasser des tailles de 2.5 cm afin de permettre le mélange et un bon entraînement des particules.

La température du traitement dépend du taux d'aération employé et du pouvoir calorifique des déchets, les valeurs classiques de traitement oscillent entre 650 et 1200°C mais sont souvent en dessous de 900°C. Le gaz naturel est souvent utilisé comme combustible d'appoint. Son utilisation peut être continue ou se limiter au démarrage de l'unité selon le pouvoir calorifique et la nature du solide à traiter. On récupère l'énergie des fumées de combustion à l'aide d'échangeurs de chaleur pour produire de l'eau chaude ou de la vapeur. Des échangeurs sont souvent installés à même la zone de combustion pour récupérer de l'énergie et contrôler la température du lit.

Les systèmes d'extraction mécaniques ou pneumatiques des cendres sont nécessaires pour contrôler le niveau et la composition du lit. Le refroidissement des cendres est requis, étant donné la température très élevée du lit.

### ***Principales utilisations***

Les lits fluidisés sont couramment utilisés pour la gazéification du charbon, le craquage catalytique des huiles lourdes, le séchage et la combustion. On a relativement récemment commencé à les utiliser pour l'incinération des déchets solides dont les déchets solides municipaux. Bon nombre sont utilisés pour l'incinération des boues de procédés et on les utilise aussi pour le traitement des sols contaminés, la régénération



des sables de fonderie, l'incinération de composés organiques et la valorisation thermique des résidus de bois.

Une étude faite par CANMET (1993) identifie la combustion en lit fluidisé comme étant une technologie d'avenir pour la valorisation énergétique des boues de désencrage générées par l'industrie des pâtes et papiers.

### *Avantages*

L'incinération en lits fluidisés est une technologie éprouvée et opérationnelle qui offre des taux de transfert de chaleur et de matière élevés engendrés par une turbulence élevée (différence de vitesse entre les phases) et un contact intime entre les phases solides et gazeuses. L'environnement résultant est propice à une combustion complète de constituants toxiques ou dangereux des déchets. La turbulence permet l'emploi de faibles taux d'aération, de faibles températures d'opération et évite la présence de "point chaud" dans le réacteur. Ces réacteurs offrent une bonne stabilité et uniformité thermique et un bon contrôle du temps de séjour. Cette stabilité thermique permet le traitement de déchets ayant un pouvoir calorifique faible ou variable, ou une forte teneur en eau et permet de conserver la chaleur emmagasinée dans le lit lors des arrêts d'opération.

Comparativement aux autres systèmes de combustion, les lits fluidisés offrent aussi les avantages de nécessiter un faible volume de four, d'être versatiles en ce qui a trait au type de déchet à traiter, de contrôler les rejets de SO<sub>2</sub> en injectant de la chaux à même le lit et de produire relativement peu de NO<sub>x</sub>. Cette élimination *in situ* du SO<sub>2</sub> permet d'éviter l'utilisation d'épurateur de gaz ("scrubber").

### ***Désavantages***

La présence de déchets ayant une chaleur de fusion faible ou pouvant s'agglomérer peut troubler la fluidisation. Par exemple, le sable de silice, qui peut servir de solide porteur ou être déjà présent dans les déchets, peut s'agglomérer et fusionner une partie ou l'ensemble du lit si les températures d'opération excèdent 900°C. La présence dans le sable de matériaux ayant de faibles points de fusion, tels que les métaux alcalins, les métaux alcalino-terreux sous forme d'oxyde ou d'halogénures et certains sels, serait la cause de ces agglomérations. Des additifs réagissant avec ces matériaux peuvent être utilisés pour augmenter la température de fusion de ces derniers et éviter les agglomérations.

Les déchets de tailles élevées ou hétérogènes doivent être prétraités avant leur incinération dans un lits fluidisés. L'enlèvement des résidus contenus dans le lit peut parfois être difficile. L'érosion des matériaux du four peut être relativement rapide selon les types de fluides porteurs et de déchets.

### ***Impacts environnementaux***

Les principaux impacts associés aux incinérateurs à lits fluidisés sont comparables aux impacts d'incinérateurs conventionnels: les rejets atmosphériques et la production de cendres. Les équipements classiques de contrôle de la pollution de l'air peuvent être utilisés pour contrôler les rejets d'acide chlorhydrique et sulfurique ainsi que les particules fines. La production de NO<sub>x</sub> "thermiques" est parfois inférieure aux autres procédés de combustion compte tenu des plus faibles températures d'opération pouvant être utilisées dans les lits fluidisés. La qualité du mélange de la zone réactionnelle fait en sorte que la production de monoxyde de carbone et hydrocarbures imbrûlés est faible. La production de cendre dépend bien sûr de la composition des déchets.

### ***Coûts***

Les lits fluidisés ont des coûts en capital et d'exploitation globalement moins élevés que pour les autres technologies. Le coût en capital est par exemple de 15% à 40% moins élevés que les incinérateurs à four rotatif pour une même capacité de traitement. Les coûts d'opération des lits fluidisés sont moins élevés ou comparables à ceux des fours rotatifs avec une demande énergétique légèrement plus élevée compte tenu du compresseur d'air supplémentaire nécessaire. La perte de charge est plus élevée dans un lit fluidisé. Contrairement aux fours rotatifs, les lits fluidisés n'ont pas de section mobile dans la zone de traitement. Ceci a pour effet d'augmenter la vie utile des matériaux réfractaires et de diminuer les coûts d'entretien.

### **1.1.6 Fours cyclones à fond rotatif**

Le four cyclone est principalement constitué d'une chambre réfractaire, cylindrique, verticale, et rotative dont le fond est en rotation et où des râteaux stationnaires sont responsables de l'agitation. Des brûleurs et des entrées d'air préchauffé sont alimentés tangentiellement tout autour de la paroi cylindrique, dans le sens inverse de la rotation du plancher du cylindre. Ces alimentations provoquent une grande agitation et un bon mélange entre le solide et le gaz, tout en créant des tourbillons ascensionnels où la séparation gaz-solide s'effectue. Le courant gazeux ressort dans l'axe et en haut du four. Le solide est alimenté par une vis d'Archimède et est déposé sur la périphérie du plancher du four, pour ressortir au centre du plancher, dans l'axe du four.

Les températures d'opération de ce type de four sont de l'ordre de 850°C. Ces fours sont relativement petits et nécessitent des temps de préchauffage courts (moins d'une heure). Les applications de ces fours sont limitées. Ils servent surtout à l'incinération de boues diverses. Les capacités de traitement sont faibles.

### 1.1.7 Bain de sels fondus

La technique de traitement par bain de sels fondus a été depuis longtemps utilisée dans l'industrie métallurgique pour la récupération des métaux, en particulier l'aluminium. De récentes études ont été menées afin d'appliquer cette technologie à la destruction des déchets organiques (Antonini et Gislais, 1995). La destruction par immersion en bain de sels fondus est une méthode de combustion (parfois partielle) des produits organiques. Cette technologie comporte un abattage *in situ* des poussières et des gaz de combustion permettant d'éviter un dégagement de produits nocifs.

Le procédé comprend les phases suivantes: introduction en cuve ou en continu des déchets sous la surface du bain, combustion-pyrolyse des déchets à la température du bain, réaction des produits de combustion-pyrolyse avec le sel, combustion des gaz de pyrolyse en présence d'un excès d'air, séparation des cendres du bain et recyclage du sel. Les bains de sels fondus sont en général maintenus à une température comprise entre 600 et 1 100°C, selon le type de sel utilisé. Les procédés peuvent être classés en deux groupes: ceux qui ont pour but de produire un combustible à partir des déchets traités (conditions pyrolytiques) et ceux qui ont pour but de détruire par oxydation complète les déchets traités (combustion). Ces deux objectifs peuvent s'appuyer sur les avantages de la technique:

- coefficient de transfert élevé (élévation rapide de la température des déchets introduits et homogénéité de cette température),
- abattage des cendres volantes par le bain,
- faible température de réaction (plus faible que dans un incinérateur) ne produisant pas de NO<sub>x</sub>,
- captage par combinaison chimique d'halogènes, soufre, phosphore ou métaux toxiques contenus dans le déchet.

Cette technologie est destinée aux déchets organiques de faible humidité (solide, liquide ou suspensions) contenant moins de 20% de cendres. Le procédé est particulièrement intéressant pour les déchets générant des acides lors de la combustion. Peu d'études ont été faites sur l'utilisation de cette technologie pour la destruction-valorisation de déchets solides, à l'exception de certains plastiques (polyéthylène et PVC). On peut cependant envisager cette technologie pour les pneus usés, le mélange de plastiques usés, certains sous-produits de l'industrie automobile, les déchets de fibres et textiles synthétiques et les huiles usagées. Les résultats d'essais sur des unités de laboratoire, pilote et semi-industrielles sur plusieurs composés organiques dangereux ont montré d'excellentes efficacités de destruction et d'élimination. Aucune unité industrielle n'a encore été construite à ce jour.

Cette technologie comporte des désavantages semblables à ceux des lits fluidisés:

- la récupération des résidus (cendres et sels d'abattage) du bain est un problème puisqu'une teneur en cendres supérieure à 20% entraîne une perte de fluidité,
- la régénération des sels est parfois ardue,
- il est nécessaire de prévoir un système de filtration des gaz de combustion malgré l'effet d'épuration du bain,
- le contrôle précis des paramètres d'opération est nécessaire pour assurer le temps de séjour requis au traitement,
- les risques de corrosion peuvent être grands selon les sels utilisés.

Le principal désavantage de cette technologie est qu'elle s'applique mal au traitement des déchets contenant plus qu'un faible pourcentage d'eau; des risques d'explosion pouvant apparaître.

### **1.1.8 Incinérateur-convoyeur**

Ces incinérateurs utilisent un convoyeur en alliage, résistant à de hautes températures pour le transport des déchets à travers une chambre de combustion primaire. Ces déchets sont alors exposés à une source de chaleur qui peut être infrarouge, électrique ou provenant de tube radiants brûlant des combustibles fossiles (gaz naturel, huiles, etc.). Les gaz volatils provenant de la chambre primaire sont acheminés vers une chambre de postcombustion secondaire. La température de la chambre primaire est de l'ordre de 700 à 1000°C.

La vitesse d'avancement du convoyeur permet d'obtenir facilement le temps de séjour désiré. Les trois types de sources de chaleur présentées précédemment permettent tous un contrôle précis de la température dans la chambre primaire. Le déchet est déposé selon une mince couche et aucune agitation mécanique n'est utilisée, limitant ainsi la formation de particules fines mais aussi la capacité de traitement de ce type d'unité. Le lavage des gaz ne nécessite qu'un épurateur-cyclone ("cyclonic scrubber").

Le démarrage de l'incinérateur nécessite une forte consommation d'électricité (si la source d'énergie est électrique) qui rend cette technologie économiquement moins attrayante.

### **1.1.9 Réacteurs à très hautes températures**

Un certain nombre de technologies sont conçues pour atteindre des conditions de températures extrêmes pour obtenir de grandes conversions (destruction) de composés dangereux. Les réacteurs sont de type électrique ou à plasma. Les températures atteintes dans ces réacteurs sont de l'ordre de 1600 à 2700°C. À ces températures, les composés organiques toxiques subissent une dissociation pour former des composés élémentaires.

Les déchets nécessitent souvent un prétraitement important et une teneur en eau faible. Les solides issus de ces traitements sont inertes et vitrifiés, de sorte que les métaux lourds présents sont immobilisés dans le solide. Ces unités sont énergivores et ont des capacités faibles. Certaines sont transportables.

### **1.1.10 Oxydation humide**

L'oxydation humide est un procédé de traitement des déchets aqueux qui effectue une oxydation des éléments organiques à de hautes pressions et températures. Les procédés d'oxydation humide en conditions subcritiques fonctionnent à des pressions et des températures de l'ordre de 20 à 200 bars et 150 à 325°C respectivement. Lorsque les conditions supercritiques (phase unique) sont utilisées, les pressions et les températures sont de l'ordre de 220 à 245 bars et 370 à 600°C respectivement.

Ce type de technologie a été développé dans les années soixante, pour des applications de récupération de déchets dans l'industrie des pâtes et papiers. L'oxydation humide a été utilisée pour traiter les boues des stations d'épuration à la même époque. Depuis le début des années quatre-vingt, beaucoup de développements ont été entrepris à l'échelle de laboratoire et pilote, pour démontrer l'applicabilité de cette technologie à différents types de déchets. L'oxydation humide peut maintenant être utilisée pour traiter des déchets qui contiennent des composés oxydables se présentant sous forme solubilisée, colloïdale ou en suspension dans un milieu aqueux.

L'oxydation humide est une oxydation en phase aqueuse qui met en jeu une suspension oxydable et une source d'oxygène. Des mécanismes de réaction faisant apparaître des radicaux libres de type hydroxyle ( $\text{HO}\cdot$ ), hydroperoxyde ( $\text{HOO}\cdot$ ) et oxygène ( $\text{O}\cdot$ ) ont été proposés. Ces mécanismes expliquent efficacement l'oxydation rapide des substances organiques et l'action catalytique de l'eau à basses températures. La pression du système

peut être régulée de manière à ce que l'eau soit à près de 100% sous forme liquide, ou entièrement vaporisée. En pratique, la répartition est faite de manière:

- à offrir aux solides éventuellement présents, un support liquide suffisamment abondant pour leur transport,
- à faire une évaporation suffisante pour récupérer la chaleur de réaction et générer de la vapeur ou de l'eau chaude.

Le procédé comprend les étapes principales de: pressurisation du déchet et de l'air ou de l'oxygène, de préchauffage, de réaction, de refroidissement, de dépressurisation-séparation du gaz et de traitement des gaz.

Trois types de réacteurs sont utilisés: le réacteur vertical (colonne à bulle à co-courant), le réacteur agité mécaniquement et le réacteur en puits de forage. Ce dernier est très singulier. Le fluide à traiter coule vers le bas d'un puits de forage vertical, dans la partie centrale d'un réacteur formé de deux tubes concentriques, et remonte par la partie annulaire. Le diamètre et la longueur du tube sont calculés pour obtenir le temps de séjour et la pression hydrostatique souhaités, cette dernière étant créée par la hauteur de fluide à traiter.

L'oxydation humide présente un intérêt pour des déchets pouvant difficilement être pris en charge par les technologies compétitrices: l'incinération, le traitement par charbon actif et les traitements biologiques. L'incinération peut rarement être utilisée, pour des raisons économique, pour des déchets trop dilués (moins de 20%) en produits organiques, compte tenu de l'énergie nécessaire à l'évaporation. Les traitement par charbon actif et biologique peuvent être envisagés pour des déchets très dilués, soit moins de 1% de produits organiques. Lorsque ce pourcentage est supérieur à 1%, le traitement par charbon actif devient prohibitif, le coût étant proportionnel à la concentration en organiques. Les traitement biologiques sont souvent empoisonnés par des produits



toxiques et ne peuvent être maintenus pour une concentration en produits organiques supérieure à 1%.

L'intérêt de l'oxydation humide se situe donc dans un intervalle de concentrations de 1 à 20% de produits organiques avec une possibilité d'autosuffisance énergétique à partir de concentrations supérieures à 2%. Le premier avantage de ce procédé réside dans son pouvoir destructif et non d'entreposage des produits toxiques avec des risques de transfert de pollution. La corrosion est le principal problème associé à cette technologie. L'utilisation d'alliages fortement chargés en nickel (Hastelloy, Inconel) sont requis pour les réacteurs, ce qui rend ces réacteurs très coûteux.

### **1.1.11 Procédé gaz-contact**

Des procédés relativement nouveaux utilisant le gaz naturel sont en cours de développement. Ces procédés sont basés sur le traitement à haute température des déchets. Le procédé gaz-contact fait partie de ces nouveaux procédés. Il a été démontré (Gaurier, 1987) que ce procédé a la capacité d'éliminer, de valoriser et de récupérer des déchets industriels solides divisés. Il est basé sur la mise en contact intime d'un déchet divisé avec le mélange combustible-comburant en cours de combustion par l'injection du déchet à travers la flamme d'un brûleur. Les conditions créées font en sorte que les particules à traiter sont soumises à de fortes turbulences et à un intense échange de chaleur par convection, ce qui mène à un traitement rapide et performant.

Le procédé Gaz-Contact comprend les équipements suivants: un système d'injection du produit, un brûleur, un four (cyclone ou vertical) assurant un temps de contact produit-fumées suffisant pour compléter le traitement, un système de séparation produit-fumées et un système de récupération de la chaleur. Les applications du procédé Gaz-Contact sont nombreuses: séchage ou chauffage, transformation chimique et valorisation

thermique des déchets. Ce dernier domaine couvre de nombreuses applications dont le dégraissage de copeaux métalliques, la décyanuration des poussières et l'incinération de déchets divers, comme les boues de peinture. Plusieurs études menées à l'École Polytechnique de Montréal, ont démontré que ce procédé est particulièrement adapté à la régénération des sables de fonderie (Benali et coll., 1992a&b; Guy et coll., 1992; Mao, 1991; Méghari, 1994).

Les avantages de ce procédé peuvent se résumer ainsi:

- un traitement rapide dus aux températures élevées de traitement (1200°C dans la flamme), aux fortes turbulences et à un intense échange de chaleur par convection,
- une uniformité granulométrique moins exigeante et une consommation d'air moins importante que pour les lits fluidisés,
- un temps de mise en chauffe court puisque le procédé est vide à la fin de l'opération,
- un entretien simple puisqu'il n'y a pas de pièces mobiles,
- des coûts d'investissement faibles dus à la simplicité de construction.

Le désavantage principal de ce procédé est le faible temps de séjour (de l'ordre de la seconde) du produit à traiter dans la zone de traitement. Ce fait limite les applications à des produits ne contenant pas de grosses particules ou des quantités d'eau importante. Des essais faits à l'École Polytechnique de Montréal (Landreville, 1992) sur l'incinération des boues de désencrage ont montré que ces dernières devaient être préalablement séchées pour que la conversion des produits organiques soit importante.

### **1.1.12 Comparaison des technologies d'incinération**

Les principales caractéristiques des technologies d'incinération des déchets solides sont comparées au tableau 1.1 (critère très favorable: ++, critère très défavorable: --). Les seize caractéristiques comparées sont:

- la capacité de traitement,
- la versatilité en terme de possibilités d'applications,
- la température d'opération,
- la qualité du contact gaz-solide et la turbulence,
- le temps de séjour,
- la conversion des déchets,
- la consommation spécifique,
- la pollution atmosphérique due aux émissions de l'unité après passage dans les procédés de post-traitement qui sont habituellement utilisés,
- la production ou l'émission de résidus sous forme de particules fines ou de cendres volantes qui demandent une collecte et un traitement appropriés,
- le volume de fumées produites à traiter,
- la nécessité d'un pré-traitement des déchets avant leur alimentation à l'unité de conversion,
- l'état d'avancement des connaissances sur la technologie et notamment l'existence de critères de design et d'opération éprouvés ainsi que la fiabilité du procédé,
- la facilité de contrôle de l'unité,
- la durées de vie des équipements,
- les coûts d'investissement et
- d'opération d'une unité, sur la base d'une même capacité de traitement de déchet.

Tableau 1.1: comparaison des technologies d'incinération des déchets solides.

Caractéristique	fours fixes	fours à soles	fours à grille <sup>1</sup>	fours rotatifs	lits fluidisés	fours cyclones	seks fondus	incin.-convoyeur	élect. et à plasma	oxydation humide	gaz-contact
Capacité	-	+	++	++	++	-	--	--	-	+	+
Versatilité	+	+	++	++	-	--	--	--	-	-	-
T. d'opération	-	-	+	++	+	+	+	+	++	+	++
Contact-turbul.	--	-	-	-	-	++	++	-	+	+	++
Temps de séjour	-	+	+	++	+	+	+	+	+	+	--
conversion	+	-	+	++	++	+	++	+	++	++	+
Consom. spécif.	--	-	+	+	-	-	--	--	-	-	+
pollution atm.	--	+	+	-	++	+	+	++	++	++	+
fines + volantes	+	--	-	-	-	-	++	++	++	++	-
volume de fumées	-	--	-	--	+	-	++	+	+	+	+
Prétraitement	++	-	++	++	--	+	-	+	+	-	--
avancement	++	++	++	++	+	+	-	-	-	-	+
contrôle	+	+	-	+	-	+	-	+	-	-	+
durée équip.	++	+	++	-	+	+	-	-	-	-	+
<sup>3</sup> Développement	++	-	--	-	+	+	--	-	-	-	++
<sup>5</sup> Opérables	+	-	+	-	-	+	+	-	-	-	++

1- four à grille pour déchets non-conditions.

On ne peut conclure quant à la meilleure technologie sur la base de ces caractéristiques puisqu'elles n'ont pas tous le même poids. De toutes manières, ces technologies ont des limites d'application et aucune ne constitue une technologie miracle capable de résoudre tous les problèmes d'élimination et de valorisation de déchets: chaque cas demande sa solution propre.

Néanmoins, quelques technologies ont des limitations importantes:

- les fours fixes à une ou plusieurs chambres de combustion et les fours à soles sont des technologies un peu dépassées qui demeure compétitives pour quelques applications précises,
- les fours cyclones, les bains de sels fondus, les incinérateurs-convoyeurs, les incinérateurs électriques et à plasma et l'oxydation humide ont de faibles capacités, sont peu versatiles, énergivores et ont des coûts élevés.

D'autres technologies regroupent plusieurs caractéristiques intéressantes et peu de points faibles: les fours à grille, les fours rotatifs, les fours à lit fluidisé et le procédé gaz-contact. Les trois premières sont des technologies traditionnelles qui ont tous des capacités de traitement accrues, un contrôle important du temps de séjour, une conversion élevée et de bonne consommation spécifique. L'incinération en lit fluidisé offre souvent une qualité de destruction supérieure aux fours à grille et aux fours rotatifs. Le procédé Gaz-Contact offre l'avantage important pour certaines applications, d'un contact direct à haute température du déchet avec une flamme. En revanche, il nécessite un prétraitement important des déchets qui doivent être finement divisés et ne permet pas des temps de séjour supérieur à la seconde.

## 1.2 Gazéification

La gazéification est une opération de combustion partielle-pyrolyse dans laquelle une partie des déchets est brûlée (zone oxydante) afin de fournir la chaleur nécessaire à l'entretien de la pyrolyse (zone réductrice endothermique). Cette chaleur est apportée par les gaz chauds issus de la zone oxydante, c'est pourquoi on parle souvent de pyrolyse-gazéification à thermophore gazeux.

La zone de pyrolyse est à haute température (1200-2000°C). Les produits de décomposition thermique sont en partie des gaz combustibles (CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> et quelques alcanes et alcènes).

Les processus de pyrolyse-gazéification à thermophores liquides: destruction en bains de sels fondus (que l'on a classé dans la section incinération), de verre fondu et de métal fondu) sont des technologies utilisées principalement pour détruire ou immobiliser des produits dangereux.

Le couplage combustion partielle-pyrolyse se réalise par un apport interne de chaleur (combustion partielle) et par un apport d'air ou d'oxygène en défaut (combustion réductrice). Il en résulte un étagement en zones, au sein du gazéifieur, représenté schématiquement à la figure 1.6.

Ce type de technologie permet, grâce à son étagement de température, une gestion des cendres fondues, permettant la vitrification en continu des résidus ultimes. Dans ce cas, un appoint calorifique est obtenu en bas du gazéifieur par des fumées chaudes oxydantes issues d'une post-combustion, ou par un chauffage par plasma, ou même par l'introduction d'un mélange métal + oxygène (figure 1.7).

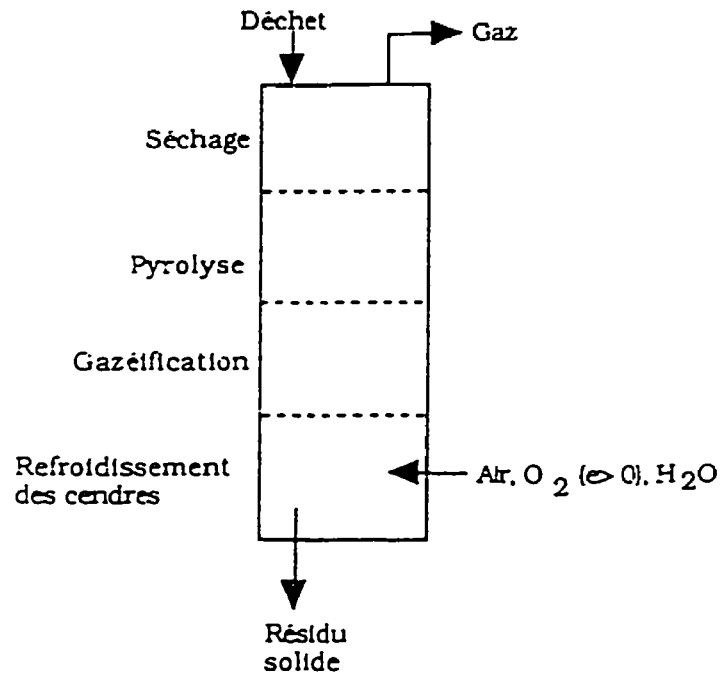


Figure 1.6: étagement en zones, au sein d'un gazéifieur (source: Antonini et Gislais, 1995).

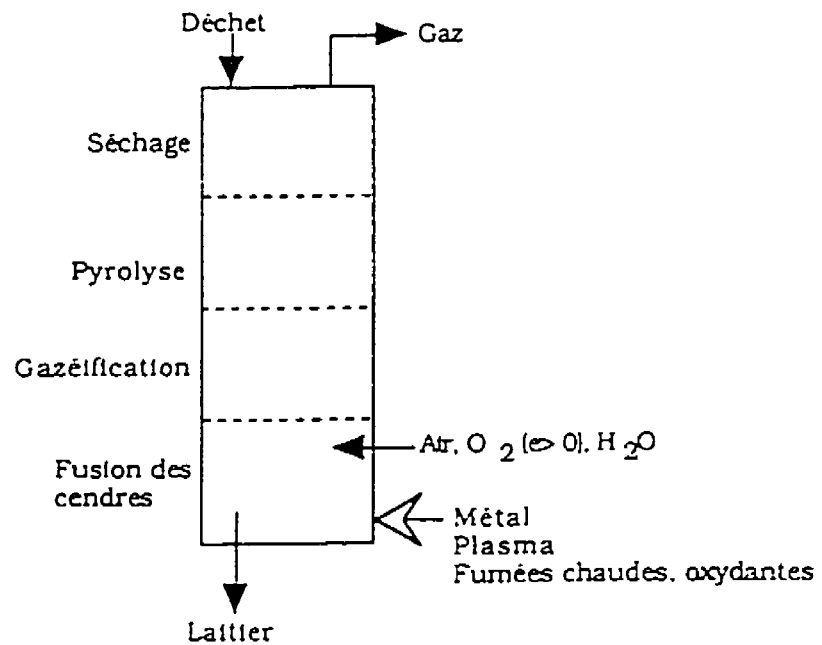


Figure 1.7: appoint calorifique dans le bas d'un gazéifieur (source: Antonini et Gislais, 1995).

Les réactions de l'oxygène et de la vapeur d'eau avec les composés carbonés n'interviennent de façon notable qu'après que ces composés aient été décomposés par pyrolyse. Il suffit donc de considérer les réactions de  $O_2$  et  $H_2O$  avec le carbone:

- le carbone brûle en présence d'oxygène pour donner du  $CO_2$  et du  $CO$ ,
- le  $CO$  en présence de  $O_2$  brûle très rapidement pour donner du  $CO_2$ ,
- le  $CO_2$  formé réagit avec le carbone en donnant du  $CO$ ,
- la vapeur d'eau réagit aussi sur le carbone pour donner du  $CO$  et du  $H_2$ ,
- ceux-ci peuvent être retransformés en présence d'oxygène en  $CO_2$  et  $H_2O$ .

Au total, le carbone, en présence d'oxygène et de vapeur d'eau, est transformé en un mélange de  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $H_2$  et  $H_2O$ . Ces quatre constituants peuvent réagir entre eux en phase gazeuse suivant la réaction de conversion ou réaction d'équilibre du gaz à l'eau. Enfin, du méthane peut être produit par réaction avec l'hydrogène soit sur le carbone, soit avec le  $CO$  ( $C + 2 H_2 \rightarrow CH_4$ ;  $CO + 3 H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$ ).

Le taux de gazéification, c'est-à-dire la portion massique de carbone transformée en produits gazeux et la composition des gaz sont bien sûr déterminés par les équilibres des diverses équations et par les cinétiques de ces réactions.

Il existe plusieurs technologies de gazéification dont le niveau de développement est variable. Ces technologies mettent principalement en oeuvre des réacteurs à four fixe verticaux à lit tombant, des réacteurs à four fixe horizontaux (unités à air contrôlée, à grilles) et des lits fluidisés. Les unités actuellement commercial forment deux groupes. Les petites unités mobiles ont une capacité de l'ordre d'une tonne par heure, sont conçues sur des plates-formes et visent le marché des résidus industriels localisés dans des sites précis ou le marché des résidus mixtes des petites ou moyenne municipalités. Les grosses unités traitent autour de ou plus de 10 tonnes à l'heure, exigent des infrastructures importantes et s'adressent aux grands marchés municipaux.



La caractéristiques principales différenciant les technologies est l'utilisation de l'air ou de l'oxygène comme comburant. Le tableau 1.2 résume cet impact en fonction des autres caractéristiques majeures.

Tableau 1.2: effet de l'utilisation de l'air ou de l'oxygène sur les caractéristiques des technologies de gazéification.

Caractéristiques	air comburant	oxygène comburant
qualité du PCI (kJ/(N)m <sup>3</sup> )	3000 à 7000	11000 à 23000
rendement en gaz de synthèse (N)m <sup>3</sup> /kg de biomasse sèche)	2.1 à 2.3	1.1 à 1.6
type de valorisation du gaz de synthèse	chaudière à vapeur	chaudière à gaz
post-traitement du gaz de synthèse	non	oui
fusion des résidus	non	oui
température d'opération (°C)	800 à 1000	1200 à 1700

### ***Principales utilisations***

La gazéification est utilisée depuis le 19<sup>e</sup> siècle pour la gazéification du charbon. Cette technique a connu un essor important durant la seconde guerre mondiale. Des efforts ont été faits pour utiliser cette technique pour valoriser les déchets solides. En principe,

tous les déchets organiques sont traitables en gazéification. La possibilité d'atteindre des températures élevées permet une bonne efficacité de destruction. Les types de déchets qu'on tente de traiter commercialement sont les déchets urbains (CDD), hospitaliers et industriels comme la biomasse forestière (résidus d'usine). Peu d'unités sont actuellement en fonctionnement pour la valorisation des déchets ménagers et industriels.

Le faible pouvoir calorifique et les relativement faibles quantités produites rendent le transport sur de longue distance non rentable. La production d'énergie doit préférablement être faite *in situ* (Parker et Roberts, 1985). À ce sujet, la gazéification de certains déchets industriels semble offrir des rendements intéressants par rapport à l'incinération, lorsque le gaz de synthèse est utilisé dans une chaudière à gaz ou un moteur jumelé à un alternateur afin de produire de l'électricité. Cet avantage par rapport à l'incinération est incertain en ce qui a trait à la production de vapeur.

La purification des gaz étant coûteuse, les applications (cogénération) *in situ* avec peu de purifications, comme une purification à chaud et à sec, semblent plus intéressantes.

### ***Avantages***

Le mode de conduite en gazéification présente l'avantage de minimiser les résidus solides, avec la possibilité de fusion complète, sous forme de laitier. Ce laitier ne présente que 5% du volume des déchets traités. La production d'un gaz de synthèse puis de chaleur ou surtout d'électricité, à partir des déchets est une forme de valorisation très intéressante. Le gaz de synthèse peut aussi servir pour des applications chimiques (production de méthanol) et comme substitut au gaz naturel. Cependant, les quantités produites semblent insuffisantes pour justifier ces applications (Parker et Roberts, 1985).

### ***Désavantages***

Les teneurs en oxyde d'azote dans les effluents gazeux sont nettement plus élevées qu'en incinération classique. De plus, la nécessité de résistance des équipements à haute température augmente les frais d'exploitation. Les coûts d'investissement sont en général plus élevés qu'en incinération classique. La complexité accrue des opérations requiert un personnel plus qualifié. La purification des gaz est coûteuse.

### ***Impacts environnementaux***

Le type de traitement des effluents est en général conventionnel à part la nécessité de traiter des volumes plus importants de fumées, souvent fortement chargées, par rapport à la situation rencontrée en pyrolyse. Ces volumes sont typiquement de 5000 (N)m<sup>3</sup>/t pour la gazéification, à comparer aux 2000 à 3000 (N)m<sup>3</sup>/t en pyrolyse. Ces volumes restent cependant inférieurs aux volumes dégagés par l'incinération classique (6000 (N)m<sup>3</sup>/t). Ces effluents gazeux peuvent aisément être traités par post-combustion. Ils peuvent également être épurés pour fournir une source d'énergie primaire sous forme de gaz combustibles. Ils ne peuvent donc être considérés comme un rejet que lorsqu'ils sont utilisés comme combustible. La fraction pauvre des gaz de synthèse qui est issue du processus d'enrichissement de ces gaz peut aussi être considérée comme un rejet.

Les quantités d'effluents aqueux (refroidissement, "scrubber", "quench", etc.) varie entre 0.4 et 2 m<sup>3</sup>/t. Contrairement à la pyrolyse, la fraction solide résiduelle est minimisée en gazéification.

Compte tenu des températures atteintes dans le processus de pyrofusion, la possibilité de fondre les cendres est susceptible de conduire à des granulés vitrifiés peu lixiviables, très denses et pratiquement exempts d'imbrûlés. Par contre, ces hautes températures et la présence d'air font en sorte que les concentrations en oxydes d'azote dans les effluents gazeux sont nettement plus élevées qu'en incinération classique.

### 1.3 Pyrolyse

La pyrolyse des déchets suscite un intérêt grandissant comme alternative à l'incinération. La pyrolyse des déchets solides est un traitement thermique en absence d'oxygène, où les substances organiques sont brisées par décomposition thermique (thermolyse) endothermique pour former de nouvelles substances gazeuses, liquides ou solides. Potentiellement, cette destruction thermique des déchets peut se comparer avantageusement à l'incinération puisqu'elle conduit à :

- la minimisation des volumes d'effluents gazeux,
- l'obtention de gaz combustibles eux-mêmes valorisables,
- la minimisation des transports de polluants vers la phase gazeuse,
- la réduction d'échelle des installations, permettant la rentabilisation d'installations de petites capacités.

Il existe beaucoup de confusion dans la littérature car certains procédés de gazéification sont présentés comme des procédés de pyrolyse. Dans un contexte de valorisation des déchets solides, ces deux types de procédés sont utilisés pour convertir les déchets solides en combustibles. Les procédés de pyrolyse utilisent une source externe de chaleur pour engendrer les réactions pyrolytiques endothermiques qui ont lieu en absence d'oxygène. Les procédés de gazéification utilisent plutôt l'énergie produite par la combustion partielle des déchets solides en injectant une certaine quantité d'air ou d'oxygène, pour ensuite utiliser la chaleur libérée pour la pyrolyse de la matière restante.

Les produits issues de la pyrolyse des déchets solides sont de trois natures :

- un courant gazeux contenant de l'hydrogène, du méthane, du monoxyde et du dioxyde de carbone et d'autres gaz selon les caractéristiques des déchets,

- un courant liquide contenant du goudron ou de l'huile contenant de l'acide acétique, de l'acétone, du méthanol et un variété d'hydrocarbures oxygénés. Ce résidu est combustible , mais doit subir un traitement d'épuration pour le débarrasser des produits corrosifs soufrés et chlorés qu'il contient. Il peut être utilisé pour réaliser l'apport endothermique de la réaction de pyrolyse, ou valorisé séparément. Ces liquides, appelés huiles pyrolytiques, peuvent être utilisés comme combustibles alternatifs à l'huile conventionnelle n° 6,
- un résidu solide appelé "coke" de pyrolyse qui contient un substrat minéral issu de la partie non organique des déchets et une fraction organique carbonée. Ce résidu peut être utilisé comme combustible solide, après épuration ou transformé en charbon actif. La séparation des deux composants s'avère souvent complexe, c'est pourquoi ce résidu est souvent mis en centre d'enfouissement. Les procédés génèrent aussi des poussières, composées principalement de noir de carbone, des cendres et des matériaux inertes provenant des déchets solides.

Les procédés de pyrolyse s'opèrent en général dans trois types de fours: (1) les fours verticaux où les déchets s'écoulent à contre-courant des gaz chauds; les déchets sont d'abord séchés puis pyrolysés. Les résidus sont récupérés en bas du four tandis que les gaz sont évacués par le haut. (2) Les fours rotatifs, qui sont semblables aux fours verticaux, mais où la rotation permet un meilleur mélange des déchets ainsi qu'une meilleure transmission interne de la chaleur. Par contre, la pyrolyse en four rotatif est une technique délicate à maîtriser en raison des risques d'entrée d'air au niveau des joints tournants. (3) Les fours à lit fluidisé, qui nécessitent un broyage et un criblage préalable des déchets.

Les réactions en cause dans le processus de thermolyse mettent en jeu une décomposition thermique, un réarrangement moléculaire et une polymérisation des molécules légères.

Ces réactions sont très complexes et dépendent de plusieurs facteurs tels que la durée du contact, la température, les effets catalytiques, la composition du déchet, la composition de l'atmosphère, la pression et la taille du déchet. La composition et le rendement des produits générés par la pyrolyse peuvent être contrôlés par ces paramètres d'opération.

Des températures de 600 à 1000°C (pyrolyse à moyenne température) sont utilisées pour la production de gaz primaires comme l'hydrogène, le méthane, le monoxyde et dioxyde de carbone. Le pouvoir calorifique des gaz produits se situe entre 12500 et 21000 kJ/(N)m<sup>3</sup>. Des températures de 400 à 600°C (pyrolyse à basse température) sont utilisées pour la production d'huiles pyrolytiques. La pyrolyse basse température peut être conduite sous vide que l'on nomme simplement "pyrolyse sous vide". Dans ce cas, l'extraction continue des gaz par une pompe à vide permet de minimiser les réactions secondaires telles que les repolymérisations, recondensations, et oxydations. Ceci conduit alors à maximiser la production en huile pyrolytique au détriment des résidus solides.

Il existe de nouveaux procédés employant la pyrolyse à hautes températures (2000°C) qui sont utilisés pour la destruction de composés industriels toxiques. Le pouvoir calorifique des huiles issues de procédés pyrolytiques est de l'ordre de 22000 kJ/kg.

La vitesse de chauffe influe aussi sur la nature physique des produits formés. Les vitesses lentes favorisent la formation de coke tandis que les grandes vitesses de chauffe permettent de maximiser la production de gaz.

Tous les équipements de pyrolyse doivent impérativement limiter la présence d'oxygène (<2%). Une attention particulière doit être apportée à la minimisation des entrées d'air parasites, en particulier aux joints tournants. De fait, il n'est pas acceptable de faire fonctionner un pyrolyseur en surpression afin de limiter la pénétration d'air parasite compte tenu des risques de dégagement de gaz toxiques.

Les fours de pyrolyse sont normalement chauffés indirectement par des fumées chaudes en double enveloppe, par un chauffage à tube radiant ou par un chauffage électrique. Le prétraitement des déchets comprend un système de séparation du verre, des métaux, du carton et de tous autres produits pouvant être recyclés. Les déchets ainsi uniformisés sont chauffés afin d'en retirer l'humidité et sont déchiquetés finement. Ils sont ensuite acheminés au réacteur pyrolytique à l'aide d'une trémie d'alimentation. Le chauffage du réacteur se fait de l'extérieur à l'aide de combustibles d'appoint, comme le gaz naturel, le charbon ou à l'aide des gaz et liquides produits par la pyrolyse. On peut brûler en excès d'air le gaz produit dans une chambre de combustion secondaire pour produire de la vapeur par exemple.

Une seule unité de pyrolyse des déchets municipaux de taille industrielle a été construite aux États-Unis. Cette unité a été fermée après deux ans d'opération puisqu'elle n'a jamais réussi à produire les huiles pyrolytiques de qualité pour lesquelles elle avait été construite. Les principaux problèmes de cette unité étaient (1) l'incapacité d'enlever efficacement l'aluminium et le verre, ce qui a affecté la rentabilité du procédé, et (2) l'incapacité d'abaisser l'humidité des huiles produites, ce qui a diminué le pouvoir calorifique des huiles produites.

### ***Principales utilisations***

Des procédés industriels basés sur la pyrolyse sont utilisés pour la valorisation de déchets solides depuis la fin des années 60. Les procédés de pyrolyse produisent du charbon de bois, du méthanol et de la térébenthine à partir de résidus de bois, de coke et de gaz de cokerie, de charbon, d'huiles lourdes et de bitumes, etc.

Plus récemment, de nouveaux procédés de pyrolyse ont été développés pour produire des combustibles gazeux, liquides et solides à partir du charbon et de déchets solides municipaux et industriels. Par exemple, des procédés de pyrolyse des déchets en

plastique (CANMET, 1995) sont disponibles, la pyrolyse des résidus de l'industrie des pâtes et papiers sont à l'étude (Roy, 1994; Gray, 1985) ainsi que la pyrolyse de biomasse (Bohn, 1984). La pyrolyse sous vide, à basse température de pneus usés a été testée avec succès sur une unité semi-industrielle (Société Pyrovac).

En principe, toutes les matières organiques peuvent être soumises à pyrolyse. Dans le secteur des déchets, on peut envisager la pyrolyse des ordures ménagères, des vieux pneus, des boues organiques ainsi que différents types de déchets industriels, huiles usées, plastiques, etc. Cependant, les produits susceptibles d'être traités en pyrolyse préférentiellement à l'incinération sont:

- les boues trop visqueuses ou abrasives pour les incinérateurs conventionnels,
- les produits subissant des changements de phase comme les plastiques,
- les matériaux à fort taux de cendre et à cendres "légères" qui provoqueraient des envols trop importants en incinération classique,
- les matériaux qui contiennent des sels ou des métaux fusibles ou volatilisables aux températures classiques de l'incinération (950 à 1000°C): NaCl, FeCl<sub>2</sub>, Zn et Pb,
- les matériaux à fort taux de chlore, soufre et azote,
- le traitement de terres contaminées est également envisageable en pyrolyse.

### *Avantages*

L'avantage principal des systèmes pyrolytiques est la transformation de déchets solides en combustibles qui peuvent être utilisés dans des chaudières ou vendus. Le volume des effluents gazeux issus des procédés de pyrolyse est nettement inférieur à celui d'une opération d'incinération conventionnelle (plus de la moitié moins). Ce volume réduit



entraîne des coûts d'installation de traitement de fumées a priori réduits ( $\text{SO}_2$ ,  $\text{NO}_x$ ,  $\text{HCl}$ ). De plus, la pyrolyse étant conduite en absence d'agitation du lit et à des vitesses de gaz plus faibles au sein du réacteur, le taux d'envol est très inférieur à celui rencontré en incinération. Les cendres volantes sont par ailleurs de granulométrie supérieure, rendant plus faciles les opérations de dépoussiérage.

L'absence d'air en pyrolyse, jointe aux bas niveaux de température, conduit à une minimisation des  $\text{NO}_x$ . Les faibles niveaux de températures rencontrés, conduisent à des faibles départs de métaux lourds dans les fumées, ceux-ci restant essentiellement concentrés dans la fraction solide résiduelle. Ce niveau de température permet l'abattage *in situ* d'importantes quantités de  $\text{HCl}$ ,  $\text{HF}$  et  $\text{SO}_2$  par simple addition d'agents sorbants dans la masse.

### ***Désavantages***

Les opérations de pyrolyse ont fait l'objet de nombreuses expérimentations à échelle pilote et semi-industrielle. Néanmoins, aucune n'est actuellement en cours d'exploitation commerciale, compte tenu des difficultés rencontrées.

Les principaux problèmes sont inhérents à la complexité intrinsèque du procédé, à la difficulté de séparer efficacement les matières organiques contenues dans les déchets et à l'uniformité que doivent avoir les déchets. Ces problèmes font en sorte qu'un bilan énergétique positif peut être difficile à obtenir.

La production de combustibles liquides pyrolytiques n'est pas nécessairement rentable compte tenu des traitements d'épuration nécessaires pour enlever les produits corrosifs soufrés et chlorés qu'ils contiennent. De plus, la gazéification est une technologie plus simple et plus rentable pour la production de combustibles gazeux.

### ***Impacts environnementaux***

Les procédés de pyrolyse nécessitent l'utilisation d'eau pour le refroidissement des gaz et la condensation de vapeurs et le refroidissement des résidus. Les résidus liquides de pyrolyse sont fortement chargés en espèces toxiques. Ils peuvent être incinérés pour fournir une partie de l'appoint thermique de la réaction de pyrolyse. Cette incinération ainsi que la combustion des gaz de pyrolyse dans une chambre secondaire peuvent générer des polluants atmosphériques. Le résidu solide contient une forte teneur en carbone (20-35% du contenu énergétique du déchet) ainsi que des métaux lourds et des sels.

## **1.4 Comparaison des approches et conclusion**

Le type de technologie à envisager pour une application donnée, dépend de plusieurs considérations comme:

- les caractéristiques, la composition (fraction d'organique, d'eau), la forme et la quantité du déchet solide,
- les caractéristiques des contaminants (s'il y a lieu), ainsi que le type de lien avec le reste du déchet,
- les possibilités de récupération et de recyclage.

Les technologies d'incinération en lit fluidisé sont désignées comme étant les "meilleures technologies disponibles" en ce qui a trait à la destruction de la grande partie des déchets solides dangereux (Dempsey et coll., 1993). Les autres approches pouvant être avantageuses lorsque la production de combustibles est envisageable. On compare les trois approches en considérant des technologies ayant des lits fluidisés comme réacteur, en excluant les applications de destruction des déchets solides. De cette manière, la base de comparaison des approches est plus valable.

La comparaison (tableau 1.3) est faite pour une série de neuf critères qualitatifs (critère très favorable: ++, critère très défavorable: --):

- versatilité en terme de possibilités d'applications,
- la conversion des déchets,
- la qualité du combustible produit (composition, pouvoir calorifique),
- la facilité de purification du combustible produit,
- le rendement énergétique par récupération d'énergie sur les fumées de combustion pour produire de la vapeur. On considère les post-traitements et la combustion ultérieure des combustibles générés par les technologies de gazéification et de pyrolyse afin que la comparaison avec les technologies d'incinération soit équitable,
- le volume des fumées produites (même remarque),
- l'état d'avancement des connaissances sur la technologie et notamment l'existence de critères de design et d'opération éprouvés ainsi que la fiabilité du procédé,
- la facilité de contrôle de l'unité,
- les coûts d'investissement et d'opération.

Comme pour les technologies d'incinération, il est difficile de conclure quant à la meilleure approche sur la base de ces critères dont l'importance est variable. Il n'existe pas d'approche capable de résoudre tous les problèmes. Néanmoins, l'incinération se distingue selon presque tous les critères sauf en ce qui a trait au volume des fumées. Le volume des fumées est une caractéristique intrinsèque à l'incinération compte tenu des excès d'air souvent nécessaire. Cependant, les technologies à lit fluidisé procurent une qualité de mélange supérieure, évitant l'utilisation de forts excès d'air et limitant la production de polluants.

Tableau 1.3: comparaison des approches de valorisation thermique en lit fluidisé.

Caractéristique	Incinération	Gazéification	Pyrolyse
versatilité(applications)	+	-	-
conversion des déchets	++	++	++
qualité du combustible	N/A	+	-
purification du combustible	N/A	-	--
rendement énergétique	+	-	--
volume de fumées	-	+	++
niveau d'avancement	++	-	-
facilité de contrôle	+	-	--
\$ <sub>investissement et d'opération</sub>	+	-	-

L'incinération jouit d'un haut niveau de développement à travers plusieurs technologies classiques grandement développées. Le contrôle et la durée de vie des équipements d'incinération sont maîtrisés et connus, pour la plupart des technologies. La production de combustible à partir de déchets est en développement pour plusieurs applications (biomasse urbaine, forestière, pneus usés, etc.).

Cependant, les coûts associés à la purification de ces combustibles limitent souvent les percées que pourraient avoir ces approches. La valorisation thermique de la biomasse à grande échelle, comme la valorisation des déchets domestiques ou des résidus de bois (pâtes et papiers, scieries, etc.), est encore grandement faite par des technologies d'incinération pour des raisons principalement techniques et économiques. Dans un contexte où les combustibles fossiles traditionnels sont à des prix très compétitifs, le développement des approches menant à la production de "combustibles de synthèse" n'est pas une priorité politique.

Les incinérateurs commercialisés récemment offrent déjà de bonnes performances techniques et environnementales. Les nouvelles réglementations sur la qualité de l'atmosphère font pression pour le développement de nouvelles technologies encore plus performantes et flexibles, permettant de plus grandes efficacités de destruction.

Le développement de nouvelles technologies pour le traitement des déchets a été fait dans cet optique: bains de sels fondus, incinérateurs à très hautes températures, oxydation humide, procédé gaz-contact.

Nombre de ces nouvelles technologies préconisent l'utilisation de hautes températures pour parvenir à de grandes conversion-oxydation de la matière organique. Le procédé Gaz-Contact a été utilisé dans cette optique, en utilisant le gaz naturel comme combustible d'appoint propre, permettant d'atteindre ces hautes températures.

On propose une nouvelle technologie qui combine les avantages de plusieurs technologies, tout en palliant à certains désavantages. Cette technologie offre un contact intime entre la flamme d'un brûleur et le déchet à traiter, comme le procédé Gaz-Contact. Elle permet de contrôler le temps de séjour comme dans un lit fluidisé. Elle offre la possibilité d'un pré-séchage interne la rendant intéressante pour des applications où les déchets ont un pourcentage d'humidité élevé comme les boues.

Le coeur de cette technologie est un incinérateur à lit fluidisé circulant interne incorporant un brûleur à gaz naturel. Cette technologie est décrite dans le prochain chapitre.

## **CHAPITRE 2**

### **TECHNOLOGIE PROPOSÉE**

On décrit d'abord dans ce chapitre, la nouvelle technologie proposée. On présente ensuite les objectifs techniques du programme de recherche dans son ensemble pour finalement exposer la contribution de la présente étude.

#### **2.1 Description de la technologie**

Les composantes principales de la technologie proposée sont exposées à la figure 2.1. Le four est composé de deux chambres cylindriques superposées dans lequel un tube central vertical crée trois zones internes distinctes: une zone annulaire, une zone centrale, appelée tube de montée ou "riser" et une zone de désengagement, au dessus du tube de montée. Un brûleur à gaz naturel est placé à la base du tube de montée pour produire une flamme verticale à l'intérieur du tube.

Pour bien comprendre le cheminement du solide à l'intérieur de l'unité, nous allons suivre le cheminement d'une particule dans l'unité. On débute le parcours par la trémie d'alimentation des solides où une vis d'Archimède alimente un certain débit de solide à l'unité. La particule tombe sur le lit de solide qui occupe la zone annulaire. Elle descend ensuite verticalement vers le bas en subissant un préchauffage et un séchage si elle contient de l'humidité. Une fois arrivée dans le bas de la zone annulaire, la particule entre dans la zone centrale (le tube de montée) par un certain nombre d'orifices.

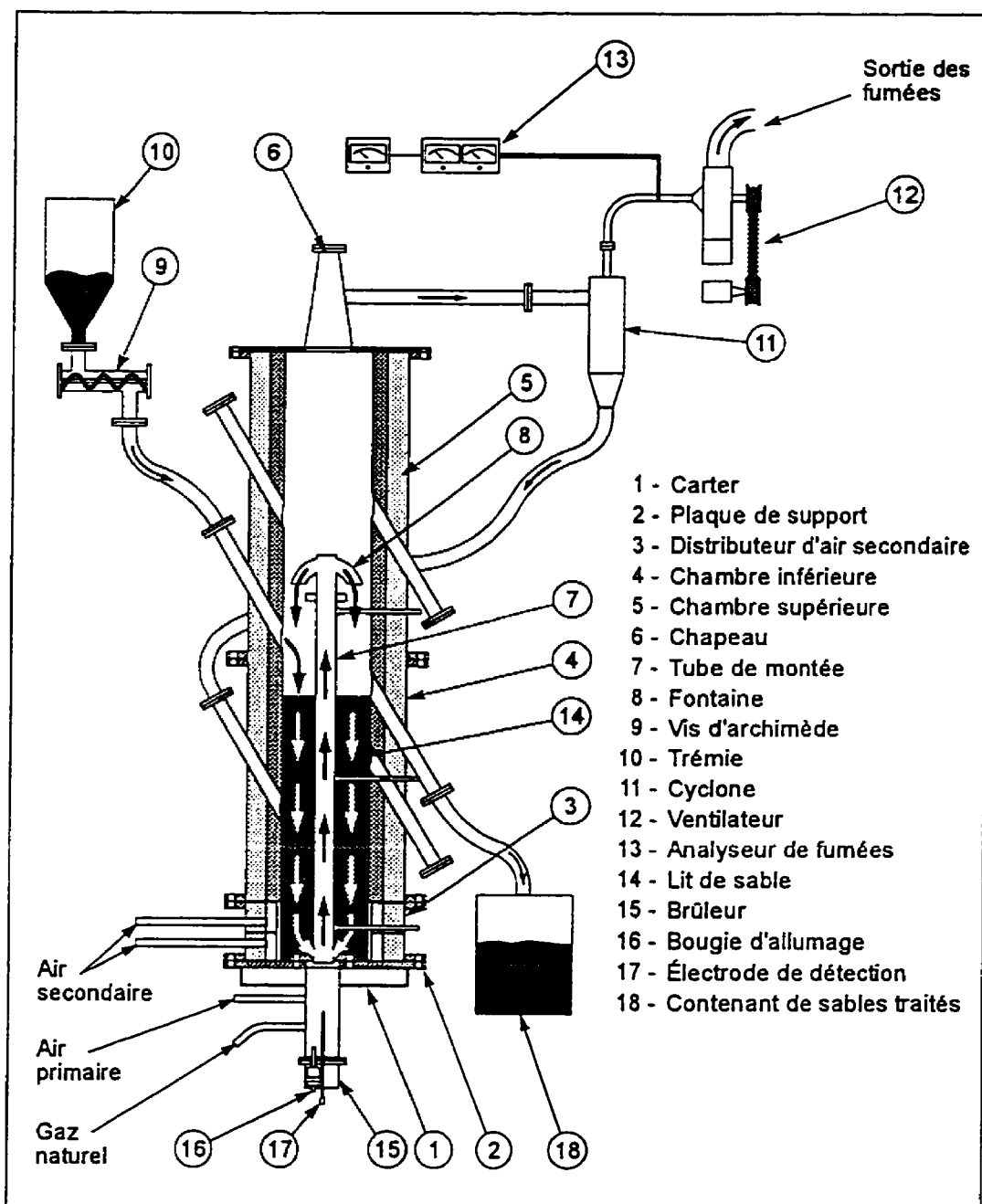


Figure 2.1: composantes principales de la technologie proposée.

Le débit de solide passant d'une zone à l'autre, que l'on appelle le taux de circulation ( $G_s$ ), dépend de la hauteur de solide dans la zone annulaire, du diamètre des orifices dans le bas du tube de montée, de la vitesse de la phase gazeuse dans ce tube et du débit d'air secondaire alimenté radialement dans le bas de la zone annulaire. Le niveau de solide est toujours maintenu pour qu'il y ait une pression positive entre la zone annulaire et le tube de montée au niveau des orifices, ce qui évite le passage des fumées de combustion à la zone annulaire.

La particule tombe au sein de la flamme du brûleur dans un milieu "dilué en solides", c.-à-d. que la porosité est grande et que le contact gaz-solide est assez direct. La particule subit une grande accélération vers le haut avec les fumées de combustion. Elle percute une fontaine dans le haut du tube de montée, pour être redirigée vers le lit de solide. Ce changement de direction et l'augmentation de section favorisent la séparation des fumées et du solide. La particule parcourt ce trajet quelques fois et sort de l'unité par trop plein selon un temps de séjour qui est distribué statistique autour du temps de séjour moyen dans l'unité.

Les divers temps de séjours, soit dans la zone annulaire, dans le tube de montée et dans l'unité, dépendent du débit de solide alimenté à l'unité ( $S$ ) et du taux de circulation ( $G_s$ ), le rapport de ces deux paramètres déterminent en grande partie la qualité du traitement. Par exemple, un rapport  $S/G_s$  faible assure un grand nombre de passages du solide dans la zone de traitement (tube de montée) avant de ressortir. Par contre, un tel rapport diminue la capacité globale de l'unité.

Les fumées de combustion sont dirigées vers un cyclone où les particules fines sont séparées. Les fumées sont analysées avant d'être rejetées par un ventilateur. Ce dernier crée une légère pression négative dans l'unité de manière à éviter des sorties fugitives de fumées de l'unité.



Une unité complète doit prévoir la récupération de chaleur des deux effluents de l'unité: les fumées de combustion et le solide traité qui sort à haute température. On doit aussi prévoir un système plus raffiné de récupération des particules fines, soit un filtre à manche ou un filtre métallique ou céramique. De plus, on doit envisager un système de post-traitement des fumées comme une combustion vive ou catalytique, un système d'absorption ou d'adsorption de contaminants.

La technologie proposée combine des avantages stratégiques:

- le contact intime entre la flamme d'un brûleur et le déchet à traiter permet d'exploiter la présence en grande quantité de radicaux oxydants dans la flamme, pour initier la dégradation du déchet. Ce contact intime offre des températures de traitement élevées, pouvant aller jusqu'à 1000 à 1200°C, et une destruction complète de tous les composés organiques, tout en offrant la possibilité de contrôler ces températures en fonction des applications,
- des coefficients de transfert de matière et de chaleur très élevés à cause des grandes vitesses à l'intérieur du tube de montée et de la turbulence créée par le brûleur,
- le contrôle du temps de séjour des déchets dans la zone annulaire, dans la zone centrale et dans l'unité tout entière, par la maîtrise: (1) des paramètres déterminant le taux de circulation, (2) du débit de solide alimenté (et soutiré) et (3) de la hauteur du lit,
- une inertie thermique élevée et la possibilité d'un pré-séchage interne rendent la technologie intéressante pour des applications où les déchets ont un pourcentage d'humidité élevé,

- la possibilité de traiter des déchets ayant un contenu élevé ou faible en cendres. Les cendres peuvent constituer le lit si le contenu est suffisamment élevé. Le sable constitue principalement le lit si le contenu est faible.

Les caractéristiques de la technologie et les avantages énoncés permettent d'envisager un certain nombre d'applications (Guy et coll., 1993a). Le recyclage et la décontamination sont envisageables: recyclage des sables de fonderie, décontamination des sols, dégraissage de copeaux d'usinage, etc. On peut aussi penser à la valorisation énergétique et à l'élimination par incinération de déchets industriels divers nécessitant un combustible d'appoint: bois, biomasse, résidus de broyage d'automobiles, pneus, etc.

Le traitement et la valorisation des boues sont particulièrement intéressants. Le pré-séchage et l'incinération permet une valorisation énergétique des matières combustibles, une destruction des contaminants organiques et une diminution de volume de l'ensemble. On peut penser à divers types de boues: boues d'usine de traitement des eaux municipales ou industrielles, boues de l'industrie des pâtes et papiers (boues de désencrage), boues de buanderies industrielles, boues de peinture, boues agricoles et boues de procédés divers. Le cas des boues de désencrage est particulièrement intéressant puisqu'on peut envisager récupérer les glaises et les argiles contenues en grandes quantités dans ces boues, afin de les réutiliser.

## **2.2 Objectifs techniques du programme de recherche global**

L'objectif principal du programme de recherche dans son ensemble est "le développement d'un procédé de traitement thermique de déchets solides d'origine industrielle ou de boues à lit fluidisé circulant interne" incorporant les caractéristiques énoncées à la section précédente.

Plus précisément, à travers plusieurs applications types mises en oeuvre sur une installation pilote (50 à 100 kg/h de déchets à traiter), il est proposé de:

- déterminer et optimiser les conditions opératoires (temps de contact, granulométrie et siccité des particules, température de traitement, réglage du brûleur, etc.),
- modéliser les échanges d'énergie et de matière entre les particules à traiter et la flamme, l'hydrodynamique de l'écoulement et la cinétique d'incinération,
- élaborer des critères d'extrapolation de façon à assurer la conception et l'opération efficaces d'unités de taille industrielle,
- identifier et caractériser expérimentalement les capacités et performances de traitement pour divers déchets et boues types.

## **2.3 Objectifs et méthodologie de la présente étude**

### ***Objectifs***

La conception et la construction de l'installation expérimentale ont été réalisées avant le début de cette étude. Les objectifs principaux de la présente participation au programme de recherche sont:

- de rendre l'unité expérimentale entièrement opérationnelle,
- de réaliser des essais préliminaires de faisabilité du traitement thermique des déchets solides finement divisés,
- de planifier les essais subséquents de démonstration.

La mise en opération de l'unité est réalisé en résolvant les problèmes opératoires, en établissant de procédures d'opération et en sélectionnant un brûleur pour l'unité. Les sables de fonderie sont choisis pour mettre à l'essai la technologie. Ainsi, les différents types de sables de fonderie utilisés sont présentés au chapitre 4. Les sous-objectifs suivants sont définis pour permettre la réalisation des objectifs principaux:

***Mise en opération de l'unité:***

- participer à la mise en place de l'installation expérimentale,
- effectuer des essais d'identification des problèmes opératoires ,
- établir les procédures d'opération de l'unité,
- sélectionner un brûleur pour l'unité.

***Essais préliminaires de faisabilité:***

- Contacter une fonderie intéressée par une technologie de régénération des sables, désireuse de collaborer au programme de recherche et en mesure de fournir du sable pour les essais,
- caractériser les sables de fonderie retenue,
- réaliser des essais préliminaires de démonstration de la faisabilité du traitement des sables de fonderie usés.

***Méthodologie***

La méthodologie suivante est utilisée pour atteindre les objectifs énoncés précédemment:

1. effectuer une recherche bibliographique sur les approches et les technologies existantes de valorisation des déchets solides,
2. participer à l'installation d'une unité expérimentale de petite puissance et complètement instrumentée,
3. effectuer l'analyse des variables de procédé,

4. effectuer des essais d'identification des problèmes opératoires dans des conditions difficiles ,
5. établir les procédures de démarrage, de fonctionnement et d'arrêt de l'unité,
6. caractériser le comportement des brûleurs dans une enceinte de confinement,
7. effectuer des essais comparatifs sur les brûleurs afin de choisir le plus performant,
8. résumer la problématique industrielle des sables de fonderie,
9. communiquer avec les fonderies importantes du Québec afin de trouver une fonderie intéressée par une technologie de régénération des sables, désireuse de collaborer au programme de recherche et en mesure de fournir du sable neuf et usé pour les essais,
10. caractériser tous les sables utilisés lors des essais et estimer, à l'aide d'analyses thermiques, la chaleur de combustion et la cinétique d'incinération de la résine contenue dans les sables usés de la fonderie retenue. Ces informations sont nécessaires pour effectuer les différents bilans d'énergie et de matière sur l'unité,
11. réaliser des essais préliminaires de démonstration de la faisabilité du traitement des sables de fonderie usés,
12. concevoir un plan statistique d'expériences permettant de discerner les variables opératoires ayant le plus d'influence sur la conversion de la résine et sur les performances environnementales,
13. rédaction du mémoire.

La plupart des points de cette méthodologie sont réalisés en parallèle. L'organigramme présenté à la page suivante présente les différentes étapes qui ont été effectuées et qui restent à faire dans le cadre du programme de recherche. On présente en blanc les étapes faites et en "grisé" les étapes restantes.

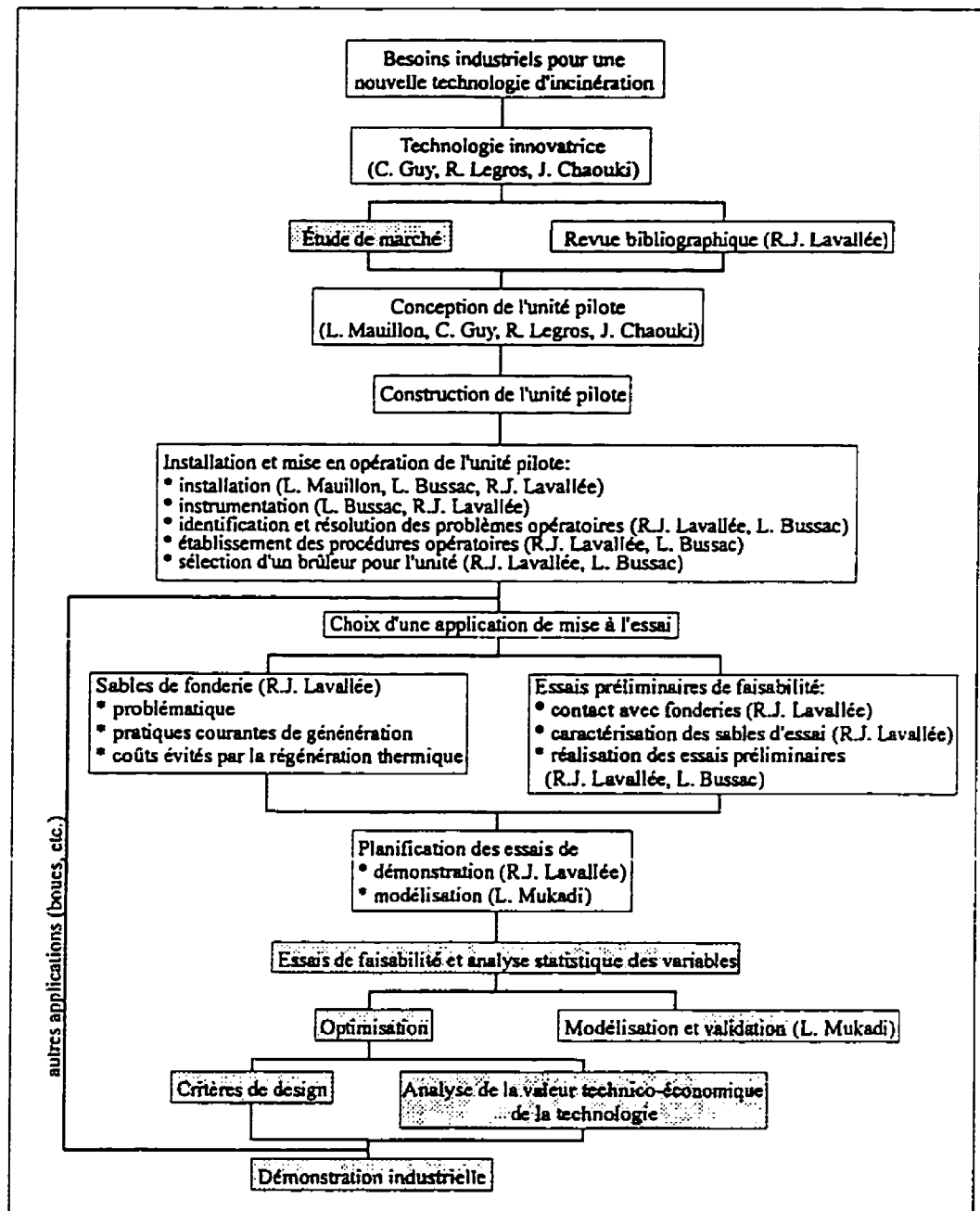


Figure 2.2: différentes étapes effectuées et restantes dans le cadre du programme de recherche.

## **CHAPITRE 3**

### **UNITÉ EXPÉRIMENTALE**

On présente dans ce chapitre la démarche employée lors de la conception de l'unité expérimentale ainsi que les données techniques des principaux équipements. On présente ensuite les prises de mesures pouvant être faites sur l'unité. On termine ce chapitre en exposant une analyse des variables impliquées dans l'unité.

#### **3.1 Conception de l'unité expérimentale**

On expose dans cette section la démarche et les hypothèses simplificatrices faites lors de la conception de l'unité expérimentale (Mauillon et coll., 1994). Les plans détaillés de l'unité sont fournis à l'annexe A.

##### ***Section du tube de montée***

La vitesse requise pour avoir un lit circulant est supérieure à 6 m/s dans le tube de montée, compte tenu du type de taille de particule qui sera utilisé. Une vitesse de 10 m/s a été choisie pour la conception. Les contraintes d'espace disponible pour l'unité limitent la puissance du brûleur qui a été choisie à 20 kW nominale.

Le diamètre du tube de montée est déterminé en calculant le volume de fumée produit par la combustion du gaz naturel correspondant à cette puissance et en considérant un taux d'aération total moyen de 1.5. La température des fumées est fixée à 1200°C pour ces calculs. On a:

débit d'air primaire total:	30 (N)m <sup>3</sup> /h
Débit de fumées à 1200°C:	170 m <sup>3</sup> /h
diamètre du tube de montée:	8 cm (vitesse = 10 m/s)

### ***Hydrodynamique et temps de séjour dans le tube de montée***

L'hydrodynamique de l'écoulement gaz-solide dans un tube de montée est complexe puisqu'hétérogène selon l'axe et le rayon. On trouve dans la littérature plusieurs modèles décrivant cette hydrodynamique. Les modèles les plus courants sont de type "coeur-anneau" et sont basés sur une représentation à deux zones de l'écoulement. Une zone centrale cylindrique où presque tout le gaz passe, et où le solide dilué est en ascension (le coeur). Une zone de paroi presque sans écoulement de gaz où le solide descend (l'anneau). Ces deux zones échangent du gaz et des particules.

Ces modèles sont en général valables lorsque l'écoulement gaz-solide est établi. La longueur du tube de montée envisagé dans cette technologie étant faible, le régime d'écoulement sera non-établi et les particules seront en accélération. Le modèle utilisé est de type coeur-anneau et tient compte du régime non-établi en introduisant une vitesse de glissement (Pugsley et coll., 1993). De cette façon, le temps de séjour moyen dans un tube de montée (1.5 m) a été estimé à 0.5 seconde pour des particules de 300 microns.

### ***Conversion de la résine après un passage***

Les travaux faits sur la régénération des sables de fonderie par l'unité Gaz-Contact (Mao, 1991) ont été mis à contribution pour déterminer le temps requis pour assurer la combustion de la résine contenue sur la surface d'une particule (1% de résine). Les travaux récents (Méghari, 1994; Zhang, 1995) ont montré que la combustion de la résine s'effectue en une seule étape de combustion du résidu solide sur la particule.



Lors de la conception, on a fait l'hypothèse que le taux de disparition de la résine dépend principalement de cette combustion qui est limitée par la diffusion de l'oxygène jusqu'à la surface de la particule. Cette étape est décrite par l'équation suivante:

$$\frac{d(dp)}{dt} = \frac{-4 \rho_{oxy} \Psi_{oxy}}{\rho_{rés} dp} \ln\left(1 + \frac{C_{oxy,\infty}}{s}\right) \quad (3.1)$$

où:

$dp$ : diamètre de la particule (m)

$\rho_{oxy}$ : masse volumique de l'oxygène ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho_{rés}$ : masse volumique de la résine ( $\text{kg/m}^3$ )

$\Psi_{oxy}$ : coefficient de diffusion de l'oxygène ( $\text{m}^2/\text{s}$ )

$C_{oxy,\infty}$ : concentration massique en oxygène ( $\text{kg/kg}$ )

$s$ : rapport stoechiométrique

Si on considère un taux d'aération de 1.5 et que l'on suppose que la concentration en oxygène est constante et fixée par le taux d'aération au brûleur, on obtient un pourcentage d'oxygène dans le tube de montée de 7.5%. Après intégration de l'équation 3.1, on estime à une seconde le temps requis pour assurer une conversion complète de la résine contenue sur une particule. On estime qu'une particule doit effectuer deux passages dans le tube de montée pour éliminer la résine dont la teneur a été fixée à 1% pour ce calcul, et en utilisant le temps de séjour estimé précédemment. Par conservatisme, on ne tient pas compte de la conversion partielle de la résine dans la zone annulaire.

### ***Détermination de la taille des orifices du tube de montée***

On a utilisé des travaux de recherche effectués sur un réacteur similaire (Berruti et coll., 1992) reliant le débit de solide à travers un orifice à la perte de charge. On a du faire l'hypothèse que les particules de l'annulaire sont à leur état minimal de fluidisation pour estimer la perte de charge.

Le nombre d'orifices a été fixé à huit, distribués uniformément, pour assurer une alimentation uniforme tout autour du tube de montée. La surface totale des orifices a été estimée entre 0.4 et 30 cm<sup>2</sup>, suivant le taux de circulation et le débit d'air secondaire choisi, ce qui donne un diamètre des orifices entre 0.5 et 2 cm. On a choisi un diamètre de 1 cm.

### ***Alimentation en air secondaire***

L'air secondaire est alimenté radialement à la base du réacteur par l'entremise de plaques cylindriques perforées. La quantité et le diamètre des orifices ont été estimés de façon à ne pas fluidiser le lit dans la zone annulaire. En effet, le débit d'air secondaire contrôle le taux de circulation du solide si celui-ci n'est pas en état de fluidisation. Le cas échéant, la perte de charge dans le lit est plus faible et l'air secondaire passe par l'annulaire sans transporter le solide vers le tube de montée. Dans ce cas, seule la hauteur de solide contrôle le taux de circulation.

On fait l'hypothèse que 85% de l'air secondaire passe de la zone annulaire à la zone centrale par les orifices et ce, sans fluidiser le lit de solide (aux hauteurs de solide prévues). Cette hypothèse est basée sur les travaux de recherche menés sur un réacteur semblable (Berruti et coll., 1992).

Le nombre d'orifices a été limité pour que la perte de charge à travers la plaque distributrice soit suffisante pour injecter l'air de façon homogène. On a prévu 2 compartiments cylindriques superposés de 54 trous de 1.6 mm de diamètre. Chaque compartiment comporte 3 rangés de 18 trous séparés par 20°.

### ***Dimensions du réacteur***

Certaines des dimensions du réacteur ont été fixées pour respecter des contraintes d'espace. Ainsi, la hauteur du cylindre (enceinte) extérieur a été fixée à 2.5 m. La hauteur du tube de montée a été fixée à 1.5 m pour laisser une certaine hauteur de désengagement interne dans le haut du réacteur. Le diamètre de la zone annulaire a été déterminé en conservant un rapport de 5 comme dans les travaux de Berruti (1992). On obtient un diamètre de 35 cm.

## **3.2 Données techniques**

On présente dans cette sous-section les caractéristiques techniques principales des équipements majeurs.

### **3.2.1 Brûleurs**

L'un de nos objectifs est de sélectionner un brûleur pour l'unité. Deux types de brûleur sont étudiés: le brûleur contre-rotation et le brûleur co-axial (oxy-gaz).

### ***Brûleur contre-rotation***

Ce brûleur (figure 3.1) a été mis au point et breveté par la société d'état française Gaz de France. La flamme de ce type de brûleur a la caractéristique d'être dense, compacte et très stable. Ce brûleur est basé sur la mise en rotation en sens inverses de l'air comburant sur deux étages d'ouvertures tangentielles. Cette approche favorise la turbulence et le mélange de l'air avec le gaz qui est injecté radialement à la base du brûleur.

Le brûleur utilisé sur l'unité a une puissance nominale de 20 kW (sur la base du PCI). Ce brûleur est muni d'une électrode de détection de flamme et d'une bougie d'allumage. Les cellules de détection de flamme à ultraviolets ne peuvent pas être utilisées à cause de la présence de sable dans la chambre de combustion du brûleur, le sable obstruant le "passage" des ondes de la flamme à la cellule. L'électrode de détection de flamme est couplée à un relais responsable de fermer l'électrovanne de gaz si l'électrode ne détecte plus la flamme. La figure 3.2 présente le brûleur contre-rotation utilisé.

### ***Brûleur co-axial (oxy-gaz)***

Il s'agit du brûleur oxy-gaz (figure 3.3) mis au point et breveté par la société Gaz Métropolitain Inc. (Brais et Chouinard, 1993). Il est constitué de trois buses d'éjection distinctes et concentriques: la buse d'air (extérieure), la buse d'oxygène pur (au centre) et la buse de gaz (intérieure). L'électrode d'allumage est insérée dans le tube central et l'électrode ou la cellule de détection de flamme à ultraviolets peuvent être insérées à angle, dans la bride du brûleur.

La caractéristique principale de ce brûleur est la possibilité de déplacement axial des buses, les unes par rapport aux autres. Cette caractéristique permet d'ajuster la géométrie de la zone d'éjection, selon des cônes concentriques, ce qui permet de varier indépendamment l'impulsion de chacun des gaz.

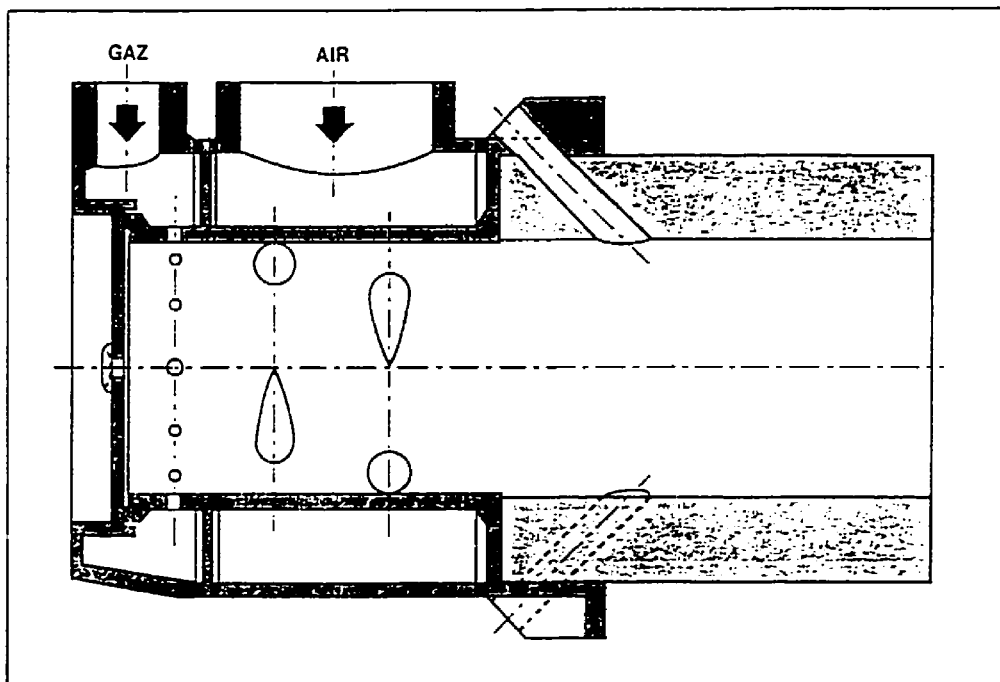


Figure 3.1: schéma de principe du brûleur contre-rotation (Gaurier, 1987).

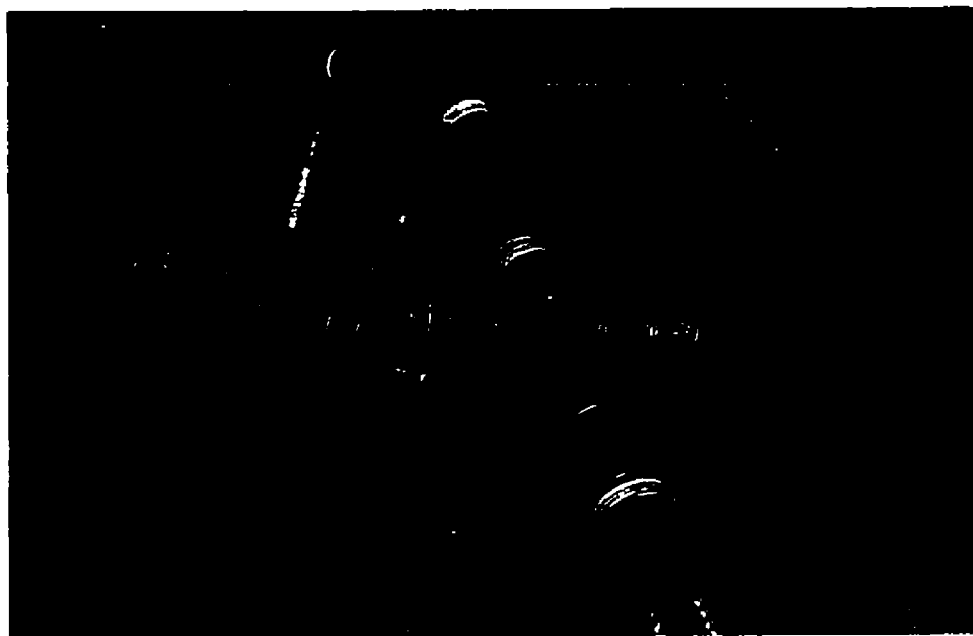


Figure 3.2: brûleur contre-rotation utilisé.

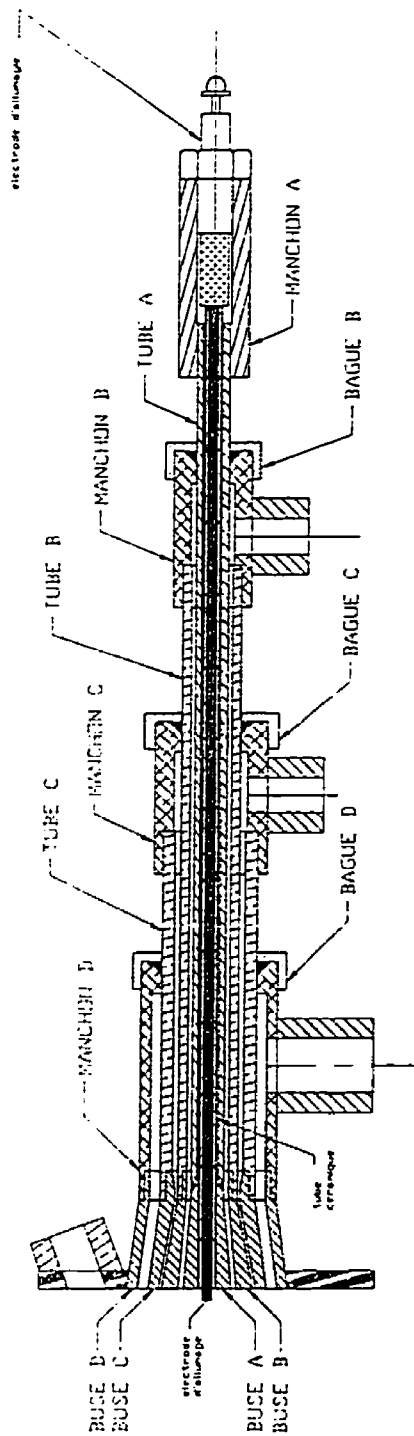


Figure 3.3: Schéma du brûleur oxy-gaz ou co-axial.

Il s'agit d'un brûleur avec mélange "au nez" où de fortes impulsions produisent d'avantage de turbulence et un mélange près de la zone d'éjection. Les hautes impulsions (faibles sections d'éjections et grandes vitesses) produisent des flammes plus compactes et plus stables. À l'inverse, si de faibles impulsions sont utilisées, la combustion, qui s'effectue sur de grandes longueurs, peut être comparée à une combustion étagée, limitant la production d'oxydes d'azote.

Les caractéristiques radiantes et convectives de la flamme peuvent être ajustées en manipulant les débits relatifs de l'air et de l'oxygène pur. On peut donc choisir, selon les besoins et l'application, la forme et la longueur de la flamme, le profil de température axial de la flamme et les caractéristiques radiantes et convectives.

Le brûleur utilisé sur l'unité a une puissance nominale de 20 kW (par rapport au PCI). La buse centrale d'oxygène n'est pas utilisée puisque l'enrichissement en oxygène n'est pas envisagé pour l'instant. En effet, les applications envisagées pour l'unité (sables de fonderie, boues, etc.) ne nécessitent pas des températures de traitement extrêmes (>1200°C). Pour ces applications, l'utilisation de l'oxygène rendrait la technologie presque automatiquement non-compétitive d'un point de vue économique. Nous rebatisons le brûleur "oxy-gaz" en brûleur "co-axial", compte tenu de l'usage que nous faisons de ce brûleur. La figure 3.4 présente le brûleur co-axial utilisé.

### **3.2.2 Enceinte extérieure**

L'enceinte extérieure est en acier inoxydable 304. Elle est composée de deux chambres (inférieure et supérieure) fixées par des brides l'une à l'autre. Sa hauteur totale est de 2.5 m, son diamètre externe est de 64 cm alors que son diamètre interne est de 35 cm.

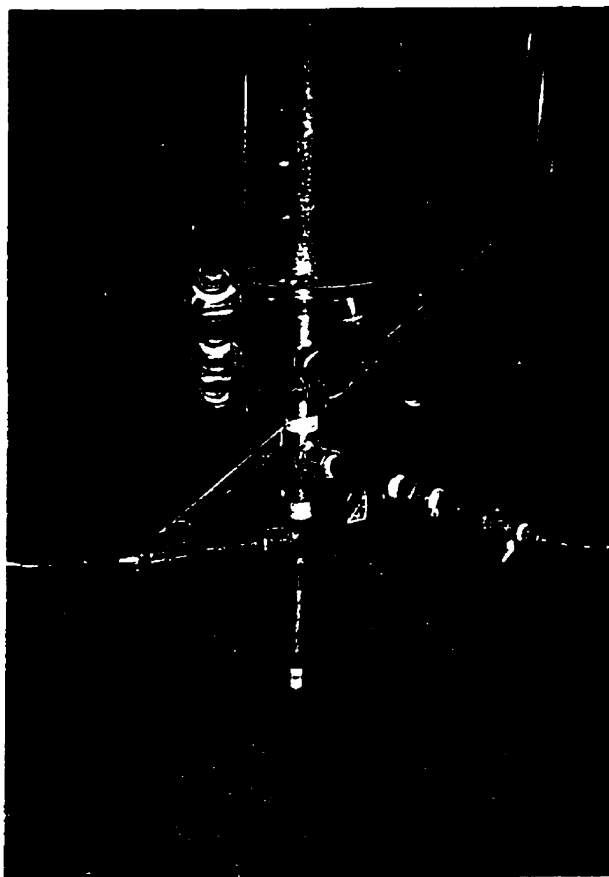


Figure 3.4: brûleur co-axial utilisé.

Cette différence s'explique par la présence de trois enveloppes isolantes et réfractaires: une couche interne de réfractaire à haute teneur en alumine de 6.4 cm résistante à l'abrasion et à des températures pouvant atteindre 1700°C; une seconde couche d'un matériau d'isolation thermique de 7.7 cm en fibres céramiques d'alumine et de silice résistant à des températures de 1260°C et une dernière couche de papier isolant au contact de la paroi métallique de 0.4 cm. L'enceinte est munie d'un trou d'accès et d'un regard dont les diamètres sont respectivement de 20.3 cm et 2.5 cm.



Elle permet le soutirage par trop plein de solide ainsi que l'alimentation de solide "sur le dessus du lit" à trois niveaux différents. Notons que le niveau supérieur ne pourrait servir que pour un tube de montée plus haut que celui utilisé. La plaque support, à la base de l'enceinte, comporte deux trous de 3.8 cm qui permettent la vidange du lit de sable contenu dans la zone annulaire.

### **3.2.3 Tube de montée**

Le tube de montée, qui est le siège du traitement, est en acier inoxydable 310 d'une épaisseur de 1.1 cm, d'une hauteur de 151.5 cm et d'un diamètre interne de 7.79 cm. Comme mentionné, il comporte une rangée de huit orifices de 1 cm de diamètre à 6 cm de sa base, afin de permettre l'entrée du solide.

Le réacteur pilote à une hauteur totale de 3.30 m et un diamètre externe de 80 cm. Sa masse est estimée à 1500 kg.

## **3.3 Prises de mesures**

Plusieurs prises de mesures ont été prévues sur l'unité, soit 9 dans le tube de montée et 12 dans la zone annulaire. Dans le tube de montée, ces 9 prises de mesures sont réparties en groupes de 3 (tous les 120°) sur 3 hauteurs différentes: 14.5, 80 et 145 cm par rapport au bas du tube de montée, soit à la hauteur de la plaque support du réacteur. Dans la zone annulaire, les 12 prises de mesures sont aussi réparties en groupes de 3 (tous les 120°) sur 4 hauteurs différentes, soit les 3 mêmes hauteurs que précédemment avec une hauteur supplémentaire à 210 cm.

Ces prises de mesures consistent simplement en des accès, sous forme de petits tuyaux horizontaux, en certains points donnés du réacteur. Ces points de mesures peuvent avoir plusieurs usages:

- mesure de la température du gaz ou du lit de sable dans la zone annulaire à l'aide de thermocouples,
- mesure de la température du gaz dans le tube de montée à l'aide de thermocouples,
- mesure de pression à l'aide de capteur de pression (usage multiple),
- mesure de la porosité locale à l'aide d'une sonde à capacitance,
- mesure de la composition locale du gaz par aspiration et analyse,
- mesure de la température locale du solide et de l'avancement de la conversion d'un composant du solide par aspiration locale de solide à l'aide de sondes calorimétriques.

La figure 3.5 présente un schéma de l'instrumentation possible du montage avec le détail d'une sonde calorimétrique qui sera expliqué plus loin. Dans le cadre de cette étude, les accès ont été utilisés comme suit:

1. mesure du profil axial de la température du gaz et du lit de sable dans l'annulaire à l'aide de thermocouples de type K,
2. mesure du profil axial de température du gaz dans le tube de montée à l'aide de thermocouples de type B,
3. mesure de la différence de pression entre le haut et le bas du tube de montée à l'aide d'un capteur de pression. Cette différence de pression est proportionnelle au taux de circulation.

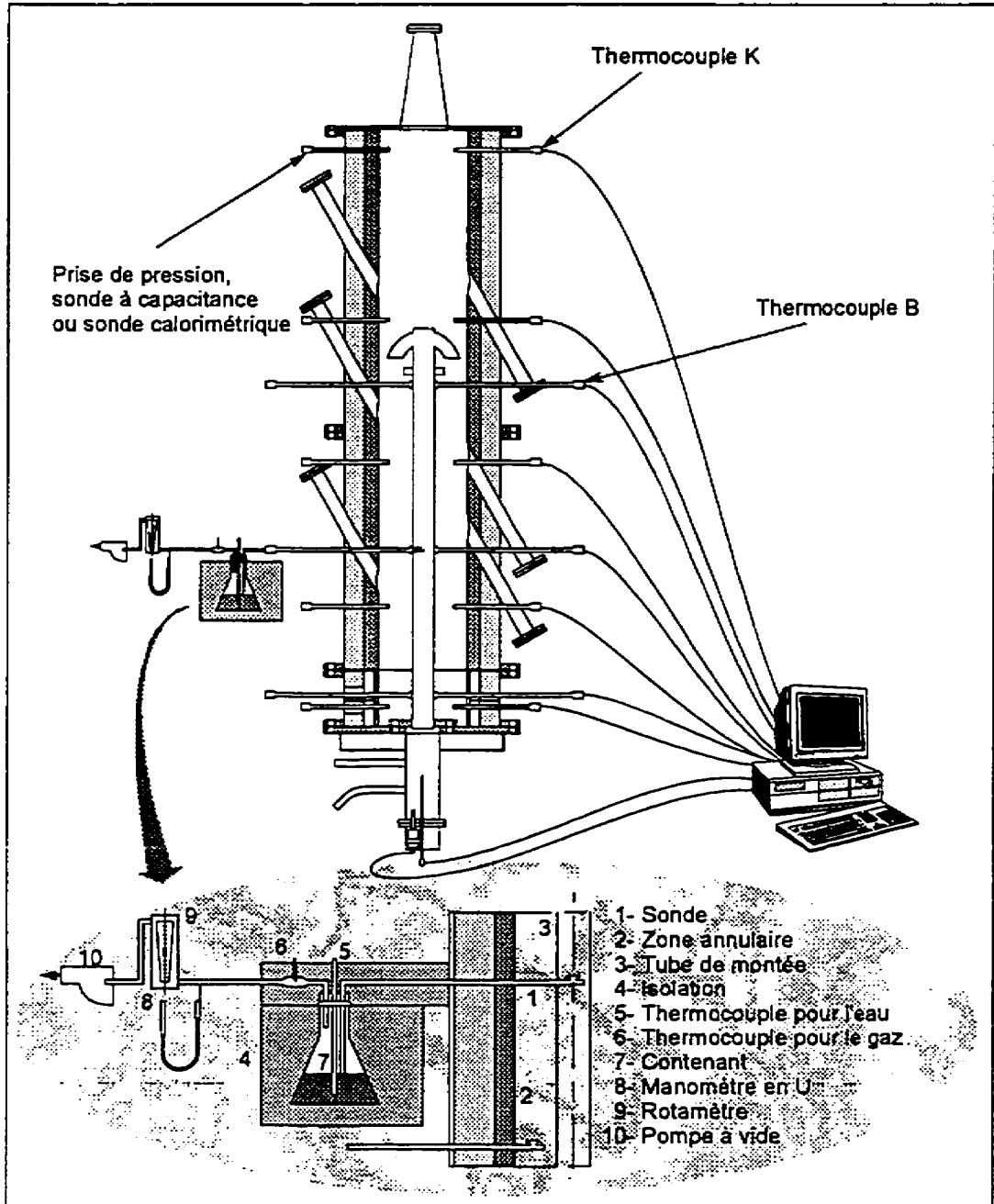


Figure 3.5: schéma de l'instrumentation du montage et détail d'une sonde calorimétrique.

Un certain nombre de mesures sont faites à l'extérieur du réacteur: les débits d'air primaire, secondaire et de gaz naturel, le débit de solide, la conversion de la résine et l'analyse des fumées de combustion. L'ensemble des mesures faites est détaillé dans cette section.

### **3.3.1 Débits de gaz**

Les débits d'air primaire, secondaire et de gaz naturel sont mesurés à l'aide de débitmètres à orifice installés sur les trains respectifs. La différence de pression est mesurée par des transmetteurs de pression à diaphragme qui fournissent un signal en milliampères. Ce signal est transformé en volts à l'aide d'une résistance, avant d'être acheminé et interprété par une carte d'acquisition de données. Le signal en volts est proportionnel au débit.

Les principales données techniques des transmetteurs sont présentées au tableau 3.1. Ce tableau indique aussi les caractéristiques du transmetteur servant à mesurer les fluctuations de pression dans le tube de montée (voir section 3.3.6).

L'erreur systématique sur les mesures de débits gazeux dépend de l'incertitude des différentes composantes servant à mesurer le débit: l'orifice en lui-même (incertitude de 2 à 3%), les transmetteurs de pression (incertitude de 0.25 à 1%, selon le modèle), la résistance transformant le signal et la carte d'acquisition de données. De plus, les transmetteurs utilisés présentent des bruits de fond relativement élevés dont l'effet a été modéré par l'utilisation de moyennes tirées d'un échantillonnage de données rapides (100 lectures par seconde, un affichage par seconde). L'analyse des fumées a été mise à contribution pour confirmer la validité des débits. Globalement, l'erreur sur les débits ne semble pas dépasser 5%. Le débit de gaz peut aussi être mesuré à l'aide d'un compteur à gaz installé sur le train de gaz.

Tableau 3.1: principales données techniques des transmetteurs.

Caractéristique	Transmet. air primaire	Transmet. air secondaire	Transmet. gaz naturel	Transmet. fluctuations
Cie/modèle	Modus/ R-32	Omega/ PX27201DI	Omega/ PX27210DI	Validyne/ P-306
$\Delta P$ maximal (kPa)	24.91	0.25	2.49	0.25
alimentation (volt)	24	24	24	24
sortie (mA)	4.20	4.20	4.20	4.20
précision-sortie (pleine échelle)	0.5%	1%	1%	0.25%

### 3.3.2 Débit de solide

Le débit de solide est proportionnel à la vitesse de rotation du moteur de la vis d'Archimède servant à alimenter le solide à l'unité. Ce débit a été calibré en fonction du potentiomètre contrôlant la vitesse de rotation de la vis. La courbe de calibration est présentée à l'annexe B.

### 3.3.3 Température des gaz

La mesure de la température de la phase gazeuse du tube de montée est faite à l'aide de thermocouples de type B protégé par des gaines en céramique. La température du gaz dans l'annulaire est mesurée à l'aide de thermocouples de type K. La position des thermocouples a été identifiée selon un code simple:

- TRH:            Température du Riser (tube de montée) en Haut,
- TRM:            Température du Riser au Milieu,
- TRB:            Température du Riser en Bas,
- TAHH:           Température dans l'Annulaire tout en haut (HH),
- TAH:            Température dans l'Annulaire en Haut,
- TAM:            Température dans l'Annulaire au Milieu,
- TAB:            Température dans l'Annulaire en Bas,
- TABB:           Température dans l'Annulaire tout en bas (BB).

Pour la plupart des essais, la hauteur du lit de sable est de 120 cm, ce qui correspond à la hauteur de la sortie intermédiaire par trop plein de l'unité. Ceci fait en sorte que deux thermocouples sont dans le lit de sable (TABB et TAB) et que TAM est très près du dessus du lit, TAH étant à la hauteur du chapeau du tube de montée et TAHH étant dans la zone de désengagement. Les thermocouples TABB, TAB, TAM sont placés selon une même position radiale, soit à 2 cm du tube de monté. Les thermocouples TAH et TAHH sont placés dans l'axe central du réacteur puisqu'ils sont au dessus du tube de monté.

L'erreur sur les mesures de températures peut avoir deux origines: l'erreur systématique qui est de  $\pm 0.5\%$  pour ce qui est des thermocouples utilisés, et l'erreur associée aux échanges thermiques par rayonnement. Ces échanges sont faibles dans la zone annulaire mais ils peuvent être importants dans le tube de monté. On a estimé de façon simplifiée,

cette erreur de lecture dans le tube de montée, en effectuant un bilan d'énergie sur les thermocouples. Des hypothèses simplificatrices maximisant l'erreur ont été faites. La plus importantes de ces hypothèses est d'avoir négligés, en supposant un milieu dilué, le rayonnement et la chaleur de convection apportées par le sable sur le thermocouple. Un calcul a été fait dans un contexte de hautes températures, maximisant ainsi l'erreur imputable au rayonnement. Dans ce contexte, une température de 900°C lue dans le tube de montée est en réalité de 990°C; l'énergie arrivant au thermocouple provient à 80% de la convection du gaz et à 20% du rayonnement du gaz. L'annexe C présente ce calcul. Compte tenu des objectifs de cette étude, il n'est pas nécessaire d'effectuer une correction des lectures de températures. On devra cependant tenir compte de cette erreur lors des travaux de démonstration et de modélisation.

### **3.3.4 Température du solide**

Le profil de température du solide dans le tube de montée et dans l'annulaire peut être estimé à l'aide des sondes calorimétriques. Ces mesures n'ont pas été effectuées pour cette étude puisque peu utiles dans le contexte des expériences faites. On décrit quand même le système mis en place pour les expériences à venir.

Chacun des cinq dispositifs (trois dans le tube de montée et deux dans le lit de sable) est constitué d'une sonde en acier inoxydable, d'un thermocouple, d'un récipient en pyrex isolé avec de la laine minérale et du papier d'aluminium, d'un système de mise sous vide. Ce dispositif permet de soutirer un échantillon de solide, de le faire tomber dans l'eau contenue dans le récipient et de mesurer le changement de température produit. On peut par la suite calculer la température du solide en faisant un bilan d'énergie sur le système.

### 3.3.5 Conversion de la résine

On peut être intéressé par la conversion de la résine à la sortie du réacteur ou par le profil de conversion à différents endroits dans l'unité. Dans le second cas, les échantillons de solide provenant des sondes calorimétriques peuvent être utilisés.

La conversion ( $X$ ) est calculée en estimant la quantité (pourcentage massique) de résine organique avant et après traitement:

$$X = \frac{(\% \text{ avant traitement} - \% \text{ après traitement})}{\% \text{ avant traitement}} \quad (3.2)$$

Le pourcentage de résine dans un échantillon de sable est estimé à l'aide du test de "pertes aux feux" (test de combustion total L.O.I.) utilisé dans les fonderies. Il s'agit simplement de:

- peser exactement un échantillon de sable préalablement séché,
- placer l'échantillon dans un creuset plat sans couver,
- placer l'échantillon au four pendant 1 heure à 925°C,
- laisser refroidir dans un dessiccateur,
- peser l'échantillon,
- calculer le pourcentage de perte de poids, représentant le pourcentage de résine qui est le seul volatil dans le sable à part l'eau.



### 3.3.6 Taux de circulation

Le taux de circulation du solide dans l'unité, pour une vitesse ( $U$ ) de gaz constante dans le tube de montée, est proportionnel à la perte de charge dans le tube de montée qui est lue par un transmetteur de pression dont le diaphragme répond plus rapidement (transmetteur pour fluctuations). Cette proportionnalité doit être calibrée pour différentes vitesses de gaz dans le tube de montée par une mesure du taux de circulation. Le traçage radioactif est envisagé à cette fin mais il ne fait pas partie du mandat de la présente étude. Une méthode dite de "traçage thermique" est envisagée afin d'avoir quelques valeurs de taux de circulation. On discute de cette méthode au chapitre 5 de cette étude.

### 3.3.7 Analyse des produits de combustion

Un analyseur de fumée de marque Eurotron et de modèle "Greenline - Combustion gas analyser" est utilisé pour l'analyse des produits de combustion. Cet appareil mesure les concentrations volumiques de  $O_2$ ,  $CO$ ,  $NO_x$  et  $SO_2$  à l'aide de cellules électrochimiques indépendantes. La concentration de  $CO_2$  est calculée par bilan (par l'analyseur) à l'aide de l'équation chimique de combustion. Selon cette équation, on peut exprimer le pourcentage volumique de  $CO_2$  en fonction de l'excès d'air et du pourcentage maximal de  $CO_2$  obtenu lors d'une combustion stoechiométrique. L'excès d'air peut être exprimé en fonction du pourcentage d'oxygène lu dans les fumées de combustion. La valeur de  $CO_{2\text{ max}}$  est de 11.3% pour le gaz naturel, selon une base de calcul sur des fumées sèches. Après simplifications on obtient:

$$CO_2 = \frac{CO_{2\text{ max}} (20.9 - O_2)}{20.9} \quad (3.3)$$

Le tableau 3.2 présente l'échelle de mesure, la résolution et l'erreur systématique de cet appareil pour les concentrations volumiques des composés mesurés. Les concentrations peuvent être exprimées par rapport à une référence de 11% d'oxygène, comme l'exige la loi sur la qualité de l'atmosphère. Les concentrations sont exprimées sur une base sèche, une trappe à eau étant incorporée dans l'appareil. On peut aussi mesurer la température des produits de combustion à l'aide d'un thermocouple de type K.

### 3.4 Acquisition de données

Le logiciel de programmation graphique "Labview" est utilisé pour l'acquisition de données. Une carte analogique à 64 entrées/sorties est utilisée. L'ensemble des thermocouples et des transmetteurs de pression sont reliés à l'acquisition pour permettre une lecture en temps réel des températures, des débits et de la perte de charge dans le tube de montée. Les figures 3.6 et 3.7 présentent respectivement l'interface graphique de l'acquisition de données et le montage expérimentale.

Tableau 3.2: échelle de mesure, résolution et erreur systématique de l'analyseur de produits de combustion (concentrations volumiques).

Composé	échelle	résolution	erreur systématique
O <sub>2</sub>	0-25%	0.1%	<±1%
CO	0-4000 ppm	1 ppm	<±4%
NO <sub>x</sub>	0-2000 ppm	1 ppm	<±4%
SO <sub>2</sub>	0-2000 ppm	1 ppm	<±4%

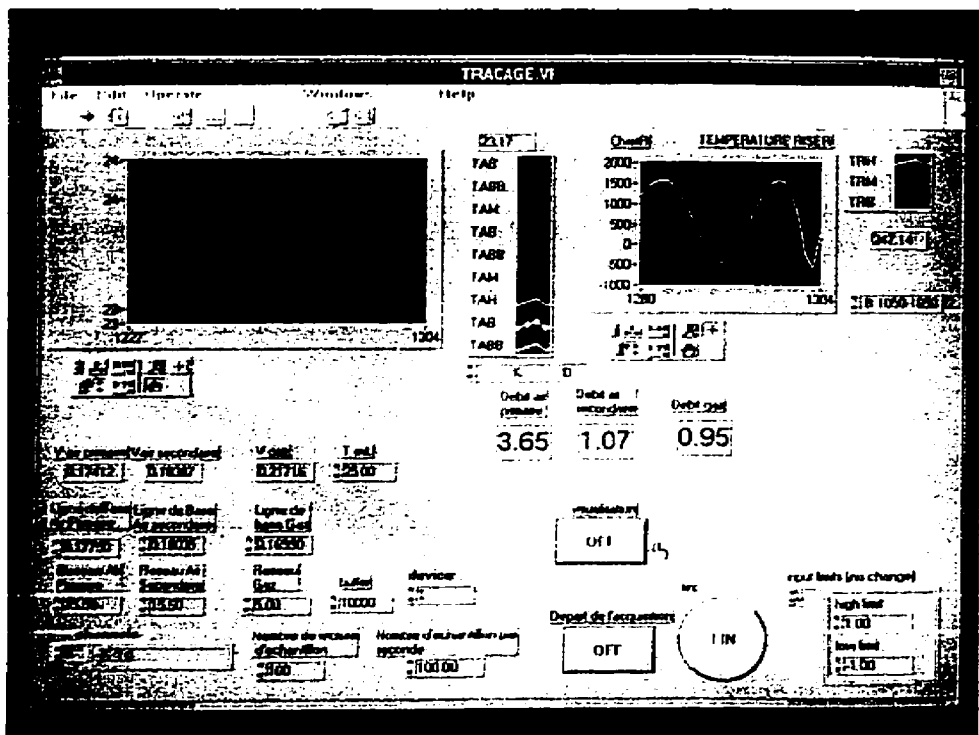


Figure 3.6: interface graphique de l'acquisition de données.

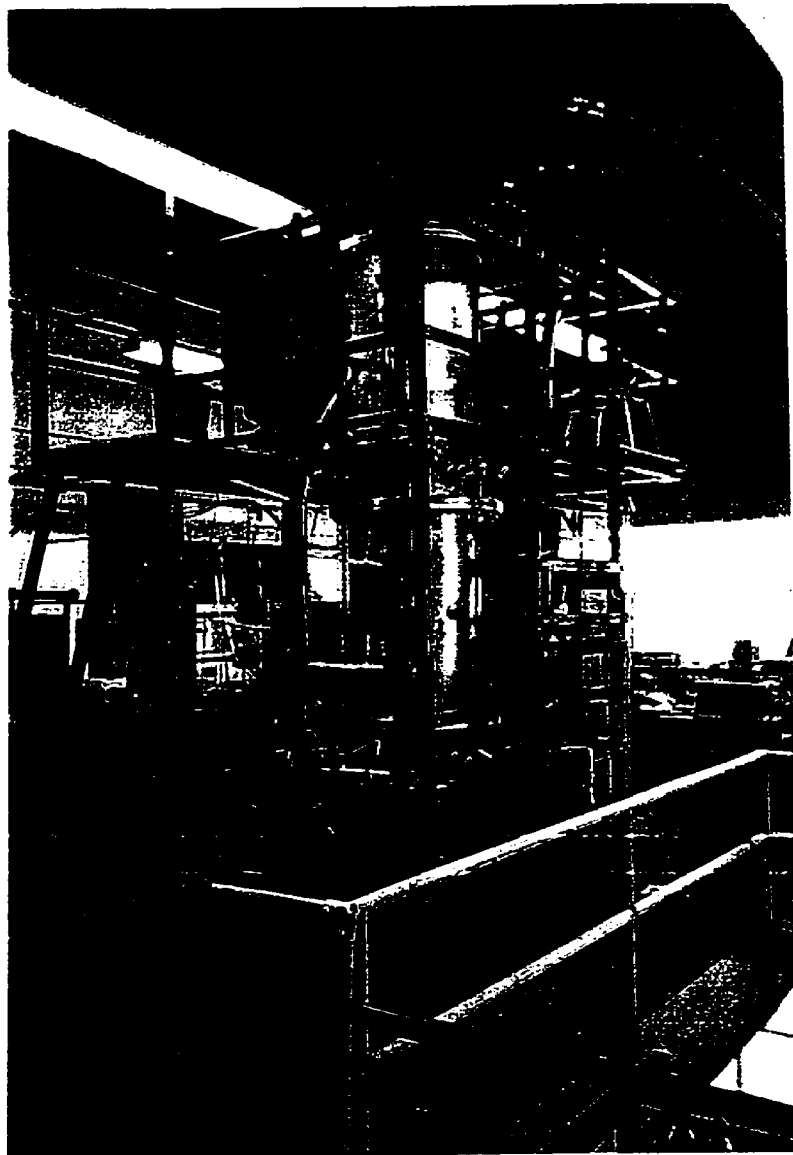


Figure 3.7: montage expérimental.

### 3.5 Analyse des variables

On présente dans cette sous-section une analyse des variables de procédé selon une approche qualitative empruntée au contrôle des procédés. Cette analyse a pour but de mieux comprendre les relations existantes entre ces variables et facilite la sélection des variables du plan d'expérience présenté au chapitre 9. Notre analyse des variables est basée sur une opération continue et établie de l'unité.

Les variables de procédé du LFCI peuvent être séparées en deux catégories: les variables *indépendantes* et les variables *dépendantes*. Les variables indépendantes sont celles qui peuvent être manipulées directement par l'opérateur dans le but de contrôler l'unité. Les débits d'air primaire et secondaire ainsi que le débit de gaz sont des exemples de ce type de variable. Le tableau 3.3 présente les variables indépendantes d'importance pour notre unité pour un déchet quelconque.

Les variables dépendantes sont celles qui sont contrôlées par les variables indépendantes (manipulées). Elles sont le résultat des conditions opératoires imposées par l'opérateur par l'entremise des variables indépendantes. La vitesse superficielle du gaz dans le tube de montée et la température moyenne dans le tube de montée sont des exemples de ce type de variable. Quelques unes de ces variables dépendantes sont d'un intérêt particulier car elles constituent les résultats ou les "réponses" de l'unité aux conditions imposées. Ces variables seront classées dans une troisième catégorie de variables que l'on nommera les variables-réponses. Les tableaux 3.4 et 3.5 présentent la liste des variables dépendantes et des variables-réponses respectivement.

On peut résumer les relations qui existent entre les variables en disant que les variables-réponses sont le résultat d'un ajustement judicieux des variables dépendantes qui elles-mêmes sont le résultat des variables indépendantes que l'on manipule directement.

Tableau 3.3: variables indépendantes.

<b>VARIABLES INDÉPENDANTES</b> <b>(manipulées par l'opérateur)</b>	<b>SYMBOLES</b>
débit d'air primaire	AP
débit d'air secondaire	AS
débit de G.N. (et puissance)	P
hauteur du solide dans la zone annulaire	$H_s$
hauteur du riser	$H_r$
diamètre des orifices à la base du riser	$D_o$
débit de solide à traiter	S
<i>caractéristiques du solide</i>	
diamètre moyen des particules	d
teneur en combustible	$T_c$
sphéricité moyenne	$\phi_s$
contenu en produit azoté	N

Tableau 3.4: variables dépendantes.

VARIABLES DÉPENDANTES (contrôlées mais non manipulées)	SYMBOLES
débit d'air total	AT
rapport air sec./air prim.	AS/AP
taux d'aération global p/r à la combustion stoe. du G.N.	$n_x$
excès d'air p/r à la combustion stoe. du G.N. ( $EA_x = n_x - 1$ )	$EA_x$
rapport air total/G.N.	AT/GN
taux d'aération global p/r à la combustion stoe. du G.N. et du solide	$n_{x,s}$
excès d'air p/r à la combustion stoe. du G.N. et du solide ( $EA_{x,s} = n_{x,s} - 1$ )	$EA_{x,s}$
concentration moy. d'O <sub>2</sub> dans le riser	$[O_2]_{riser}^{moy}$
concentration moy. d'O <sub>2</sub> ds les fumées	$[O_2]_{fumées}^{moy}$
température moyenne du gaz dans le riser	$T_{riser}^{moy, gaz}$
température moyenne du sol. dans le riser	$T_{riser}^{moy, sol.}$
température de flamme	$T_{flamme}$
température dans la zone annulaire	$T_{ann}$
vitesse superf. du gaz dans le riser	U
débit de solide dans le riser	R
densité suspension gaz-solide (riser)	$\rho_s$
temps de séjour (gaz-sol.) ds le riser	$\tau_{riser}$
temps de séjour du solide dans l'unité	$\tau_{unité}^{sol.}$

Tableau 3.5: variables-réponses.

<b>VARIABLES-RÉPONSES</b> <b>(d'intérêt particulier)</b>	<b>SYMBOLES</b>
conversion ou combustion du composé à détruire à la sortie de l'unité	X
concentration de CO dans les fumées à la sortie de l'unité	[CO] <sub>fumées</sub>
concentration de NO <sub>x</sub> dans les fumées à la sortie de l'unité	[NO <sub>x</sub> ] <sub>fumées</sub>
concentration d'imbrûlés dans les fumées à la sortie de l'unité	imbrûlés

La figure 3.8 illustre l'ensemble des relations qui existent entre les différentes variables classées selon les trois catégories présentées. Chaque flèche sur cette figure représente l'effet d'une variable sur une autre.



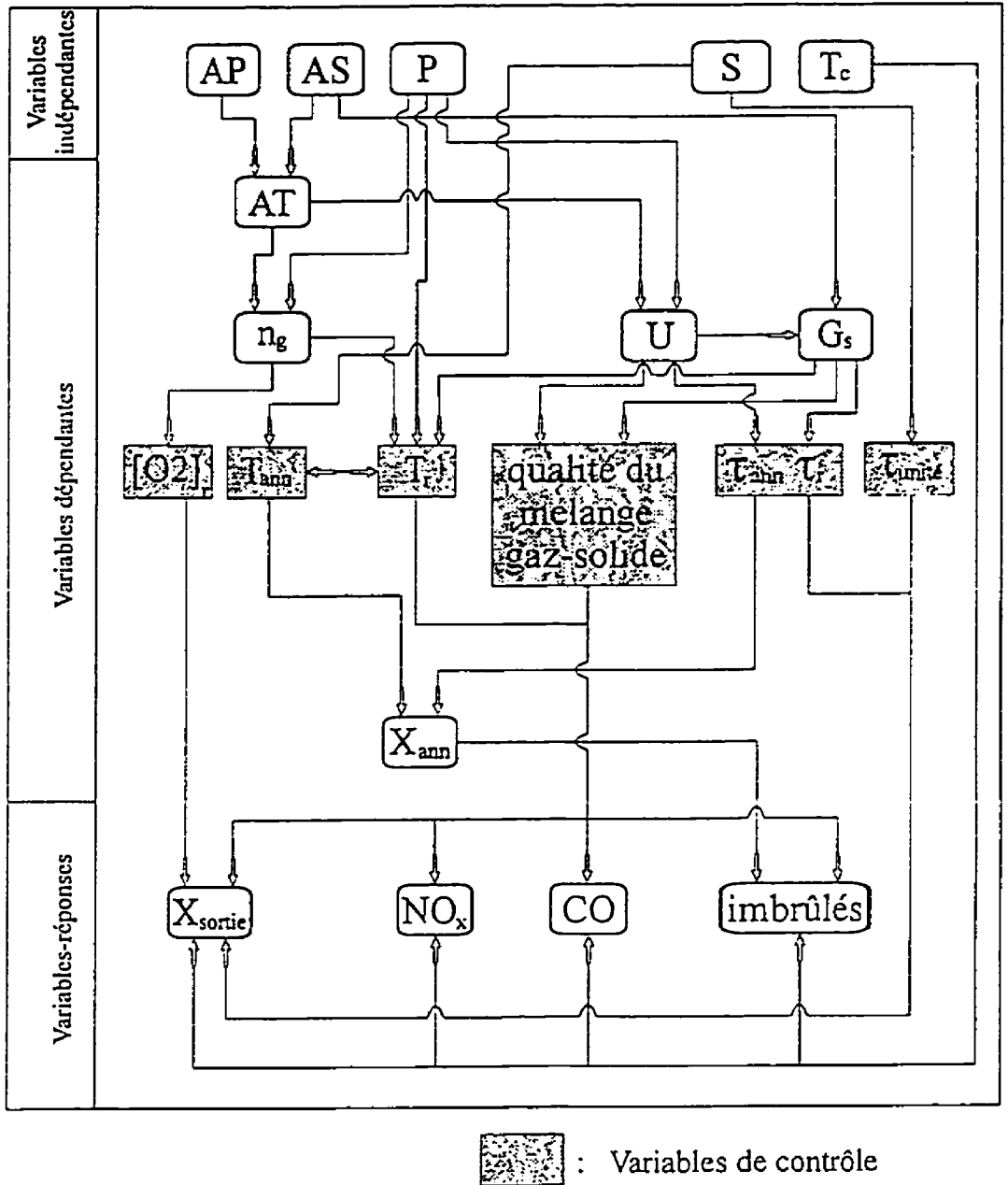


Figure 3.8: relations entre les variables.

## **CHAPITRE 4**

### **SABLES DE FONDERIE**

#### **4.1 Problématique industrielle des sables de fonderie**

Les sables de fonderie servent à faire des moules dans lesquels des métaux divers sont coulés pour être mis-en-forme. Ils sont composés de sable de granulométrie précise et de liants divers. La précision des pièces et le type de métaux utilisés déterminent le type de sable et de liants à utiliser: sable de silice (décomposition du granite), de zircon, d'olivine, de chromite et de chamotte; liants inorganiques ou organiques. Les procédés utilisés en fonderie sont classés selon le liant utilisé. Ainsi, il existe trois principales classes de procédé: le procédé de moule à sable vert, le procédé au CO<sub>2</sub>/silicate de sodium et les procédés à liants (résines) organiques. Les deux premiers sont dits inorganiques.

Le procédé de moule à sable vert date de plusieurs siècles. On utilise du sable de silice, sous sa forme  $\alpha$ -quartz, mélangé à de la glaise (bentonite active) et de l'eau. Le mélange forme le moule par compaction. On améliore parfois les propriétés mécaniques du moule en le séchant (100°C) pour retirer l'eau libre. On utilise aussi des additifs organiques (céréale, cellulose et carbone) pour améliorer d'avantage les propriétés du moule. Le sable vert constitue environ 80% des sables de fonderie. Ce procédé est le plus productif et offre les coûts de production les moins élevés. Cependant, la qualité des surfaces produites est faible et la précision des pièces produites est limitée.

Le procédé au CO<sub>2</sub>/silicate de sodium a été introduit dans les années 1950. Il est basé sur le mélange du sable (silice ou autres) avec une solution aqueuse de silicate de sodium. Le mélange est compacté dans une "boite à moule" où du CO<sub>2</sub> est ensuite

introduit pour "geler" le silicate de sodium et former un moule rigide qui peut être retiré de la boîte. La surface du moule est vaporisée d'un fluide réfractaire pour améliorer sa qualité. Ces moules offrent plus de précision que les moules à sable vert.

Les procédés à liants organiques ont permis d'augmenter d'avantage la qualité de surface des pièces et la productivité. Ces procédés sont basés sur le développement, dans les années 1950, de résines organiques permettant la production (révolutionnaire) de moules précis à la température ambiante. Le développement de ces résines se poursuit toujours aujourd'hui. Ces procédés ont souvent pris le nom des marques de commerce des résines organiques utilisées: Alphaset, Betaset, Isocure et Pepset. On les classe aussi selon le composant organique principal. Les principaux liants sont les liants dits: furanniques, phénoliques, esters phénoliques (procédé Alphaset de Borden), uréthannes d'alkyle, uréthannes phénoliques (procédé Ashland ou Isocure), uréthannes de polyol (Pepset et Novathane), Epoxy- $\text{SO}_2$  (Rutapox), "Ester Cured Phenolic" (Betaset), etc. Le procédé à moule "Shell" fait partie d'une classe à part: la précision est accrue à l'aide d'une couche fine de sable très fin (de silice ou de zircon) dont le liant spécial est un phénol formaldéhyde.

Les sables de fonderies ont traditionnellement été accumulés ou enfouis sur les sites mêmes des fonderies ou dans des sites d'enfouissement locaux. On les a parfois utilisés (sans les traiter) comme matériau de remblai (Reier, 1990). Dans certains cas, les sables de fonderie sont classés comme déchets dangereux à cause de leur contenu en métaux provenant de l'adhésion de certains métaux aux sables du moule ou à cause de leur contenu en composés organiques volatils (phénol, diphénylméthane, formaldéhyde, etc.) provenant du liant utilisé.

Leur enfouissement doit maintenant être fait dans des sites contrôlés reconnus. Le coût associé à l'enfouissement contrôlé est en augmentation rapide compte tenu de la diminution du nombre de sites autorisés en opération (Bralower, 1989). Par exemple,

aux États-Unis, ce coût est passé de 20\$US/tonne en 1981 à un coût variant entre 47 et 150\$US/tonne selon les sources (dollars de 1990) et ce, pour les sables classés non-dangereux. Les sables classés comme déchets dangereux ne peuvent plus être enfouis sans traitement depuis mai 1990. Éventuellement, les fonderies ne pourront disposer de leur sable usé à aucun prix (Good, 1991).

La régénération des sables de fonderie est devenue une opération environnementalement et économiquement avantageuse. Mis à part les coûts associés à l'enfouissement, la régénération permet d'économiser sur l'achat de sable neuf et sur le transport des sables usés et neufs. En 1991, l'achat de sable de silice neuf et le rejet d'autant de sable dans l'environnement, s'élevait à plus de 7 millions de tonnes (coût d'achat de l'ordre de 50\$/tonne).

## **4.2 Pratiques industrielles de régénération des sables de fonderie**

La régénération des sables de fonderie peut être définie comme un agencement de traitement physique, chimique ou thermique permettant la réutilisation de l'agrégat réfractaire sans modification importante de ses propriétés d'origine. Les procédés de régénération existants permettent la réutilisation d'environ 80 à 95% des sables de fonderie, le reste étant perdu sous forme de particules fines dans les différentes étapes de régénération. Les procédés de régénération industriels sont dits humides, secs ou thermiques.

Les procédés humides retirent le liant du sable en mélangeant le sable à l'eau dans un milieu d'attrition mécanique élevée. La boue créée est séchée, souvent dans un lit fluidisé au gaz naturel ou dans un séchoir rotatif.

Les procédés secs sont pneumatiques ou mécaniques. Le sable est introduit dans un courant d'air à grande vitesse et projeté sur une cible fixe dans les systèmes pneumatiques. L'impact provoque le détachement du liant. Les procédés mécaniques utilisent l'abrasion pour retirer le liant: le sable usé est placé sur une meule où le mouvement rotatif force le roulement et l'abrasion du sable.

Les procédés thermiques utilisent un combustible d'appoint pour décomposer, volatiliser et brûler la couche de liant organique. Les technologies thermiques les plus utilisées pour la régénération des sables de fonderie sont basées sur des technologies d'incinération classiques: les foyers fixes, les fours rotatifs et les lits fluidisés. Ces technologies ont été répertoriées dans différents travaux de recherches (Mao, 1991; Méghari, 1994).

Le sable vert est principalement régénéré par des procédés mécaniques. Les glaises calcinées sont séparées et remplacées par de la glaise active. On désire parfois réutiliser le sable vert usé avec des liants organiques. Le traitement doit alors être plus poussé et un procédé thermique est utilisé en combinaison avec une méthode d'attrition pour retirer le plus possible la bentonite et les additifs.

Le sable au silicate de sodium est le plus difficile à régénérer. Les procédés humides sont les plus efficaces mais ils sont plus dispendieux: le séchage du sable est cher et le traitement des effluents liquides aussi. Les procédés secs sont de plus en plus utilisés car de plus en plus efficaces.

Les sables à liants organiques se régénèrent en partie eux-mêmes: de 15 à 30% du liant est brûlé lors de la coulée. Ces sables ont traditionnellement été régénérés par des procédés secs. Ces procédés n'enlèvent que partiellement la résine et le sable ne peut plus être régénéré après quelques cycles: l'accumulation de résine usée devient trop importante.

À chaque traitement une part de particules fines est créée et retirée. Cette part doit être comblée par du sable neuf.

Les procédés thermiques sont les plus efficaces pour régénérer le sable vert et les sables à liants organiques (Thomas, 1989). La littérature est riche d'articles où l'on dit que la régénération thermique procure un sable de meilleure qualité que le sable neuf. La raison serait l'enlèvement complet de tous les volatils et des grains pointus en régénération thermique. Le sable régénéré posséderait une granulométrie plus uniforme. Pour toutes ces raisons, les fonderies se tournent de plus en plus vers les procédés thermiques.

### **4.3 Régénération thermique et les coûts évités: exemples industriels**

La fonderie intéressée par la régénération des sables va d'abord se demander quelles sont les économies possibles et en combien de temps se fera le retour sur l'investissement. Le calcul peut être fait simplement en comparant les coûts annuels associés aux sables avec et sans régénération. Ce calcul a été fait de façon simplifiée avec la collaboration de deux fonderies québécoises: la Fonderie canadienne de l'acier et la fonderie Magotteaux.

#### ***Fonderie canadienne de l'acier***

La Fonderie canadienne de l'acier, située à Montréal, est propriété de Atchison Casting Corp., une société américaine. Elle utilise approximativement 18 440 tonnes de sable par an pour ses opérations. Le sable utilisé est un mélange de sable de silice et de chromite dont la proportion varie selon les applications. Le liant organique est de type Alphaset de Borden. La moyenne annuelle se répartie comme suit: 20% de sable de silice neuf, 62% de sable de silice recyclé, 9% de sable de chromite neuf et 9% de sable de chromite recyclé. L'ajout de sable neuf est fait pour compenser les pertes et pour améliorer les propriétés du sable et des moules. Le recyclage des sables de silice et de

chromite, qui sont souvent mélangés après le démoulage, est fait à l'aide de tables vibrantes, de tamiseurs et de séparateurs magnétiques. Ce recyclage n'enlève qu'une faible partie de la résine d'où les modifications de propriétés.

Cette fonderie a deux formes de rejets de sable: les pertes diverses sous forme de poussières non récupérables, soit 7% du sable utilisé (1060 t/an de sable de silice et 232 t/an de sable de chromite) et les purges de sables usés faites pour laisser place à du sable propre (2629 t/an de sable de silice et 1427 t/an de sable de chromite). Ces purges de sables usés sont enfouis dans un site d'enfouissement sanitaire au coût temporaire exceptionnellement bas de 22\$/t. Cette fonderie doit acheter 3688 t/an de sable de silice à 50\$/t et 1659 t/an de sable de chromite à 150\$/t.

Cette fonderie envisage la régénération thermique pour prendre en charge ses sables usés purgés (4056 t/an) afin de les réutiliser pour économiser le sable neuf et limiter ses frais d'enfouissement. Le tableau 4.1 fait la comparaison entre le statu quo et l'ajout de la régénération thermique pour cette fonderie. On suppose 10% de pertes par la production de particules fines lors de la régénération thermique, ce qui donne 3650 t/an de sable réutilisable. Les achats annuels de sable seraient réduits à 1698 t/an, soit une réduction de 68%.

Les coûts associés à l'unité de régénération thermique ont été tirés de sources diverses (Bex, 1991; Bralower et Burditt, 1988; Lumsden, 1993; Petch, 1991; Reir, 1993). Des valeurs moyennes sont utilisées (dollars canadien de 1995):

- coûts énergétiques (gaz naturel, électricité): 14\$/t
- coûts d'opération (main d'oeuvre, entretien): 6\$/t
- coût d'investissement total amorti sur 10 ans: 22\$/t  
(pour des unités traitant de 1000 à 5800 t/an)

Tableau 4.1: comparaison annuelle des coûts associés aux sables avec et sans régénération thermique, pour la Fonderie canadienne de l'acier.

	sans régénération thermique	avec régénération thermique
sable neuf (silice: 50\$/t, livré; chromite: 150\$/t, livré)	433 300	122 400
frais d'enfouissement (22\$/t)	89 300	8 900
coûts énergétiques (14\$/t)	0	56 800
coûts d'opération (6\$/t)	0	24 300
Investissement amorti de 893 000 (22\$/t) valeur résiduelle nulle	0	89 300
Total	522 600	301 700

On estime les économies engendrées par la régénération thermique à 220 900\$/an et un retour sur l'investissement de 4 ans. Les responsables de cette fonderie prévoient des augmentations à courts et à moyens termes des frais d'enfouissement. Ces frais feront chuter rapidement le temps requis de retour sur l'investissement.

#### ***Fonderie Magotteaux***

La fonderie Magotteaux Canada, située à Magog, est propriété de Magotteaux International Inc., une société Belge. Elle possède deux fonderies au Québec, l'une à Magog, qui produit du matériel pour concasseur d'agrégat (blindage, boulets, etc), et l'autre à Dunham, qui produit entre autres des plaques pour les broyeurs de fibres destinés à l'industrie des pâtes et papiers. Cette fonderie utilise approximativement 7400



tonnes de sable par an pour ses opérations. Ce sable est à 60% du sable de silice que l'on mélange à un liant organique (procédé Alphaset de Borden), le reste étant du sable vert. Elle doit acheter annuellement 2415 tonnes de sable (86\$/t en moyenne) pour combler les trois types de rejets:

- la manipulation et le transport du sable neuf produisent des poussières récupérables (mais non-utilisables) occasionnant des pertes de 5% du sable neuf (115 t/an),
- un traitement pneumatique et mécanique servant actuellement à la régénération produit 1265 t/an (20% de la quantité traitée) de particules fines que l'on enfouit,
- pour les mêmes raisons que la Fonderie canadienne de l'acier, Magotteux effectue une purge de 1035 t/an de sable usé.

Éventuellement, l'ensemble des sables (2300 t/an) est acheminé à la compagnie Laidlaw pour enfouissement sanitaire. Les frais d'enfouissement sont actuellement de 35\$/t (transport compris) et augmentent de 30% par année depuis quelques années. La société Laidlaw opère présentement son site d'enfouissement en effectuant une récupération et un traitement du lixiviat. Elle a l'intention d'utiliser dans l'avenir des géomembranes qui vont faire passer les coûts d'enfouissement à 85\$/t.

Magotteux étudie les possibilités de régénération thermique pour ses purges de sables usés (1035 t/an). Le tableau 4.2 fait aussi la comparaison entre le statu quo et l'ajout de la régénération thermique. Magotteux compte utiliser un broyage pneumatique de faible intensité en guise de prétraitement du sable avant la régénération thermique. On suppose 10% de pertes par la production de particules fines lors de ce prétraitement et 10% supplémentaire lors de la régénération thermique, ce qui donne 837 t/an de sable réutilisable. Les achats annuels de sable seraient réduits à 1540 t/an, soit une réduction de 33%. On utilise les coûts de traitement présentés précédemment.

Tableau 4.2: comparaison annuelle des coûts associés aux sables avec et sans régénération thermique, pour la fonderie Magotteaux.

	sans régénération thermique	avec régénération thermique
sable neuf (86\$/t, livré)	207 690	132 400
frais d'enfouissement (35\$/t, transport inclus)	80 500	53 900
coûts énergétiques (14\$/t)	0	13 000
coûts d'opération (6\$/t)	0	5 600
Investissement amorti de 205 000 (22\$/t) valeur résiduelle nulle	0	20 500
Total	238 190	225 400

On estime les économies engendrées par la régénération thermique à 62 800\$/an et un retour sur l'investissement de 3.3 ans. Ces économies passent à 100 800\$/an si l'on considère des frais d'enfouissement de 85\$/an, avec un retour sur l'investissement réduit à 2.0 ans.

L'utilisation de sable régénéré thermiquement réduit la part de sable régénéré mécaniquement dans les moules, ce qui a pour effet de réduire la quantité de résine requise dans le mélange résine/sable. En effet, la mauvaise adhésion de la résine fraîche sur un sable contenant encore de la résine usé oblige les fonderies à utiliser une quantité supplémentaire de résine. On utilise parfois plus du double de la quantité de résine normalement requise. La régénération thermique permet donc des économies

supplémentaires qui devraient s'ajouter aux économies de sables. Ces économies sont importantes et augmentent l'attrait de la régénération thermique en réduisant d'avantage le retour sur l'investissement.

#### **4.4 Description et caractéristiques des sables utilisés**

Comme mentionné précédemment, les sables de fonderie ont été choisis comme première application pour mettre à l'essai la technologie et l'unité expérimentale. Les sables utilisés sont de trois types différents et ont été choisis en fonction de la tâche à accomplir. Un quatrième type de sable est présenté car il est envisagé pour la suite des essais de démonstration.

##### **4.4.1 Sable de fonderie régénéré**

Le premier type de sable utilisé est un sable de fonderie régénéré provenant d'une autre unité de régénération des sables: l'unité gaz-contact. Ce sable est utilisé pour effectuer les essais préliminaires servant à identifier et régler les problèmes d'opération et pour établir les procédures d'opération. Ce sable est choisi puisqu'on désire, par ces essais, vérifier s'il y a formation d'agglomérats dans le lit de sable en opération à haute température. On sait que ce sable est susceptible de s'agglomérer car il contient des composés à faibles point de fusion.

En effet, on impute la formation des agglomérats à la présence dans le sable de composés à faible point de fusion ( $<1000^{\circ}\text{C}$ ) comme les métaux alcalins, les métaux alcalino-terreux, sous forme d'oxyde ou d'halogénures (Freeman, 1989). Il est connu que ces métaux sont contenus dans les résines organiques à base d'esters phénoliques

(Alphaset). Les métaux alcalins (Li, Na, K, Rb, Cs, Fr) ne se retrouvent jamais à l'état élémentaire dans la nature, car ils réagissent vivement et complètement avec presque tous les non-métaux. Les alcalins sont les plus mous des métaux et ils ont un point de fusion très bas. Les métaux alcalino-terreux (Be, Mg, Ca, Sr, Ba, Ra) ne se trouvent jamais sous forme métallique dans la nature, car, comme les alcalins, ce sont des réducteurs très réactifs et ils réagissent aisément avec de nombreux non-métaux (Mahan, 1977).

Une analyse par activation neutronique, réalisée à l'Institut de génie nucléaire de l'École Polytechnique, confirme la présence de ces composés (tableau 4.3). Les composés suivants, détectés en concentrations relativement élevées, proviennent d'oxyde ou d'halogénures ayant des points de fusions faibles: l'aluminium, le potassium, le calcium, le manganèse, le sodium, le chrome, le magnésium et le zinc, pour un total d'environ 1% (atomique). Cette analyse exclut tous les composés ayant une masse atomique inférieure à celle du carbone.

Le tableau 4.4 présente quelques composés ayant des points de fusion faibles et pouvant se retrouver dans le sable régénéré. Il n'est pas surprenant de retrouver ces composés dans le sable régénéré car il est connu que les alcalins contenus dans un sable usé restent en partie dans ce sable après régénération thermique (Bralower et Burditt, 1988).

On peut affirmer que ce sable nous permet d'affronter des conditions d'opérations défavorables. Les procédures d'opération sont conçues pour éviter le plus possible les problèmes d'agglomération même en conditions défavorables.

Tableau 4.3: analyse de la composition d'un échantillon de sable régénéré par activation neutronique.

<b>atome</b>	<b>concentration (ppm, atomique)</b>
silice (Si)	467 000 (46.7%)
fer (Fe)	4636 (0.4636%)
zirconium (Zr)	3720
aluminium (Al)	3530
potassium (K)	3334
chrome (Cr)	1827
manganèse (Mn)	502
magnésium (Mg)	440
sodium (Na)	200
calcium (Ca)	171
titane (Ti)	133
hafnium (Hf)	110
zinc (Zn)	35
baryum (Ba)	29
nickel (Ni)	25

précision:  $\pm 5\%$

Tableau 4.4: composés à faible point de fusion possiblement contenus dans le sable régénéré.

composé	point de fusion (°C)
<i>oxydes de potassium</i>	
K <sub>2</sub> O	350
K <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	490
KO <sub>2</sub>	380
K <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	430
<i>halogénures métalliques</i>	
AlCl <sub>3</sub>	190
KCl	770
MnCl <sub>2</sub>	650
CrCl <sub>2</sub>	824
MgCl <sub>2</sub>	714
NaCl	801
CaCl <sub>2</sub>	782
ZnCl <sub>2</sub>	283

#### 4.4.2 Sable de fonderie neuf

Le second type de sable utilisé est un sable de fonderie neuf (sable de silice), c.-à-d. un sable n'ayant jamais contenu de résine. Ce sable est utilisé pour effectuer les essais de sélection du brûleur pour l'unité. En effet, le comportement et les performances

environnementales des deux brûleurs en présence de sable doit être étudié (chapitre 7). Ces essais sont faits avec du sable neuf pour éviter tous problèmes d'opération causés par les conditions extrêmes parfois utilisées lors de ces caractérisations. Le diamètre moyen de ce sable est de 150 microns. Le tableau 4.5 présente l'analyse par activation neutronique de ce sable, en guise de comparaison avec le sable régénéré. Les concentrations sont aussi en ordre décroissant.

#### **4.4.3 Sables usés de la fonderie Magotteaux**

Le troisième type de sable utilisé est un sable de fonderie usé provenant de la fonderie Magotteaux. Un des objectifs de cette étude était de contacter une fonderie intéressée par une technologie de régénération des sables, désireuse de collaborer au programme de recherche et en mesure de fournir du sable neuf et usé pour les essais. Après avoir pris contact avec une vingtaine de fonderies, c'est la fonderie Magotteaux (section précédente) qui s'est avérée être la plus intéressante (et intéressée). Elle a accepté de nous fournir du sable neuf et usé, provenant de ses deux usines. Le sable usé est un sable à liant organique de type "Alphaset" développé par la société américaine Borden.

Les sables usés de cette fonderie sont utilisés pour les essais préliminaires de démonstration de la faisabilité du traitement. Le tableau 4.6 présente les principales caractéristiques physiques de ces sables usés. Le diamètre moyen est obtenu à l'aide d'un analyseur de particule Brinkmann. Le pourcentage de résine est obtenu par la méthode de pertes aux feux utilisée chez les fonderies. Le tableau 4.7 présente l'analyse par activation neutronique de ces sables usés. On remarque que l'analyse est relativement semblable à celle du sable régénéré.

Tableau 4.5: analyse de la composition d'un échantillon de sable neuf par activation neutronique.

<b>atome</b>	<b>concentration (ppm, atomique)</b>
silice (Si)	458 000 (45.8%)
fer (Fe)	296
aluminium (Al)	281
magnésium (Mg)	<200
chrome (Cr)	158
calcium (Ca)	129
zirconium (Zr)	118
titane (Ti)	78
potassium (K)	48
sodium (Na)	36
chlore (Cl)	10
manganèse (Mn)	7
baryum (Ba)	5
hafnium (Hf)	3
zinc (Zn)	2

précision:  $\pm 5\%$



Tableau 4.6: caractéristiques physiques des sables usés de la fonderie Magotteaux.

<b>Provenance du sable</b>	<b>diamètre moyen (<math>\mu\text{m}</math>)</b>	<b>% humidité</b>	<b>% de résine</b>
Magog	315	0.05	1.3
Dunham	305	0.51	1.7

La caractérisation des sables de fonderie usés passe par la détermination de la chaleur de combustion et de la cinétique d'incinération de la résine contenue dans ces sables. Ces informations, quoique non essentielles pour la présente étude, seront plus tard utilisées pour effectuer les différents bilans d'énergie et de matière sur l'unité. Nous exposons brièvement dans les lignes qui suivent les techniques utilisées pour déterminer ces informations ainsi que l'approche employées pour évaluer les paramètres de la cinétique.

#### ***Chaleur de combustion***

Nous avons utilisé un appareil de calorimétrie différentielle pour déterminer la chaleur de combustion des sables de fonderie. Cet appareil mesure la différence entre les flux de chaleur émanant d'un échantillon et d'une référence, les deux étant soumis à un flux de chaleur dans un four. Dans le cadre de notre étude, nous avons comparé la différence de flux de chaleur entre un échantillon de sable contenant de la résine usée et une référence de sable propre. Selon cette technique, la chaleur de combustion de l'échantillon est proportionnelle à l'aire sous la courbe de cette différence de flux de chaleur tracée en fonction du temps.

Tableau 4.7: analyse de la composition d'échantillons du sable usé de Magog et de Dunham (fonderie Magotteaux) par activation neutronique.

<b>atome</b>	<b>Magog, conc. (ppm, atomique)</b>	<b>Dunham, conc. (ppm, atomique)</b>
silice (Si)	502 000 (50.2%)	492 000 (49.2%)
aluminium (Al)	2659	6392
potassium (K)	987	5620
fer (Fe)	3400	2523
zirconium (Zr)	2657	1933
calcium (Ca)	169	527
manganèse (Mn)	580	493
sodium (Na)	1128	347
chrome (Cr)	2092	275
magnésium (Mg)	391	263
chlore (Cl)	81	149
titane (Ti)	195	143
zinc (Zn)	19	54
hafnium (Hf)	66	46
civre (Cu)	50	34

précision:  $\pm 5\%$

De façon simple, on peut dire que:

$$\Delta H m = K a \quad (4.1)$$

où  $\Delta H$  est la chaleur de combustion,  $m$  est la masse de l'échantillon,  $K$  est une constante et  $a$  est la surface sous la courbe. La constante de calibration  $K$  est affectée par la géométrie du four et par la conductivité thermique des supports à échantillon. On calibre l'appareil à l'aide d'une substance dont la chaleur de transition est connue pour tenir compte des particularités de l'appareil. L'indium a été utilisé pour calibrer notre appareil. Le lecteur est invité à consulter le volume "Thermal Analysis" de Wendlandt (1986) pour plus de détails sur cette technique.

Les résultats de chaleur de combustion sont présentés au tableau 4.8 pour les sables de Magog et de Dunham. Ces valeurs sont des moyennes de trois expériences de calorimétrie différentielle. La figure D.1 à l'annexe D présente une de ces expériences.

Tableau 4.8: résultats de chaleur de combustion.

<b>Provenance du sable</b>	<b><math>\Delta H_c</math> (J/g d'échantillon)</b>	<b><math>\Delta H_c</math> (J/g de résine)</b>
Magog	-209.0	-16080
Dunham	-361.3	-21250

Il est intéressant de constater que les chaleurs de combustion par unité de masse de résine sont semblables que le sable provienne de l'usine de Magog ou de Dunham. Ce résultat s'explique principalement par le fait que ces deux usines utilisent le même type de résine organique.

### *Cinétique d'incinération*

Nous avons utilisé un appareil qui regroupe les techniques d'analyse thermogravimétrique et d'analyse thermique différentielle pour caractériser la cinétique d'incinération des sables de fonderie de Magog et de Dunham.

L'analyse thermique différentielle est basée sur la mesure de la différence de température entre un échantillon et une référence, les deux étant soumis à une lente augmentation de température dans un four. Cette mesure peut, entre-autre, être exploitée pour déterminer la chaleur de combustion de l'échantillon mais on lui a préféré une analyse par calorimétrie différentielle (section précédente) pour des raisons de précision.

L'analyse thermogravimétrique est basée sur la mesure de la différence entre la variation de poids d'un échantillon et d'une référence, les deux étant placés sur une balance comparative extrêmement précise dans un four. Pour notre étude, nous avons mesuré la perte de masse d'un échantillon de sable usé par rapport à la perte de masse d'un échantillon de sable propre. Cette mesure a été transformée en termes de conversions qui ont pu être exprimées en fonction du temps et de la température.

La figure D.2 présente un exemple de graphique de la perte de masse (TG), de la différence de température (DTA) et de la température, le tout en fonction du temps. On remarque que lors de cette expérience, l'accroissement de la température était programmé à 10°C/min et que le milieu gazeux dans le four était contrôlé de façon à avoir une concentration d'oxygène de 12%. La figure 4.1 présente en trait pointillé les valeurs de

conversion de la résine, tirées de la courbe de perte de masse, en fonction du temps et de la température.

L'approche utilisée pour caractériser la décomposition-combustion de la résine exploite ces valeurs de conversion pour déduire les paramètres du modèle cinétique proposé:

$$dX/dt = A \exp(-E/RT) (1-X)^n P_{O_2}^m \quad (4.2)$$

où:

X: conversion de la résine

t: temps (min)

A: facteur préexponentiel (kg de résine/kg de sable/min)

E: énergie d'activation (J/mole)

R: constante des gaz (8.341 J/mole/K)

T: température (K)

$P_{O_2}$ : pression partielle d'oxygène (atm)

n, m: paramètres

Les valeurs de conversion expérimentales ont été lissées directement avec la forme intégrée du modèle proposé. L'énergie d'activation des réactions de décomposition-combustion a été évaluée à 38269 joules par mole de résine. L'expression finale du modèle de vitesse est la suivante:

$$dX/dt = 848.3 \exp(-38269/RT) (1-X)^1 P_{O_2}^{0.19} \quad (4.3)$$

La figure 4.1 présente un exemple (12% d'oxygène) de prédictions de conversion de ce modèle en trait plein.

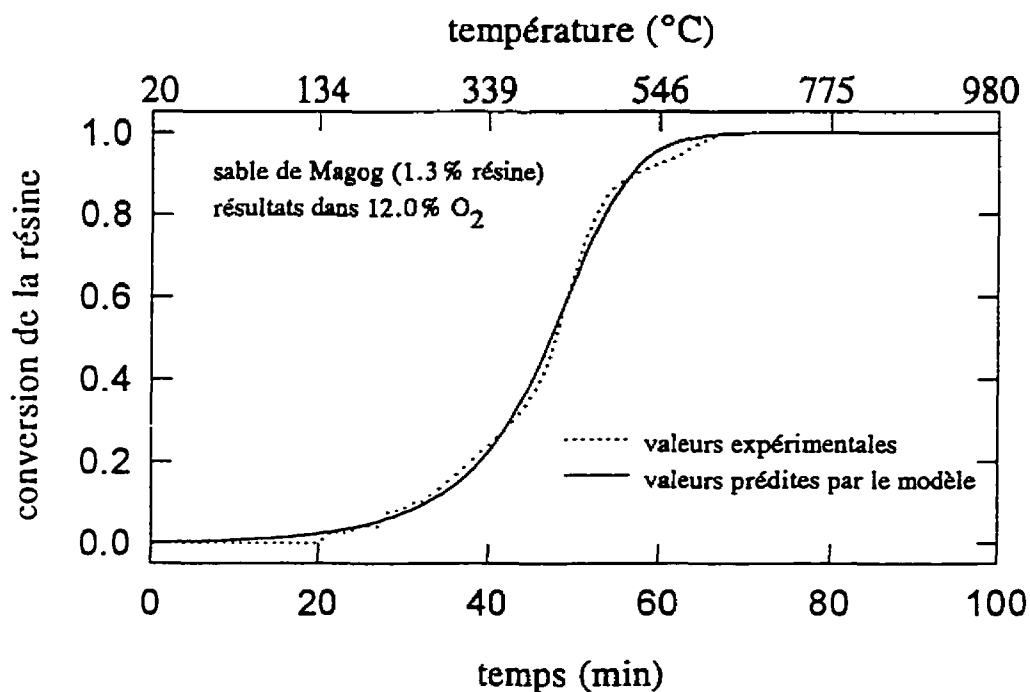


Figure 4.1: conversion en fonction du temps et de la température.

#### 4.4.4 Sables usés de la fonderie Montupet

On songe utiliser ces sables provenant de la fonderie Montupet, une fonderie d'aluminium, pour la suite des essais de démonstration compte tenu de leur tendance beaucoup moins marquée à l'agglomération. Le liant organique contenu dans ces sables

est à base d'uréthanes phénoliques (procédé Ashland ou Isocure). Ce liant est principalement composé:

- d'une résine de phénol-formaldéhyde dissoute dans un solvant,
- d'un isocyanate polymérisé dissout dans un solvant,
- d'un amine catalyseur sous forme liquide.

Ce liant n'est pas reconnu comme difficile à éliminer thermiquement, contrairement aux liants à base d'ester phénoliques. Ce sable n'a pas pris en masse lors des essais de pertes aux feux à plus de 1000°C, contrairement aux sables de Magotteaux, qui contiennent le liant à base d'ester phénoliques. Les caractéristiques du sable utilisé de Montupet sont présentées au tableau 4.9. (Guy et coll., 1993b). Le tableau 4.10 présente l'analyse par activation neutronique de ces sables.

Tableau 4.9: caractéristiques physiques des sables utilisés de la fonderie Montupet.

caractéristiques	
densité (kg/m <sup>3</sup> )	2651
diamètre moyen (µm)	297
% massique de résine	1.52

En comparant le tableau 4.10 au tableau 4.7, on remarque que les sables utilisés de la fonderie Montupet contiennent beaucoup moins de composés contenant des oxydes ayant de faibles points de fusion, que les sables utilisés de la fonderie Magotteaux.

Tableau 4.10: analyse de la composition d'un échantillon du sable usé de Montupet par activation neutronique.

<b>atome</b>	<b>concentration (ppm, atomique)</b>
silice (Si)	463 000 (46.3%)
fer (Fe)	2324
aluminium (Al)	464
sodium (Na)	361
calcium (Ca)	321
magnésium (Mg)	<200
potassium (K)	68
titane (Ti)	61
zirconium (Zr)	24
chlore (Cl)	19
cuiivre (Cu)	16
zinc (Zn)	14
manganèse (Mn)	10
chrome (Cr)	5
baryum (Ba)	4

précision:  $\pm 5\%$



## **CHAPITRE 5**

### **PROBLÈMES OPÉRATOIRES, ÉTABLISSEMENT DES PROCÉDURES ET QUANTIFICATION DU TAUX DE CIRCULATION**

On présente dans ce chapitre les remarques pertinentes concernant les essais préliminaires visant à identifier et régler les problèmes opératoires. Les problèmes importants sont principalement de deux types: les problèmes d'opération reliés à l'agglomération et le besoin d'avoir un moyen simple d'estimation du taux de circulation.

#### **5.1 Agglomération et procédures opératoires**

Comme mentionné au chapitre précédent, un sable de fonderie régénéré est utilisé pour effectuer les essais préliminaires servant à identifier et régler les problèmes d'opération potentiels et à établir les procédures d'opération. Le phénomène d'agglomération a effectivement été observé lors des essais préliminaires. Le sable régénéré forme de petites boules d'agglomérats qui bloquent les trous permettant le passage du sable de la zone annulaire au tube de montée. Ces agglomérats se forment dans les zones chaudes du lit de sable, c.à.d. les zones de l'annulaire où le sable est en contact avec le tube de montée et, sur les parois internes du tube de montée, entre le brûleur et les trous d'accès du sable.

Une légère modification a été apportée à la base du tube de montée. L'ajout d'une pièce conique entre le brûleur et les trous d'accès du sable a permis d'éliminer une zone morte, source observée d'accumulation de solide et d'agglomération. La figure 5.1 présente un schéma de la base du brûleur avec cette pièce. Des tests comparatifs sans sable ont

montré que l'ajout de cette pièce n'a pas affecté les performances environnementales des brûleurs.

Les problèmes d'agglomération peuvent être contrôlés en respectant un protocole qui évite les situations favorisant l'agglomération. Les procédures de démarrage, de préchauffage, d'opération et d'arrêt sont détaillées à l'annexe E. On présente dans les lignes qui suivent les constatations opératoires importantes qui sont à la base de ces procédures.

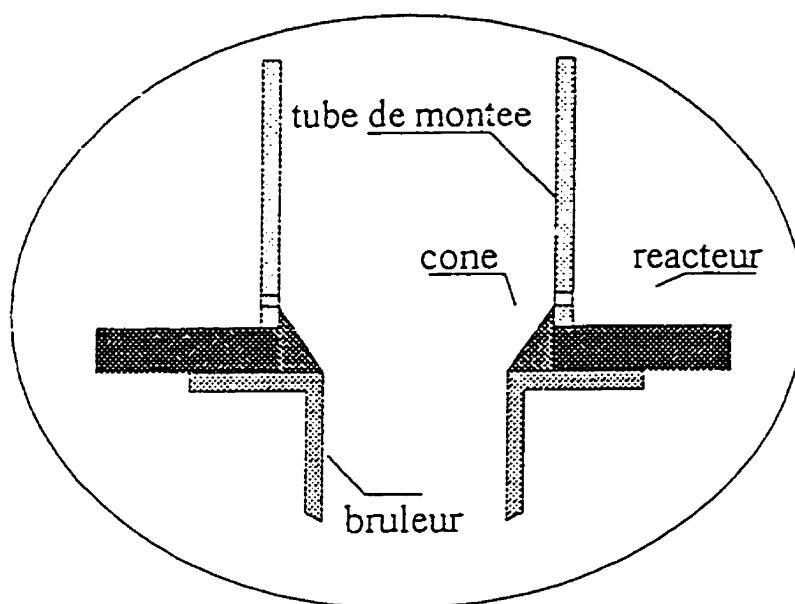


Figure 5.1: pièce conique ajoutée entre le brûleur et les trous d'accès du sable.

Ainsi, le préchauffage du lit doit être fait graduellement et avec une hauteur importante de lit que l'on doit mettre graduellement en circulation. L'utilisation de petites quantités de sable en cuvée et sans circulation crée des conditions propices à l'agglomération, compte tenu des températures élevées des parois internes de l'unité et de l'immobilité du sable. Cette période de préchauffage (en cuvée) est requise pour augmenter graduellement la température du tube de montée et du lit de sable avant d'alimenter et de soutirer du sable dans l'unité. Cette période peut durer entre 15 et 20 heures, selon les conditions opératoires, avant d'avoir un régime permanent stable en cuvée. Cette période est relativement longue, principalement à cause des pertes thermiques de l'unité. Une unité de plus grande taille (plus adiabatique) ou une isolation extérieure permettrait de réduire cette période de préchauffage.

Durant cette période, l'injection de sable froid sur la flamme du brûleur, provoque de fortes émissions de CO (>4500 ppm) et d'imbrûlés. La présence d'imbrûlés a été détectée par une analyse chromatographique. Il est plus que probable qu'il y a une relation entre la production de CO et d'imbrûlés: les deux dépendent de la qualité du mélange et de la température de combustion. Le taux de circulation doit être augmenté graduellement car de trop forts taux peuvent éteindre la flamme. Une certaine circulation de sable doit toujours être maintenue puisque le sable immobile lors de la montée en température peut s'agglomérer.

L'extraction des fumées de combustion par un ventilateur est nécessaire car sinon une partie des fumées se condense dans le sable présent dans la vis d'alimentation pour éventuellement former une croûte avec le sable et bloquer cette dernière.

L'inertie thermique de l'unité est très grande. Par exemple, la modification d'un des débits lorsque le régime permanent est atteint en cuvée, implique une attente de 3 à 4 heures avant d'obtenir un nouveau régime permanent. L'alimentation (et le soutirage par trop plein) de sable peut être faite lorsque le régime est établi préalablement en cuvée,

aux conditions choisies. Le nouveau régime permanent est aussi atteint dans des délais de l'ordre de 3 à 4 heures. Les émissions atmosphériques sont faibles lorsque les régimes thermiques sont établis. Des valeurs quantitatives sont données aux chapitres qui suivent.

Le débit de solide ne doit pas être trop élevé par rapport au taux de circulation. Le cas échéant, la température du sable dans le lit chute et la flamme peut éteindre. L'expérience acquise montre que le débit de solide ne peut être supérieur à 50 kg/h dans les conditions actuelles de l'unité (chapitre 3) compte tenu du taux de circulation maximal et de la puissance du brûleur.

## **5.2 Taux de circulation et traçage thermique**

La quantification du taux de circulation du sable est vite devenue une préoccupation majeure. Le programme de recherche prévoit la réalisation d'essais visant à calibrer le taux de circulation en fonction de la perte de charge dans le tube de montée (pour une vitesse donnée), qui peut être mesurée facilement. Le traçage radioactif sera utilisé à cette fin. Cette méthode nous permettra de mesurer le temps de séjour moyen d'un "paquet" de particules radioactives dans les différentes zones de l'unité. Une approche plus simple de traçage a été étudiée pour estimer approximativement le taux de circulation: le "traçage thermique". Cette méthode simple est basée sur la mesure du temps que prend une "impulsion" de sable froid pour parcourir une distance annulaire entre trois niveaux de thermocouples dans un lit de sable chaud.

Quelques essais préliminaires ont été faits pour mettre à l'épreuve cette méthode. Des thermocouples ont été placés au centre du lit sur trois niveaux (TABB, TAB et TAM) et sur trois angles séparés de 120° (voir section 3.3). Une hauteur de sable de 130 cm est utilisée pour que TAM soit complètement dans le lit. Quelques kilos de sable froid

sont alimentés le plus rapidement possible sur un lit de sable préchauffé en cuvette (550 à 900°C). La descente axiale du sable froid est enregistrée dans l'annulaire. La figure 5.2 présente un enregistrement du passage du sable froid qui se réchauffe au fur et à mesure de sa descente.

L'amplitude des réponses de température n'est pas identique d'un thermocouple à l'autre car la distribution du sable sur le dessus du lit n'est pas complètement uniforme lors de l'injection de sable froid. Le temps moyen nécessaire pour passer de la hauteur 1 (TAM) à la hauteur 2 (TAB) est estimé à 11.2 minutes ce qui donne un taux de circulation de 20.4 kg/m<sup>2</sup>/s, si on considère un écoulement piston d'une hauteur à l'autre. Cette hypothèse reste à confirmer. Cependant, elle semble relativement bonne puisque le temps moyen nécessaire pour passer de la hauteur 2 (TAB) à la hauteur 3 (TABB) est estimé à 10.3 minutes pour un taux de circulation de 22.1 kg/m<sup>2</sup>/s, ce qui est comparable. Cette légère augmentation de vitesse dans le bas de l'unité pourrait être imputable à une petite diminution de la section d'écoulement causée par la présence d'une zone morte.

La méthode de traçage thermique est prometteuse car elle pourrait fournir dans l'avenir, une façon simple et plus rapide de calibrer le taux de circulation en fonction de la perte de charge dans le tube de montée. Cette méthode devra d'abord être validée par le traçage radioactif.

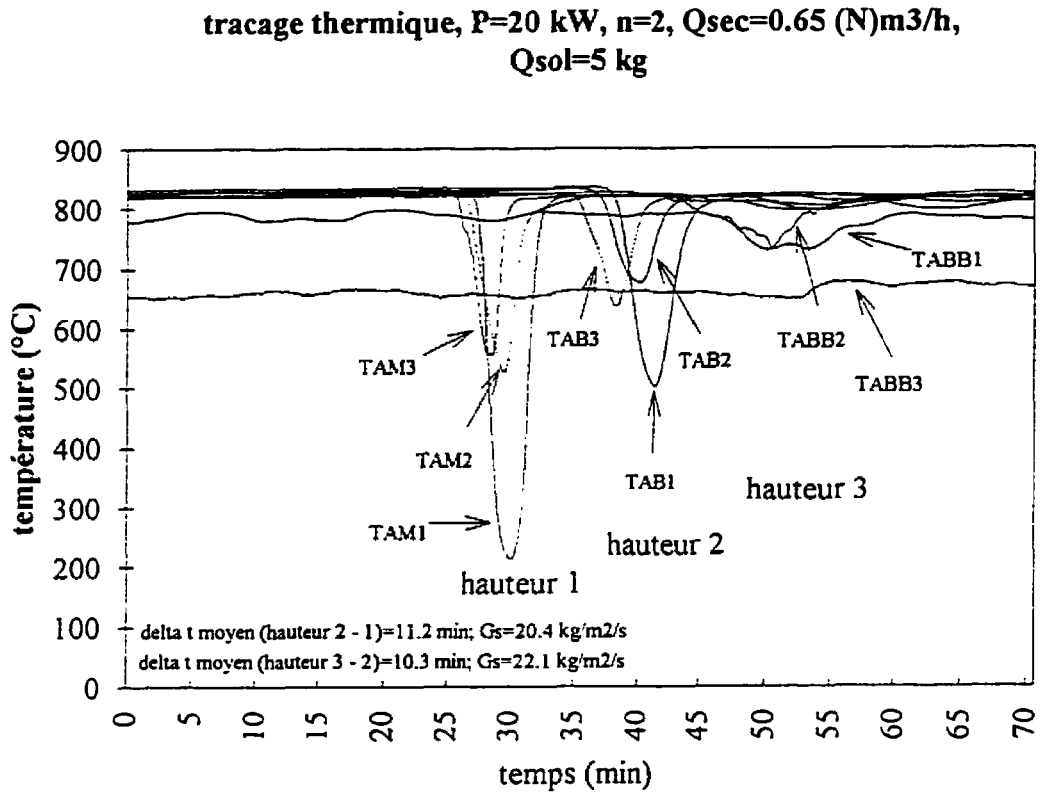


Figure 5.2: exemple d'essai de traçage thermique.

## **CHAPITRE 6**

### **CARACTÉRISATION DU BRÛLEUR CO-AXIAL DANS UNE ENCEINTE DE CONFINEMENT**

On présente dans ce chapitre les résultats d'une série d'expériences de caractérisation qui a été menée sur le brûleur co-axial avant sa mise à l'essai dans l'unité. La complexité plus grande de ce brûleur par rapport au brûleur à contre-rotation a rendu nécessaire ces essais. Cette complexité réside dans la possibilité d'ajuster l'impulsion des gaz à la sortie du brûleur. On désire d'abord étudier la conduite de ce brûleur en fonction des conditions opératoires, dans une enceinte permettant d'observer le comportement de la flamme. Ces essais permettent d'éliminer les problèmes d'allumage, de déterminer les conditions de mauvaise combustion ou pouvant mener à des pertes de la flamme. On utilise ces essais pour caractériser les plages de fonctionnement et les limites du brûleur avant son installation sur l'unité.

On étudie les effets du taux d'aération, de la puissance, de l'impulsion du gaz et de l'impulsion de l'air sur le profil axial de température dans l'enceinte, sur les performances environnementales et sur la longueur de flamme, qui dépend de la turbulence et de la qualité du mélange.

Le brûleur est installé à la base d'une enceinte (figure 6.1), qui est simplement un tube vertical en acier doux de mêmes dimensions que le tube de montée de l'unité: 7.79 cm de diamètre intérieur et 152 cm de longueur. De petites fentes sont faites en alternance sur toute la longueur du tube. Ces fentes nous permettent de prendre le profil axial de température et de pouvoir observer la flamme.

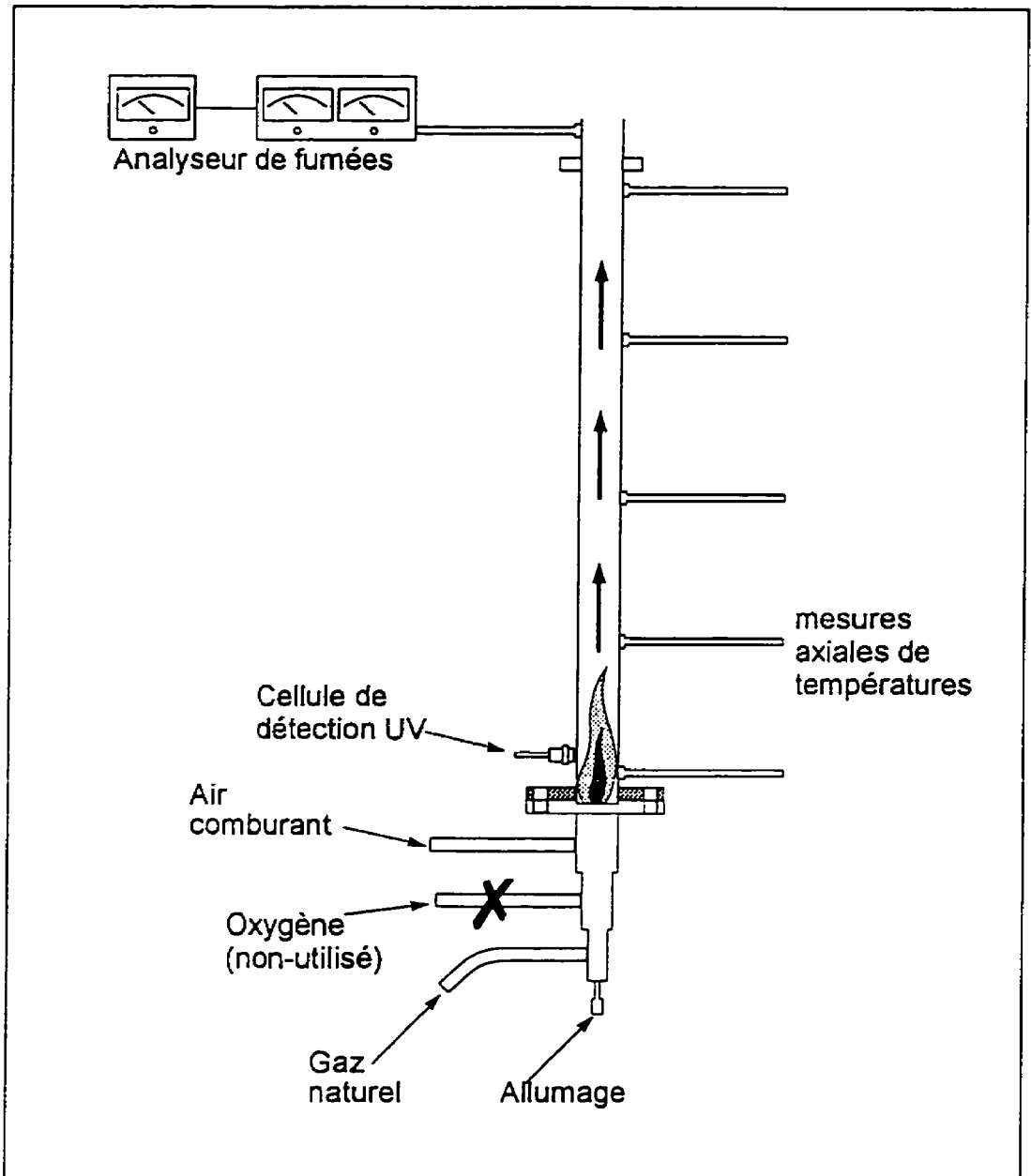


Figure 6.1: enceinte de confinement utilisée lors des essais sur le brûleur co-axial.



Bien que ces profils de température soient biaisés par les entrées d'air provenant des fentes, ils permettent quand même une comparaison qualitative des conditions opératoires. Il en va de même pour les longueurs de flamme apparentes observées lors de ces essais. Les concentrations de CO et de  $\text{NO}_x$ , à la sortie du tube, sont corrigées en calculant la quantité d'air parasite entrant dans le tube pour un essai donné. Cette quantité est estimée en faisant un bilan sur l'oxygène en connaissant ce qui entre en air comburant et ce qui est mesuré en oxygène à la sortie du tube par l'analyseur de fumées.

On présente à la figure 6.2 un exemple de profil de température observé dans le tube, en fonction du taux d'aération. Pour cet essai, la puissance du brûleur est de 20 kW et l'ajustement des buses, noté (+10 mm, +10 mm), signifie que la buse d'air est enfoncée de 10 millimètres par rapport à la bride du brûleur et que la buse de gaz est enfoncée de 10 millimètres par rapport à la buse d'oxygène, qui est inactive. Cette configuration de buse correspond à des conditions de hautes impulsions. La position "0" est choisie comme étant le point central de l'axe du tube à l'intersection de la bride du tube et celle du brûleur. Comme prévu, une augmentation du taux d'aération abaisse le profil de température dans le tube, la quantité d'inerte à chauffer augmentant.

On présente à la figure 6.3 l'effet de la puissance du brûleur sur le profil axial de température, pour un taux d'aération constant de 1.5 et pour un ajustement de buse de (0,0), qui correspond à des conditions d'impulsions moyennes.

De même, on présente à la figure 6.4, l'effet de l'impulsion de la buse d'air sur le même profil pour un taux d'aération de 2, une puissance de 20 kW et la buse de gaz à impulsion moyenne (0 mm). On remarque que de hautes impulsions sur la buse d'air (+10 mm) augmentent la turbulence lors de l'éjection et provoquent une flamme compacte, stable et plus chaude qu'à impulsion moyenne (0 mm) ou à faible impulsion (buse d'air sortie de 10 mm).

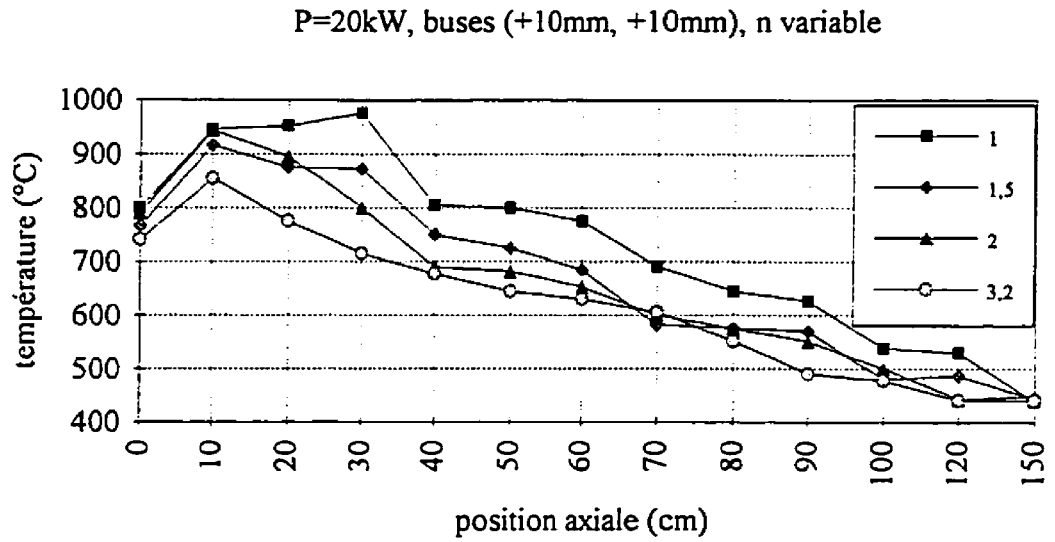


Figure 6.2: profil axial de température dans l'enceinte, en fonction du taux d'aération.

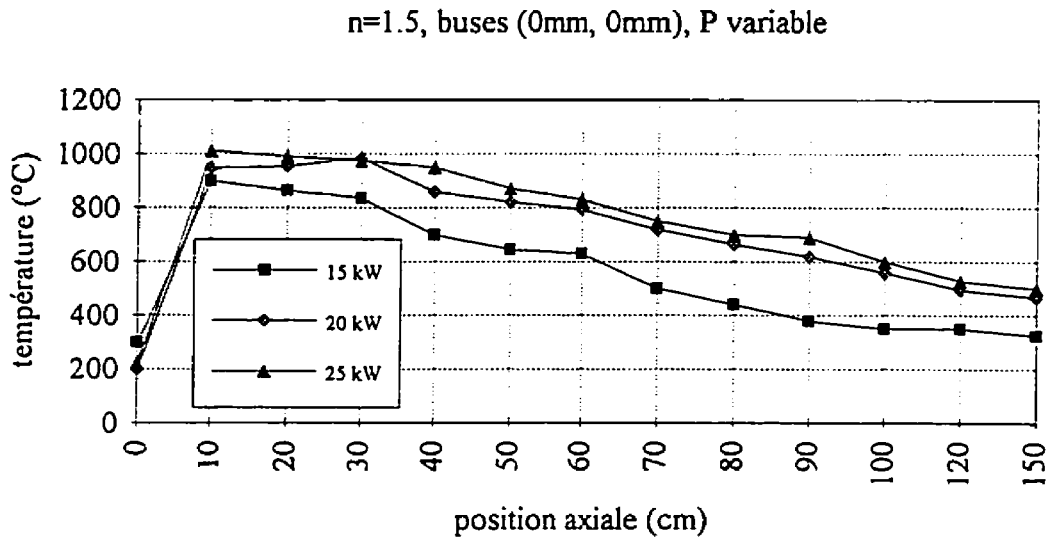


Figure 6.3: profil axial de température dans l'enceinte, en fonction de la puissance du brûleur.

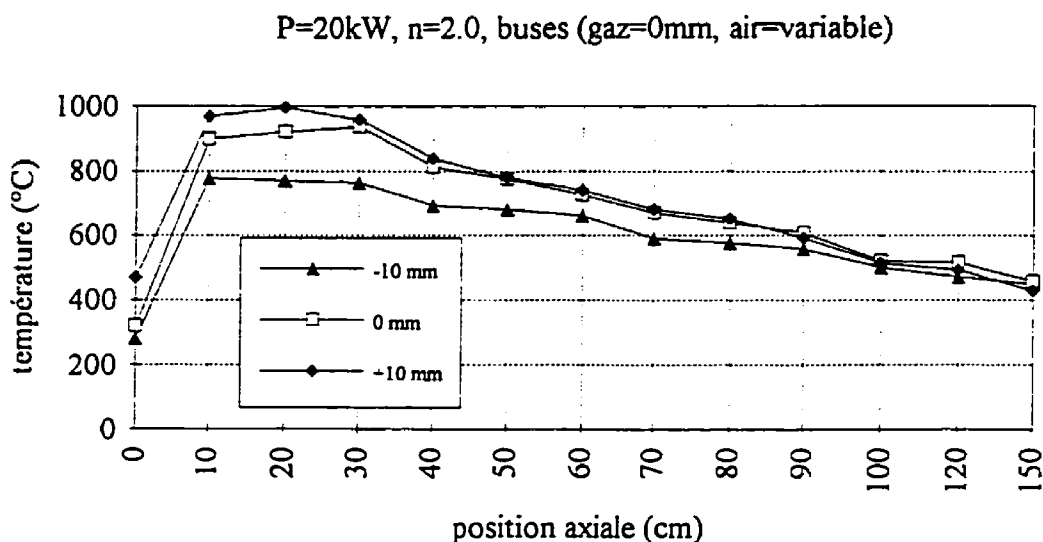


Figure 6.4: profil axial de température dans l'enceinte, en fonction de l'impulsion de la buse d'air.

La figure 6.5 expose l'effet du taux d'aération sur la longueur de flamme observée et ce, en fonction de divers agencements de buse. Par exemple, la notation "buse(0,+10)" signifie que la buse de gaz est alignée sur la buse d'oxygène (impulsion moyenne) et que la buse d'air est enfoncé de 10 mm par rapport à la bride du brûleur (haute impulsion). La longueur de flamme est estimée très approximativement à l'oeil et à l'aide du profil de température pour des fins de comparaison. On conclut que la flamme la plus compacte et la plus stable est observée aux conditions où l'impulsion est la plus élevée: position de buse (+10,+10) et taux d'aération élevé (3.2).

On a comparé la longueur de flamme expérimentale à la longueur de flamme prédite par la formule de Kissel (Association technique de l'industrie du gaz en France, 1983). Cette formule est incluse dans une approche qui veut que la longueur de flamme des brûleurs peut être estimée en corrigeant la longueur de flamme d'un jet libre pour tenir compte de la présence d'un confinement.

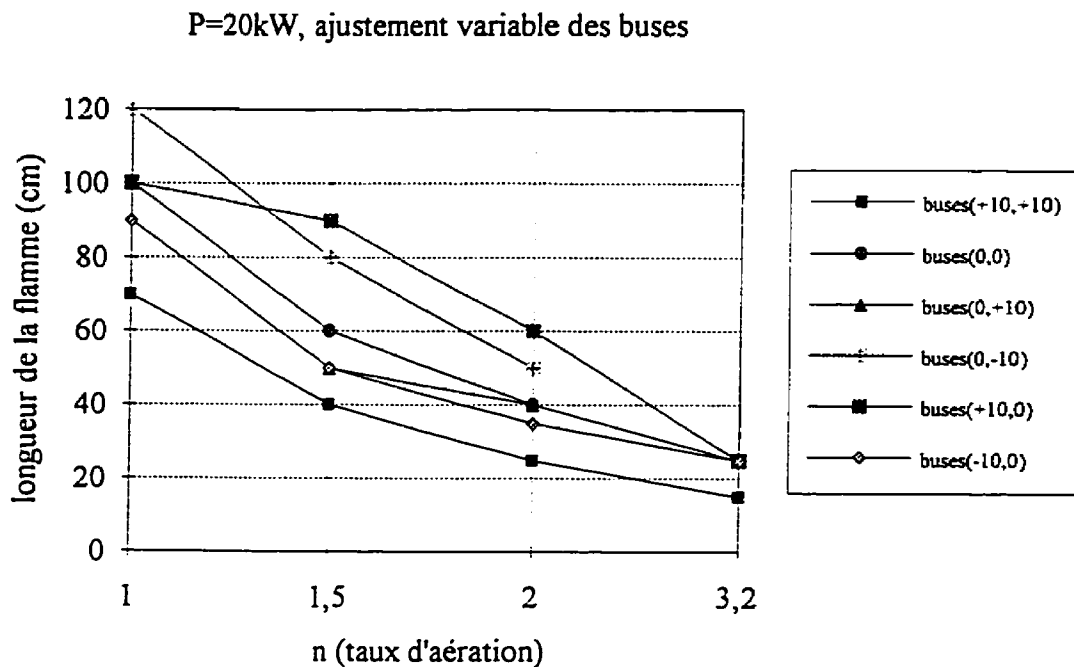


Figure 6.5: effet du taux d'aération sur la longueur de flamme observée en fonction de divers agencements de buse.

On simule la flamme du brûleur par un jet de combustible débouchant dans un four et aspirant de l'air pur et des produits de combustion recirculés dans l'enceinte. Selon cette approche, on doit d'abord estimer la longueur d'une flamme de diffusion turbulente en jet libre (sans confinement). Cette longueur est assimilée à la longueur où le mélange air-gaz est stoechiométrique en jet libre:

$$L_o = 6.65 \frac{q_t}{\sqrt{I_o} \rho_{mél}} (1 + V_a / d_{gl\alpha}) \quad (6.1)$$

où:

$L_o$ : longueur de flamme en atmosphère libre (m)

$q_i$ : débit massique de gaz (kg/s)

$I_o$ : impulsion du jet de gaz (N)

$\rho_{m\acute{e}l}$ : densité du mélange en fin de flamme (kg/m<sup>3</sup>)

$V_a$ : pouvoir comburivore (m<sup>3</sup> d'air/m<sup>3</sup> de combustible)

$d_{g/a}$ : densité du gaz par rapport à l'air

La présence d'une enceinte autour d'un jet provoque une modification de la distribution des vitesses et transforme une partie de la poussée de réaction du jet en pression. On observe une augmentation de pression en aval du brûleur et la formation d'un courant de recirculation des produits de combustion qui amène ces produits à proximité de l'injecteur. La distance nécessaire à l'obtention d'un mélange stoechiométrique et la longueur de flamme sont accrues puisque le combustible est en présence d'un mélange d'air et de produits de combustion.

Le débit recirculé peut être calculé en fonction de la distance à l'injecteur et d'un paramètre " $m_c$ " sans dimensions, le paramètre de Craya et Curtet:

$$m_c = \frac{I_o}{I_\infty} + \frac{I_a}{2 I_\infty} - 0.5 \quad (6.2)$$

où:

$m_c$ : paramètre de Craya et Curtet

$I_o$ : impulsion à l'injecteur primaire (impulsion du gaz) (N)

$I_a$ : impulsion du fluide secondaire (impulsion de l'air) (N)

$I_\infty$ : impulsion après mélange (N)

Le débit recirculé relatif  $q_r/q_t$  s'exprime en fonction de " $m_c$ ":

$$\tau = \frac{q_r}{q_t} = 0.43 (\sqrt{m_c} - 1.65) \quad (6.3)$$

où:

$q_r$ : débit massique recirculé (kg/s)

$q_t$ : débit massique total à l'entrée (kg/s)

On peut finalement estimer la longueur de flamme en atmosphère confinée à l'aide de la formule de Kissel qui introduit le rapport  $L/L_o$  (longueur de flamme en atmosphère confinée/longueur de flamme en atmosphère libre):

$$\frac{L}{L_o} = \frac{1}{\frac{(EA + 1) V_a + d_{ga}}{(V_a + d_{ga})} - \frac{\tau_r}{\tau_r + 1}} \quad (6.4)$$

où:

$L$ : longueur de flamme en atmosphère confinée (m)

$EA$ : excès d'air

$\tau_r$ : débit recirculé relatif ( $q_r/q_t$ )

La figure 6.6 compare la longueur de flamme expérimentale à la longueur de flamme prédite par cette formule, en fonction du taux d'aération pour une puissance de 20 kW et un agencement de buse à hautes impulsions (+10,+10). Bien que les valeurs expérimentales et que la méthode de Kissel soient imprécises, on peut expliquer que les valeurs expérimentales soient inférieures aux valeurs prédites par le surplus d'air comburant parasite provenant des fentes de notre tube d'essai.

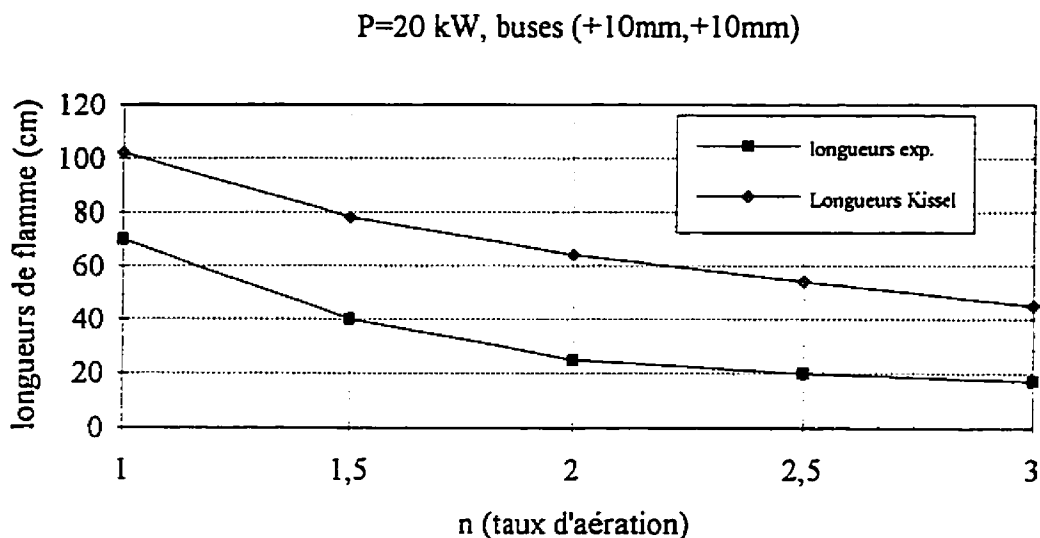


Figure 6.6: comparaison entre la longueur de flamme expérimentale à la longueur de flamme prédite par la méthode de Kissel.

Le bilan sur l'oxygène est encore mis à contribution pour estimer les quantités d'air parasite et le taux d'aération total. On présente à la figure 6.7 la même comparaison faite à la figure précédente, après avoir corrigé le taux d'aération en tenant compte de ces quantités d'air parasite. On a ajouté sur cette figure la fraction de l'apport de l'air parasite au taux d'aération total. Ainsi, lorsque le taux d'aération total est de 2.9, l'air parasite représente 66% de l'air alimenté à l'enceinte. On remarque que les longueurs prédites sont du même ordre de grandeur. On doit rappeler que les valeurs expérimentales sont davantage qualitatives et comparatives que quantitatives, compte tenu des difficultés pratiques d'estimer la longueur d'une flamme de façon expérimentale. On note aussi que cette correction du taux d'aération est discutable car les entrées d'air parasite ne représentent pas une réelle source d'air comburant au sens stricte du terme. Ces entrées font en sorte que le système s'apparente plus à une combustion étagée. L'approche de prédiction des longueurs de flamme ne peut tenir compte de cette forme d'entrée d'air.

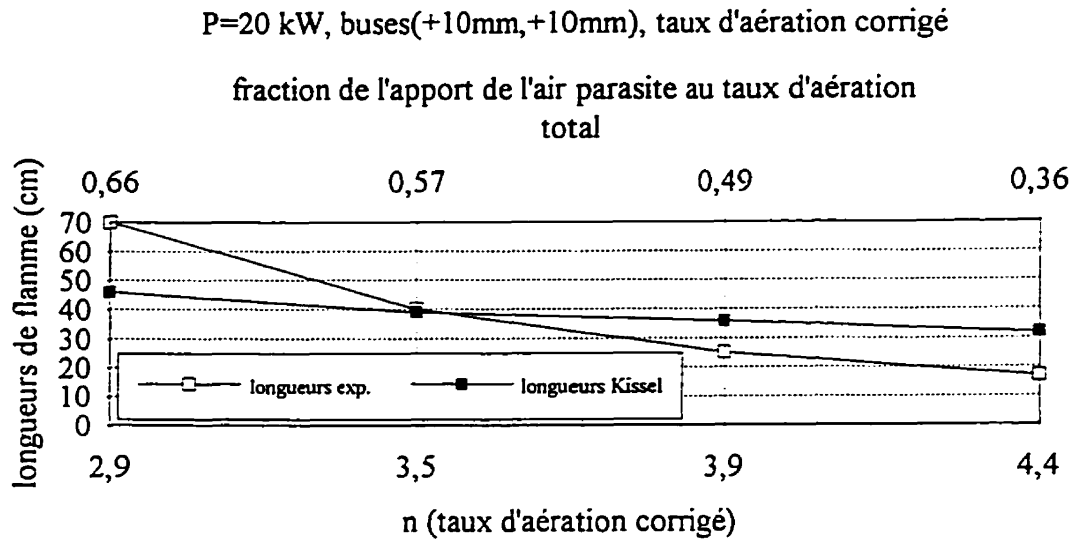


Figure 6.7: comparaison entre la longueur de flamme expérimentale à la longueur de flamme prédite, après correction du taux d'aération.



## **CHAPITRE 7**

### **ESSAIS DE SÉLECTION DU BRÛLEUR POUR L'UNITÉ**

On présente dans ce chapitre les résultats des essais visant à sélectionner un brûleur pour l'unité expérimentale. La démarche de sélection consiste à étudier le comportement et les performances environnementales des deux brûleurs en opération sans sable et avec du sable neuf. Les critères sur lesquels on se base pour sélectionner le brûleur le mieux adapté pour l'unité sont:

- les niveaux de pollution atmosphérique (CO, NO<sub>x</sub>) en opération sans sable et avec sable neuf,
- les plages d'opérabilité sans sable et avec sable neuf,
- la facilité de l'opération en présence de sable neuf.

#### **7.1 Essais comparatifs sans sable**

Les performances environnementales des brûleurs sans sable dans l'unité sont comparées dans cette sous-section. Ces essais sans sable sont réalisés sans préchauffage de l'unité et du tube de montée. Les essais effectués avec préchauffage de l'unité montrent que les hautes températures du tube de montée réduisent considérablement les émissions de CO dans les fumées de combustion.

On étudie l'effet du taux d'aération et de la puissance sur les émissions atmosphériques de CO et de NO<sub>x</sub>. Les concentrations volumiques apparaissant sur les figures de ce chapitre sont exprimées sur une base de 11% d'oxygène.

### ***Brûleur contre-rotation***

Le brûleur contre-rotation démontre une très bonne qualité de mélange en opération à 20 kW et pour des taux d'aération variant de 1 à 1.7, le pourcentage volumique de CO ne dépassant pas 3 ppm (figure 7.1). On observe cependant une rapide montée des quantités de CO produites lorsque le taux d'aération dépasse 2.

La quantité de NO<sub>x</sub> thermiques produite par ce brûleur varie de 42 ppm, à faible taux d'aération et hautes températures, pour atteindre des valeurs presque nulles, à haut taux d'aération et faibles températures. On observe que la puissance du brûleur a peu d'effet sur les émissions atmosphériques (figure 7.2).

### ***Brûleur co-axial***

On remarque en comparant la figure 7.3 et la figure 7.1 que le brûleur co-axial produit environ la moitié moins de NO<sub>x</sub> que le brûleur contre-rotation. Cependant, les quantités de CO produite par le brûleur contre-rotation sont moins importantes pour toute la plage de taux d'aération.

On peut faire la même remarque en comparant la figure 7.4 et la figure 7.2. Il semble donc que le brûleur co-axial, qui effectue le mélange "au nez" de l'air comburant et du gaz, n'arrive pas à faire un aussi bon mélange que le contre-rotation en absence de sable.

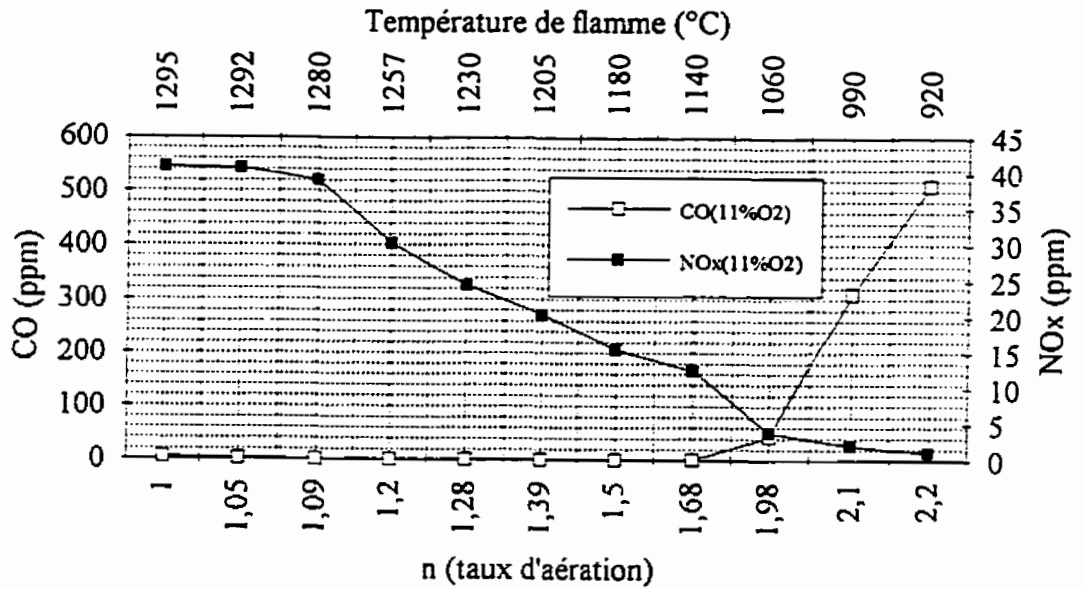


Figure 7.1: brûleur contre-rotation, effet du taux d'aération sur le CO et les NO<sub>x</sub> (P=20kW).

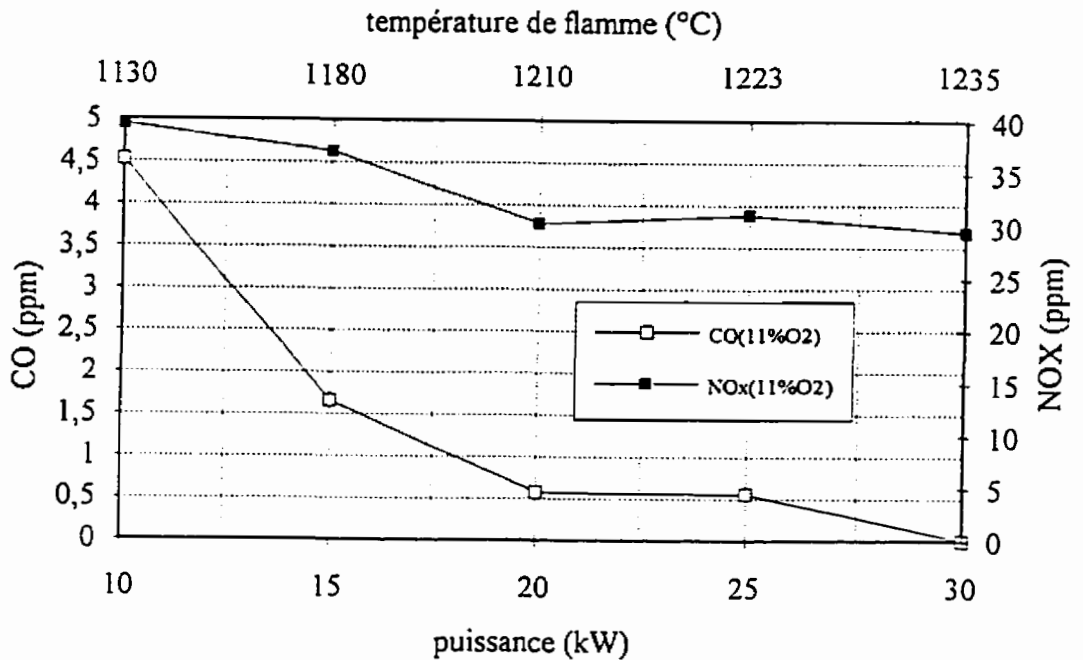


Figure 7.2: brûleur contre-rotation, effet de la puissance sur le CO et les NO<sub>x</sub> (n=1.2).

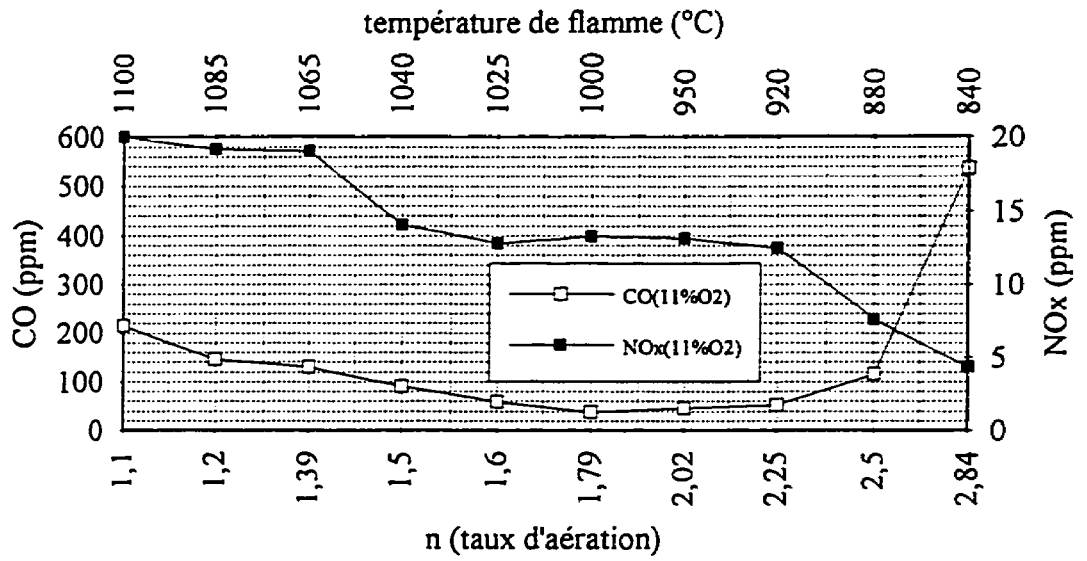


Figure 7.3: brûleur co-axial, effet du taux d'aération sur le CO et les NO<sub>x</sub> (P=20kW).

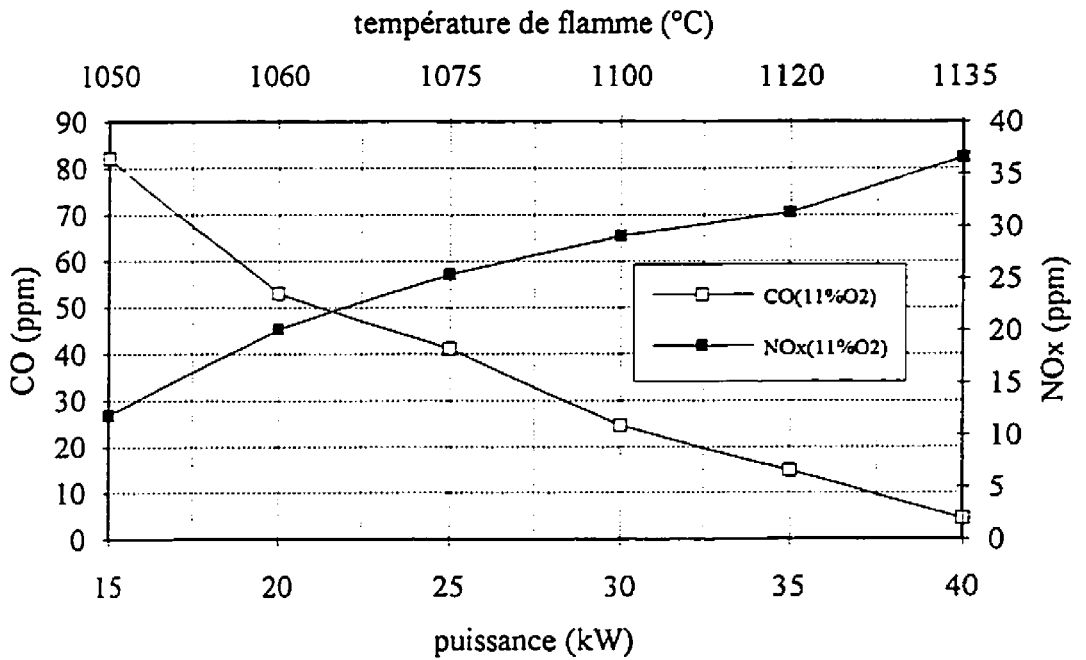


Figure 7.4: brûleur co-axial, effet de la puissance sur le CO et les NO<sub>x</sub> (n=1.2).

## 7.2 Essais comparatifs avec sable

On a effectué des expériences en régime permanent avec alimentation et soutirage de solide, avec du sable neuf pour comparer les performances des deux brûleurs dans des conditions d'opération réelles. La valeur quantitative du taux de circulation sera confirmée lorsque la méthode de traçage radioactif sera opérationnelle sur l'unité. La perte de charge et la vitesse dans le tube de montée nous servent présentement de repère pour estimer le taux de circulation.

Comme on le verra plus loin, les conditions opératoires choisies avec un brûleur ne sont pas nécessairement réalisables pour le deuxième. Pour cette raison, on présente les résultats en commentant individuellement les cinq essais réalisés, pour faire ressortir les motifs justifiant les conditions choisies.

L'attente du régime permanent est faite en cuvée pendant plus de 15 heures pour chacun des essais, afin de préchauffer le lit de sable neuf. On alimente (et soutire) ensuite du sable neuf et froid, dans les mêmes conditions opératoires, pour atteindre un nouveau régime thermique en continu, quelques heures plus tard. Le passage du régime en cuvée au régime en continu provoque des modifications aux profils thermiques de l'unité. Ces profils sont présentées pour chacun des essais. On commente en détail et dans le temps la sélection des conditions choisies en cuvée pour un des essais de façon à illustrer la réponse de l'unité aux changements de conditions opératoires.

Pour ces essais, la hauteur du lit de sable est de 120 cm, ce qui correspond à la hauteur de la sortie par trop plein de l'unité. Ceci fait en sorte que deux thermocouples sont dans le lit de sable (TABB et TAB) et que TAM est sur le dessus du lit, TAH étant à la hauteur du chapeau du tube de montée et TAHH étant dans la zone de désengagement (fumées de combustion).

***Brûleur contre-rotation***

Trois essais ont été faits avec ce brûleur. Les conditions suivantes sont choisies lors d'un premier essai (essai n°1):

- |                           |                          |
|---------------------------|--------------------------|
| • puissance du brûleur:   | 20 kW                    |
| • taux d'aération:        | 1.5                      |
| • débit d'air secondaire: | 0.5 (N)m <sup>3</sup> /h |

Après atteinte du régime permanent en cuvée, une alimentation et un soutirage de 25 kg/h de sable sont instaurées. La figure 7.5 présente le profil de température observé pour atteindre un nouveau régime permanent avec alimentation de sable. Pour ces conditions, les observations opératoires pertinentes sont les suivantes:

- |   |           |
|---|-----------|
| • température moyenne (tube de montée): | 890°C     |
| • température moyenne (lit de sable):   | 760°C     |
| • perte de charge (tube de montée):     | 0.04 psig |
| • concentration de NO <sub>x</sub> :    | 7 ppm     |
| • concentration de CO:                  | 0 ppm     |

Le second essai (essai n°2) est réalisé dans les mêmes conditions opératoires mais en doublant la quantité d'air secondaire utilisée, ce qui a pour effet de doubler la perte de charge (0.08 psig) dans le tube de montée et d'augmenter (possiblement doubler) le taux de circulation.

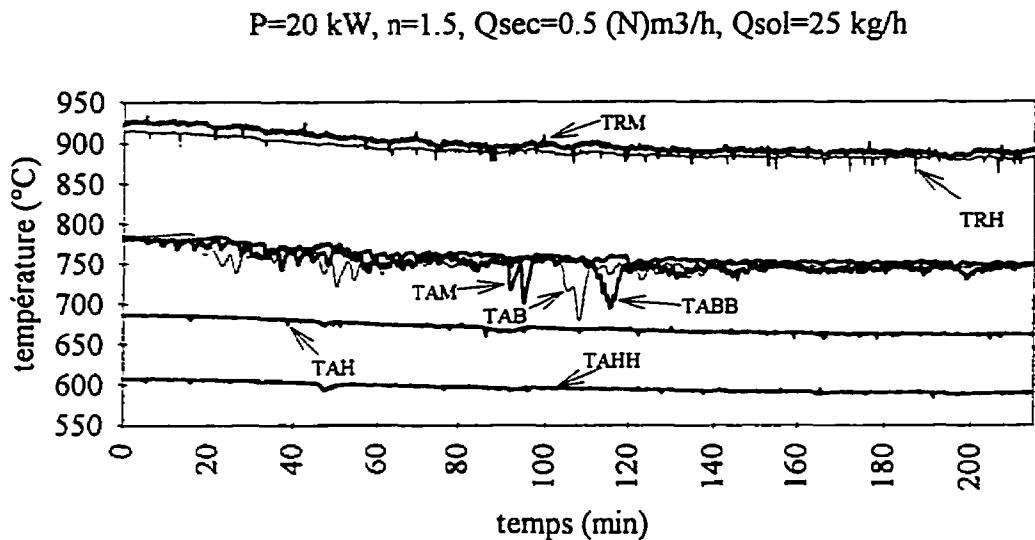


Figure 7.5: établissement du régime permanent (essai n°1, brûleur contre-rotation).

La figure 7.6 présente le profil de température observé pour atteindre le nouveau régime. On remarque que la température moyenne du tube de montée diminue d'environ  $50^\circ\text{C}$  et que celles du lit et des fumées diminuent d'environ  $25^\circ\text{C}$ , par rapport à l'essai n°1. Ce fait peut s'expliquer par une augmentation du taux d'aération et par une augmentation des pertes thermiques de l'unité occasionnées par un taux de circulation plus élevé. Les concentrations de CO et de  $\text{NO}_x$  demeurent identiques. Le tableau 7.1 résume les observations opératoires des essais avec sable neuf.

Un dernier essai (essai n°3) est réalisé en rétablissant le taux de circulation initial mais en portant cette fois-ci le débit de solide à  $50 \text{ kg/h}$ . La figure 7.7 présente le profil de température observé. Après 4 heures d'opération, le régime permanent n'a pas été atteint et l'expérience a été interrompue après épuisement du sable froid disponible. On remarque que les mouvements d'instabilité thermique perdurent dans le lit de sable dans ces conditions. Ces fluctuations de températures entraînent des fluctuations dans les

concentrations de CO et d'imbrûlés à la sortie de l'unité puisque du sable plus froid est injecté périodiquement dans la flamme. Il se peut que ce débit de solide soit trop important pour assurer la stabilité thermique de l'unité.

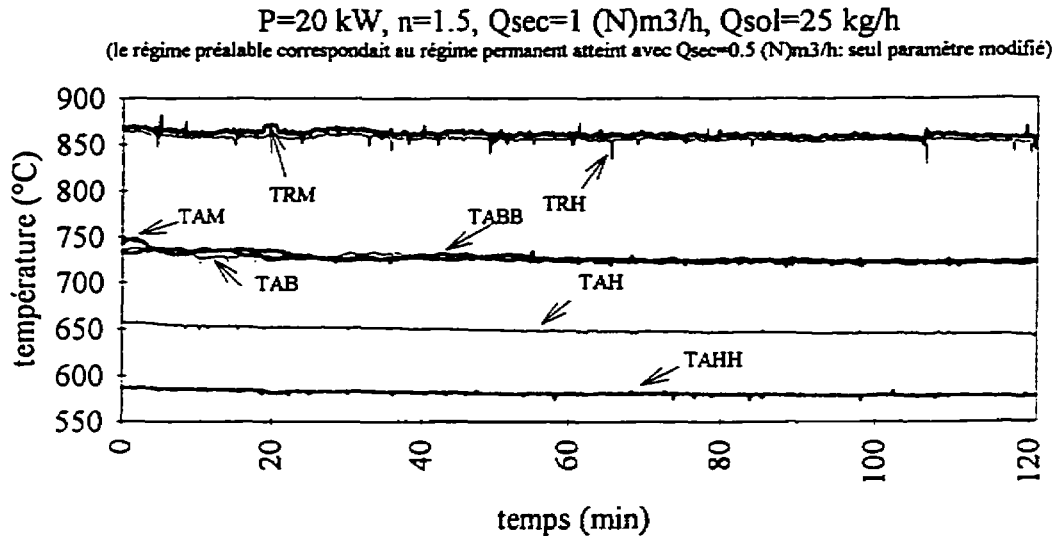


Figure 7.6: établissement du régime permanent (essai n°2, brûleur contre-rotation).

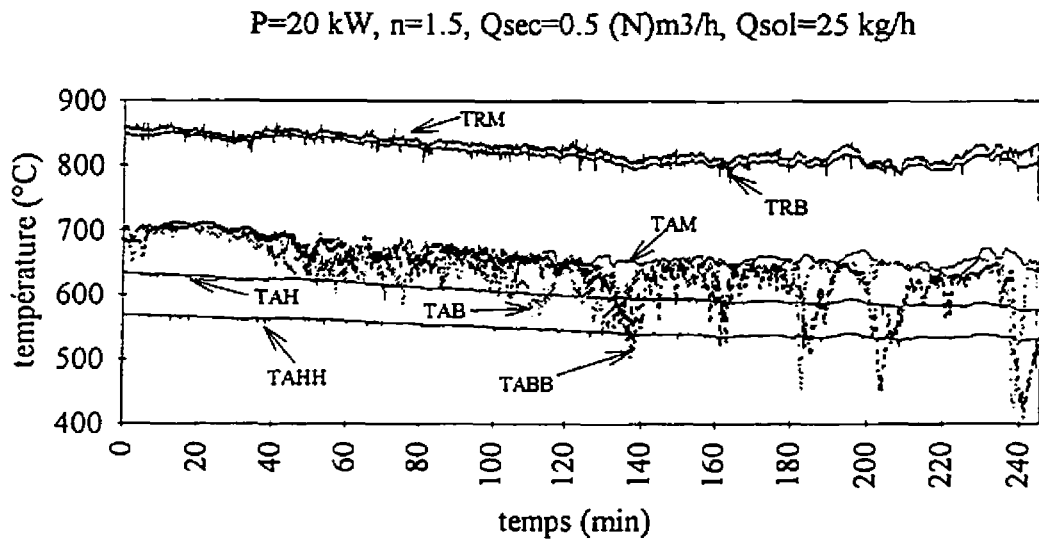


Figure 7.7: tentative d'établissement du régime permanent (essai n°3, brûleur contre-rotation).



Tableau 7.1: comparaison des performances des deux brûleurs avec alimentation et soutirage de sable en continu et en régime permanent.

essais	brûleur contre-rotation	brûleur co-axial
	essai 1	essai 4
<ul style="list-style-type: none"> <li>• débit d'air sec. (Nm<sup>3</sup>/h):</li> <li>• alim. de solide (kg/h):</li> <li>• puissance (kW):</li> <li>• taux d'aération:</li> <li>• ΔP tube de montée (psig):</li>   <li>• T moy. tube de montée (°C):</li> <li>• T moy. du lit de sable (°C):</li> <li>• NO<sub>x</sub> (ppm, 11% O<sub>2</sub>):</li> <li>• CO (ppm, 11% O<sub>2</sub>):</li> </ul>	0.5 25 20 1.5 0.04  890 760 7 0	0.5 25 30 2.2 0.04  930 740 4 102
<b>augmentation du taux de circulation</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• débit d'air sec. (Nm<sup>3</sup>/h):</li> <li>• alim. de solide (kg/h):</li> <li>• puissance (kW):</li> <li>• taux d'aération:</li> <li>• ΔP tube de montée (psig):</li>   <li>• T moy. tube de montée (°C):</li> <li>• T moy. du lit de sable (°C):</li> <li>• NO<sub>x</sub> (ppm, 11% O<sub>2</sub>):</li> <li>• CO (ppm, 11% O<sub>2</sub>):</li> </ul>	essai 2  1.0 25 20 1.5 0.08  840 735 7 0	
<b>augmentation de l'alim. de solide</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• débit d'air sec. (Nm<sup>3</sup>/h):</li> <li>• alim. de solide (kg/h):</li> <li>• puissance (kW):</li> <li>• taux d'aération:</li> <li>• ΔP tube de montée (psig):</li>   <li>• T moy. tube de montée (°C):</li> <li>• T moy. du lit de sable (°C):</li> <li>• NO<sub>x</sub> (ppm, 11% O<sub>2</sub>):</li> <li>• CO (ppm, 11% O<sub>2</sub>):</li> </ul>	essai 3  0.5 50 20 1.5 0.04  régime permanent non- atteint	essai 5  0.25 50 30 2.2 0.02  865 690 2 100

### ***Brûleur co-axial***

Des essais similaires ont été réalisés en utilisant le brûleur co-axial. Comme prévu, les expériences ont montré que la flamme du brûleur est moins affectée par la présence de sable lorsqu'on utilise un ajustement de buses procurant de hautes impulsions (+10,+10) et donc une flamme plus compacte et plus stable. L'utilisation d'une impulsion trop faible, en présence de sable, fait en sorte qu'une partie du gaz est brûlée à l'extérieur du tube de montée, faute de mélange adéquat.

Néanmoins, même en utilisant de hautes impulsions, des problèmes importants sont survenus lors des premières opérations visant l'établissement de conditions opératoires permettant le préchauffage de l'unité et l'atteinte d'un régime permanent en cuinée. La figure 7.8 présente le profil de température observé sur une période de 8 heures lors d'une tentative réussie mais difficile de préchauffage en cuinée (essai n°4). Cette figure illustre bien les réponses de l'unité aux changements de conditions opératoires et explique comment les conditions de préchauffage sont choisies. Cette figure est commentée dans le temps:

1. durant les 110 premières minutes de l'essai (voir figure 7.8), la puissance est de 30 kW, le taux d'aération est de 1.33 et le taux de circulation est faible (correspondant à 0.15 (N)m<sup>3</sup>/h). En effet, comme on ne parvient pas à accroître la température en utilisant une puissance de 20 kW, on doit augmenter la puissance à 30 kW. Le faible taux de circulation (0.15 (N)m<sup>3</sup>/h) est justifiable pour ne pas trop refroidir la flamme puisque le lit est froid. On remarque que durant ces 110 premières minutes, la température du tube de montée diminue (TRH et TRM), que le sable ne monte pas en température (TAM, TAB, TABB), que la flamme sort visuellement du tube et que les quantités de CO produites sont énormes (> 4000 ppm).

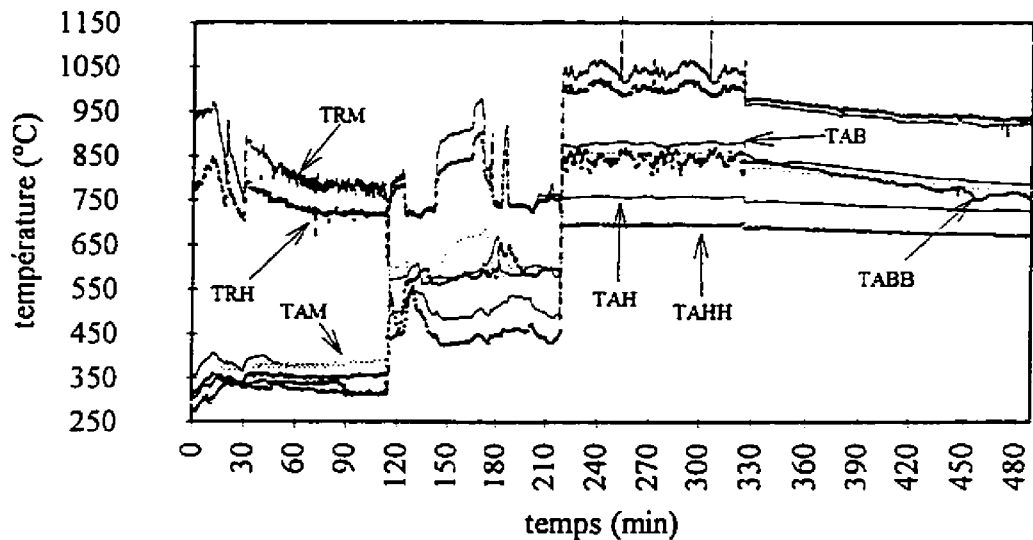


Figure 7.8: tentative de préchauffage commentée en cuvette (essai n°4, brûleur coaxial).

2. On diminue ( $110\text{min} < \text{temps} < 215\text{min}$ ) la puissance du brûleur à 25 kW, pour éviter que la flamme sorte du tube, en laissant le même débit d'air primaire, pour ne pas abaisser l'impulsion de l'air et on fait varier le taux de circulation. Ces changements ne permettent pas un chauffage efficace mais les quantités de CO diminuent.
3. On augmente ( $215\text{min} < \text{temps} < 320\text{min}$ ) l'impulsion de l'air en augmentant le débit d'air primaire jusqu'à stabilisation et raccourcissement de la flamme qui sort occasionnellement du tube de montée. On doit utiliser  $65 \text{ (N)m}^3/\text{h}$  pour y arriver. On augmente la puissance du brûleur à 30 kW pour avoir un taux d'aération convenable. Ces changements nous permettent d'augmenter le taux de circulation. On note que

l'augmentation de l'impulsion diminue la longueur de flamme et permet l'augmentation de la température du sable et du tube de montée malgré un taux d'aération considérable (2.2).

4. Finalement, on choisit (temps > 320 min) des conditions plus comparables à celles utilisées pour le brûleur contre-rotation: 20 kW de puissance et un taux de circulation correspondant à 0.5 (N)m<sup>3</sup>/h d'air secondaire. Le taux d'aération ne peut cependant pas descendre sous 2 car une diminution plus importante du débit d'air abaisse trop l'impulsion contrôlante: soit celle de l'air.

Nous choisissons les conditions suivantes pour l'établissement du régime permanent en cuvée:

•	puissance du brûleur:	20 kW
•	taux d'aération:	2.25
•	débit d'air secondaire:	0.5 (N)m <sup>3</sup> /h

A ce débit d'air secondaire, le taux de circulation est intermédiaire mais plus élevé que pour l'essai (essai n°1) similaire avec le brûleur contre-rotation. Les vitesses plus grandes dans le tube de montée engendrées par un taux d'aération plus élevé, nécessaire au maintien de l'impulsion, font en sorte que le taux de circulation est plus grand pour un débit d'air secondaire donné.

Après atteinte du régime permanent en cuvée, une alimentation et un soutirage de 25 kg/h de sable sont instaurées (essai n°4). La figure 7.9 présente, en régime transitoire, la réaction de l'unité à cette alimentation de sable. On observe que durant les 45 premières minutes d'alimentation, la température du lit chute drastiquement ce qui engendre une injection de sable de plus en plus froid sur la flamme. La flamme et le tube de montée se refroidissent et la flamme se met à sortir du tube de montée. Les concentrations de CO à la sortie augmentent à cause de ce refroidissement. On doit corriger la situation en augmentant l'impulsion et la puissance pour stabiliser la flamme qui est trop affectée par l'arrivée de sable froid. Par essai-erreur on choisit les conditions suivantes:

- |                           |                          |
|---------------------------|--------------------------|
| • puissance du brûleur:   | 30 kW                    |
| • taux d'aération:        | 2.2                      |
| • débit d'air secondaire: | 0.5 (N)m <sup>3</sup> /h |

$P=30 \text{ kW}$ ,  $n=2.2$ ,  $Q_{\text{sec}}=0.5 \text{ (N)m}^3/\text{h}$ ,  $Q_{\text{sol}}=25 \text{ kg/h}$

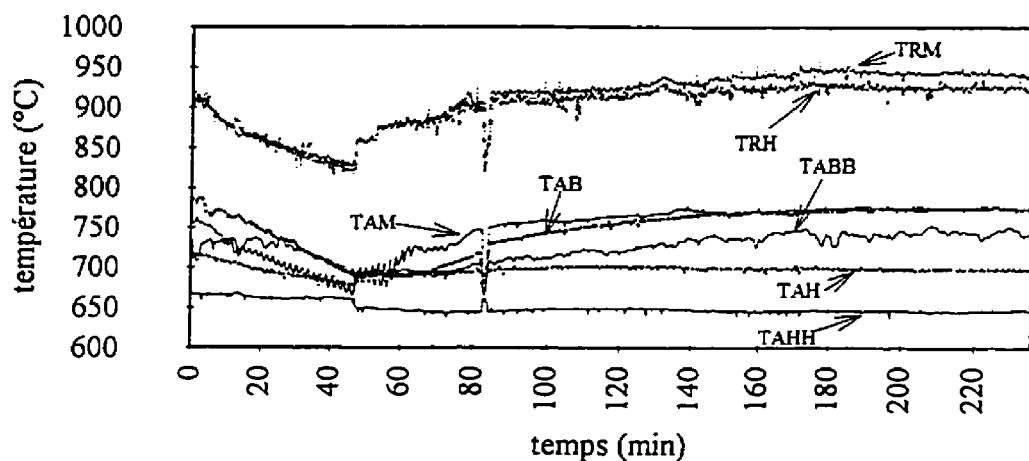


Figure 7.9: établissement du régime permanent (essai n°4, brûleur co-axial).

Ces conditions permettent d'obtenir une combustion satisfaisante et les profils de températures se stabilisent en 2 heures 30 minutes. Voici les observations pour ces conditions en régime permanent:

- |   |           |
|---|-----------|
| • température moyenne (tube de montée): | 930°C     |
| • température moyenne (lit de sable):   | 740°C     |
| • perte de charge (tube de montée):     | 0.04 psig |
| • concentration de NO <sub>x</sub> :    | 4 ppm     |
| • concentration de CO:                  | 102 ppm   |

Cette expérience est répétée avec un débit de sable de 50 kg/h dans les mêmes conditions opératoires (essai n°5). La figure 7.10 montre l'effet de ce débit de sable sur les profils de température, le régime permanent ayant été atteint préalablement sans alimentation-soutirage de sable. On voit (0min<temps<210min) que les températures chutent dangereusement: le sable injecté dans la flamme, en provenance du lit, a une température se rapprochant de la température d'allumage du gaz. De même, la température du tube de montée chute considérablement et la production de CO est grande (>1000 ppm en hausse). On tente (210min<temps<280min) d'améliorer le mélange et de stabiliser la flamme en manipulant l'impulsion à l'aide de l'air primaire mais sans succès. On doit alors se contraindre à diminuer le taux de circulation en diminuant l'air secondaire de moitié (0.25 (N)m<sup>3</sup>/h). Une fois le régime permanent atteint, les conditions sont les suivantes (essai n°5):

- température moyenne (tube de montée): 865°C
- température moyenne (lit de sable): 690°C
- perte de charge (tube de montée): 0.02 psig
- concentration de  $\text{NO}_x$ : 2 ppm
- concentration de CO: 100 ppm

D'autres essais sont faits avec le brûleur co-axial abaissé de 16 cm afin de permettre la stabilisation de flamme avant la zone où l'injection de sable s'effectue. Un tube de métal est ajouté entre le bas du tube de montée et le brûleur. Le diamètre de ce tube est identique à celui de la bouche du brûleur.

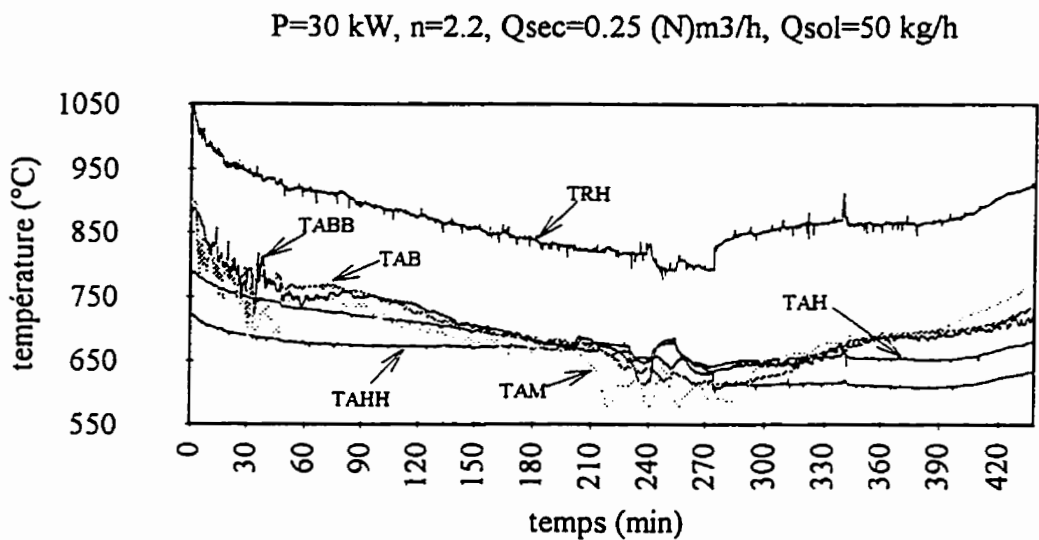


Figure 7.10: établissement du régime permanent (essai n°5, brûleur co-axial).

Plusieurs essais sont faits pour trouver les conditions opératoires et l'ajustement des buses le plus adéquat pour cette nouvelle position de brûleur. Ces conditions sont les suivantes:

- |                           |                          |
|---------------------------|--------------------------|
| • puissance du brûleur:   | 20 kW                    |
| • taux d'aération:        | 2.0                      |
| • débit d'air secondaire: | 0.5 (N)m <sup>3</sup> /h |
| • ajustement des buses:   | (+10,+10)                |

Même dans ces conditions où la flamme est la plus stable possible, la montée en température de l'unité est très difficile car ponctuée de pertes de flamme. Les observations opératoires en régime permanent et en cuvée sont décevantes:

- |   |                        |
|---|------------------------|
| • température moyenne (tube de montée): | 830°C                  |
| • température moyenne (lit de sable):   | 610°C                  |
| • perte de charge (tube de montée):     | 0.04 psig              |
| • concentration de NO <sub>x</sub> :    | 4 ppm                  |
| • concentration de CO:                  | entre 1000 et 1200 ppm |

Les essais sont interrompus avec ce brûleur compte tenu de la grande quantité de CO produite et des difficultés d'opération.



### 7.3 Conclusion sur les brûleurs

#### *Pollution atmosphérique*

Le brûleur contre-rotation produit environ deux fois plus de  $\text{NO}_x$  que le brûleur co-axial en opération sans sable dans l'unité. Il produit cependant beaucoup moins de CO que le brûleur co-axial grâce à la qualité du mélange qui se fait de façon très efficace par l'action de la double rotation de l'air comburant.

Le brûleur co-axial fonctionne beaucoup mieux à forts débits d'air. Comme le mélange air-gaz s'effectue au nez du brûleur, la qualité du mélange dépend de la turbulence lors de l'éjection du gaz et de l'air comburant. Le niveau de turbulence dépend directement de l'impulsion des gaz et principalement de l'impulsion de l'air. On doit fonctionner à fort débit d'air pour avoir une grande impulsion d'air, puisqu'il y a des limitations sur la réduction des surfaces d'éjection par l'intermédiaire de l'ajustement des buses. On doit fonctionner à haute puissance pour ne pas avoir un taux d'aération excessif. Ce brûleur doit donc fonctionner à hautes puissances, soit plus de 30 kW, et avec un taux d'aération élevé (plus de 2) pour limiter la production de CO. Dans ces conditions la flamme est courte et dense.

La montée en température de l'unité est moins polluante avec le brûleur contre-rotation. La flamme de ce dernier est plus stable et moins affectée par la présence de sable froid. Le mélange et la combustion de l'air et du gaz s'effectuent très près de la bouche du brûleur, avant que le sable soit injecté dans la flamme. Il en résulte une production moins élevée de CO et d'imbrûlés.

La flamme du brûleur co-axial est plus affectée par la présence de sable car le sable est injecté au nez du brûleur, à l'endroit où le mélange doit s'effectuer. Nous sommes alors contraints d'utiliser de fortes impulsions, à l'aide de l'ajustement des buses et en utilisant de forts taux d'aération et de fortes puissances, pour minimiser la perte de qualité de

mélange. Des émissions atmosphériques importantes (>4500 ppm de CO, et présence d'imbrûlés) sont observées sur plusieurs heures pendant la montée en température de l'unité.

Les résultats obtenus en régime permanent avec alimentation et soutirage de sable, montrent que le brûleur co-axial est plus polluant que le contre-rotation en ce qui a trait à la production de CO. Cette production est de l'ordre de 100 ppm et une post-combustion devrait probablement être envisagée.

### ***Plages d'opérabilité***

On peut considérer que le brûleur co-axial est très versatile en ce qui a trait aux plages d'opération. Ce brûleur peut fonctionner à des puissances bien supérieures à sa puissance nominale. Les essais sans sable ont montré qu'il est préférable de l'utiliser à des puissances supérieures à 30 kW et pouvant atteindre 40 ou même 50 kW, la quantité de CO diminuant avec l'augmentation de la puissance.

Le brûleur contre-rotation est plus restreint au niveau de la gamme de puissances et de taux d'aération pouvant être utilisée. Une augmentation abusive des vitesses d'éjection brise l'action de contre-rotation et de stabilisation. Pour notre utilisation, la plage utile du contre-rotation est cependant suffisante.

### ***Facilité de l'opération***

La montée en température de l'unité et l'opération normale en continue, sont plus facile avec le brûleur contre-rotation, compte tenu de la grande stabilité de la flamme de ce dernier. Même dans les conditions les plus propices, le brûleur co-axial est très perturbé par la présence de sable.

Des pertes de flamme fréquentes troublent grandement l'opération. Lorsqu'une perte de flamme se produit, les vitesses dans le tube de montée ne sont plus suffisantes pour évacuer tout le sable arrivant de l'annulaire et une accumulation de sable dans le tube est possible. Si le redémarrage du brûleur n'est pas fait très rapidement, ces accumulations peuvent rendre ce redémarrage impossible. Il arrive que l'on doive démonter le brûleur pour vidanger le sable du tube de montée et nettoyer les buses du brûleur. La vidange du tube ne peut être faite qu'en ayant préalablement vidangé l'annulaire puisque les orifices du tube de montée ne se ferment pas.

### ***Conclusion***

Le brûleur co-axial révèle quelques avantages par rapport au contre-rotation: il est plus versatile en ce qui a trait à la plage d'opération, il peut fournir de grandes vitesses dans le tube de montée et procurer des taux de circulation plus importants. On arrive néanmoins à obtenir des profils thermiques semblables en opération avec du sable (voir tableau 7.1), avec les deux brûleurs.

Cependant, le brûleur co-axial est extrêmement polluant lors des montées en température de l'unité et il est plus polluant lorsque le régime permanent est atteint. Il doit fonctionner à haute puissance et à haut taux d'aération. Le désavantage le plus important est sa mauvaise conduite en présence de sable. Sa flamme est tellement troublée par le sable que les pertes de flamme sont fréquentes. L'opération de ce brûleur demande une vigilance extérieure difficilement acceptable.

Le brûleur contre-rotation est moins polluant et présente beaucoup moins de problèmes d'opération. Les plages d'opération de ce brûleur sont plus faibles mais suffisantes pour l'application en cause. À la lumière de ces constatations le brûleur contre-rotation est retenu pour la suite des essais.

## CHAPITRE 8

### ESSAIS PRÉLIMINAIRES AVEC SABLES USÉS

On a effectué un essai préliminaire avec du sable usé de la fonderie Magotteaux, soit le sable usé de l'usine de Magog. On désire vérifier s'il est possible de traiter ce type de sable (liant Alphaset) que l'on sait être difficile à traiter compte tenu des possibilités élevées d'agglomération. On recourt pour cet essai au brûleur contre-rotation, qui s'est avéré être le plus performant des brûleurs. Du sable neuf est utilisé dans le lit pour le préchauffage préliminaire en cuvé. Les conditions opératoires choisies sont celles ayant eu le plus de succès avec du sable propre en continu (essai n°1):

- |                           |                          |
|---------------------------|--------------------------|
| • puissance du brûleur:   | 20 kW                    |
| • taux d'aération:        | 1.5                      |
| • débit d'air secondaire: | 0.5 (N)m <sup>3</sup> /h |

Les conditions sont les suivantes lors de l'atteinte du régime permanent en cuvé:

- |   |           |
|---|-----------|
| • température moyenne (tube de montée): | 930°C     |
| • température moyenne (lit de sable):   | 805°C     |
| • perte de charge (tube de montée):     | 0.04 psig |
| • concentration de NO <sub>x</sub> :    | 5 ppm     |
| • concentration de CO:                  | 20 ppm    |

Une alimentation de 25 kg/h est choisie pour cet essai. On observe rapidement la présence de d'agglomérats par une chute progressive de la circulation et de la perte de charge dans le tube de montée. La vidange du lit confirme la présence d'agglomérats de tailles diverses (0.5 à 4 cm) dans le lit. La forme parfois courbée de ces agglomérats confirme que l'agglomération s'effectue non seulement au coeur du lit mais aussi sur la surface extérieure du tube de montée. En effet, une partie des agglomérats sort de l'unité en ayant épousé la forme externe du tube de montée.

### ***Fluidisation du lit***

La fluidisation de la zone annulaire est envisagée afin d'éviter l'agglomération dans l'annulaire. On tente d'effectuer cette fluidisation sans modifier la conception de l'unité. L'air secondaire est mise à contribution à cette fin. Les essais montrent que l'air secondaire n'arrive pas à fluidiser le lit de sable lorsque celui-ci fait 120 cm (hauteur de la sortie centrale par trop plein). La perte de charge semble plus faible à travers les orifices du tube de montée (et la couche de sable) qu'à travers l'épaisseur du lit.

D'autres essais de fluidisation sont faits en abaissant la hauteur de lit à la hauteur de la sortie par trop plein la plus basse de l'unité. Cette sortie procure 85 cm de lit et l'on parvient à fluidiser cette quantité de sable à l'aide de faibles quantités d'air secondaire (1 (N)m<sup>3</sup>/h). La fluidisation du lit fait perdre le contrôle sur le taux de circulation puisque l'air secondaire passe à travers le lit de sable (vers le haut), sans passer par le tube de montée. Le taux de circulation n'est plus contrôlé que par la hauteur du lit. Cette hauteur (85 cm) ne procure pas une circulation suffisante pour qu'un essai puisse être envisagé. On pourrait envisager l'utilisation d'une hauteur intermédiaire (entre 85 et 120 cm) qui permettrait la fluidisation du lit tout en procurant un taux de circulation convenable. L'opération devrait alors être en cuvée. On pourra dans l'avenir faire la conception d'une unité dont les sorties sont prévues en fonction de la fluidisation du lit.

### ***Températures réduites***

On reprend le contrôle du taux de circulation en réutilisant 120 cm de sable pour tenter un autre essai en modifiant les conditions opératoires de façon à regrouper les conditions non-propices à la prise en masse. Ces conditions ont pour but de diminuer le temps de séjour du sable dans l'annulaire et de diminuer la température du lit à moins de 600°C. La température de fusion d'une grande partie des composés responsables de la prise en masse est supérieure à 600°C. On obtient ces conditions en utilisant:

- un taux d'aération maximal (sans souffler la flamme),
- un taux de circulation maximal (sans éteindre la flamme),
- du sable neuf au début de l'alimentation de solide pour abaisser la température du lit avant l'alimentation de sable usé.

Les conditions suivantes permettent d'atteindre l'objectif:

• puissance du brûleur:	20 kW
• taux d'aération:	2.25
• débit d'air secondaire:	2.0 (N)m <sup>3</sup> /h

Les observations opératoires sont les suivantes lorsque le régime permanent est atteint:

• température moyenne (tube de montée):	680°C
• température du lit de sable:	350 à 600°C
• perte de charge (tube de montée):	0.04 psig
• concentration de NO <sub>x</sub> :	0 ppm
• concentration de CO:	>7000 ppm

Les faibles températures et la circulation élevée occasionnent de grandes émissions de CO. Le sable traité à la sortie contient 0.31% de résine pour une conversion de 72%. Ce résultat ne doit pas être utilisé pour conclure sur les performances de traitement de ce type de sable (résine Alphaset) dans l'unité. Comme mentionné précédemment, la fluidisation et l'utilisation de débits de solide plus faibles pourraient augmenter la conversion, comme une post-combustion pourrait réduire considérablement les émissions de CO. On discute de la pertinence d'utiliser ce type de sable pour la suite des essais dans la conclusion.

## **CHAPITRE 9**

### **PLANIFICATION DES EXPÉRIENCES À VENIR**

Le plan d'expérience présenté dans ce chapitre planifie la suite des expériences de démonstration de la faisabilité du traitement des sables de fonderie usés à l'aide de l'unité pilote. Bien que les sables de fonderie usés de Magotteaux semblent pouvoir être traités par l'unité, les sables usés de la fonderie Montupet sont préférables pour la suite des essais de démonstration. En effet, la faible tendance de ces sables à s'agglomérer les rend plus intéressants en limitant les complications opératoires et en permettant l'utilisation des plus hautes températures pour lesquelles l'unité est avantageuse.

Le plan d'expérience conçu est un plan statistique de type design factoriel fractionnaire, qui permet en plus de la démonstration de la faisabilité du traitement des sables de fonderie usé, une quantification statistique de l'effet des variables opératoires sur les performances de traitement (et environnementales) de l'unité ainsi qu'une quantification statistique des interactions qui peuvent exister entre ces variables opératoires.

La démarche qui a mené à la sélection des variables opératoires à l'étude dans le plan d'expérience est la suivante. En principe, on désire choisir comme variable à l'étude dans le plan d'expérience, les véritables variables qui contrôlent les performances de l'unité (variables-réponses). Ces variables "contrôlantes" sont celles qui affectent les conditions de combustion. On a par exemple:

- le temps de résidence du solide dans la zone annulaire, dans le tube de montée (surtout) et dans l'unité,



- la température dans la zone de combustion, pouvant être représentée sur la figure 3.8 par la température moyenne dans le tube de montée,
- la turbulence, qui facilite le mélange et le contact entre les phases, dépend de l'hydrodynamique du tube de montée,
- l'excès d'air, qui favorise la combustion dans le tube de montée, pouvant être représenté sur la figure 3.8 par la concentration d'oxygène résiduelle moyenne dans le tube de montée.

Il existe cependant des limitations associées au choix des variables dont l'effet sera étudié sur les variable-réponses. Une des exigences du plan d'expérience de type design factoriel que l'on compte utiliser, veut que pour déceler l'influence des variables d'étude sur les variables-réponses, chacune d'elles doit pouvoir être variée individuellement. Or, les expériences effectuées jusqu'ici nous ont confirmé que les variables suivantes interagissent ensemble:

- la puissance du brûleur ( $P$ ) agit à la fois sur toutes les températures ( $T$ ) et sur la vitesse superficielle ( $U$ ) dans le tube de montée,
- le débit de solide alimenté et soutiré ( $S$ ) de l'unité influence à la fois les températures et le temps de séjour dans l'unité ( $\tau_{\text{unité}}$ ),
- la vitesse superficielle influence le taux de circulation ( $G_s$ ),
- le taux de circulation influence les températures,
- le temps de séjour dans le riser ( $\tau_{\text{riser}}$ ) influence la conversion de la résine.

Ces interactions sont présentées sur la figure 3.8 du chapitre 3. Il est donc impossible de varier individuellement les variables contrôlantes. Nous sommes donc contraint de choisir les variables indépendantes pour le plan d'expériences en remplaçant l'air primaire par le taux d'aération. Les variables choisies sont donc: le taux d'aération ( $n$ ), le débit d'air secondaire ( $AS$ ), influençant le taux de circulation du solide, la puissance du brûleur ( $P$ ), le débit de solide ( $S$ ) et la teneur en résine dans le sable ( $T_s$ ). L'effet des véritables

variables contrôlant les variables-réponses peut être déduit par l'interprétation des résultats à l'aide des relations entre les variables.

Nous avons choisi d'utiliser comme plan d'expériences un design factoriel fractionnaire à deux niveaux de type Plackett-Burman. Nous avons opté pour une résolution V à 16 expériences qui permet de déceler:

- les effets principaux, c-à-d l'influence de chacune de nos cinq variables sur les variables-réponses, ainsi que
- les interactions de deuxième ordre, c-à-d les interactions entre les variables prises deux à deux.

Ce niveau de résolution assure un schéma de confusion qui correspond à nos besoins:

- aucun effet principal n'est confondu avec un autre effet principal ou avec des interactions d'ordre 2 ou 3,
- aucune interaction d'ordre 2 n'est confondue avec une autre interaction d'ordre 2.

Le design factoriel fractionnaire de type Plackett-Burman comporte deux avantages capitaux:

- tous les effets principaux sont estimés avec la même précision ce qui signifie que l'on a pas à anticiper quelles sont les variables qui seront vraisemblablement les plus importantes au début de l'étude,
- tous les effets principaux sont estimés indépendamment les uns des autres à cause de l'orthogonalité des contrastes. Les interactions d'ordre élevé peuvent contaminer les effets principaux sans que les effets principaux ne se contaminent entre eux.

En résumé, le design factoriel fractionnaire Plackett-Burman de résolution V fait en sorte que les effets principaux seront confondus avec des interactions d'ordre 4 qui seront réparties uniformément sur ces cinq effets principaux. De plus, nos interactions d'ordre 2 seront confondues avec des interactions d'ordre 3 qui seront réparties uniformément sur ces cinq interactions d'ordre 2.

Les niveaux d'opération des cinq variables à l'étude ont été choisis à l'aide de l'expérience acquise lors des essais préliminaires. On sait que les niveaux choisis pour chacune des variables provoquent des réponses significatives de l'unité. Les deux niveaux de puissance (20 kW et 30 kW) sont donnés pour un brûleur contre-rotation de 20 kW de puissance nominale. Les niveaux de puissance et de taux d'aération choisis n'engendrent pas des problèmes de mélange air-gaz au brûleur. Les niveaux d'air secondaire provoquent une modification importante du taux de circulation tout en modifiant de façon négligeable le taux d'aération (moins de 2% de modification).

Le tableau 9.1 présente le plan d'expériences retenu avec les valeurs inférieures et supérieures de chacune des variables. Ce plan pourrait être réduit facilement à 8 essais en éliminant une des variables, la teneur en résine par exemple. La résolution pourrait rester la même.

Tableau 9.1: plan expérimental Plackett-Burman à 16 essais de résolution V.

	-	+
<b>P: puissance du brûleur (kW):</b>	20	30
<b>n: taux d'aération:</b>	1.2	1.7
<b>AS: débit d'air secondaire ((N)m<sup>3</sup>/h):</b>	0.2	0.4
<b>S: débit de solide (kg/h):</b>	20	40
<b>T<sub>c</sub>: teneur en combustible (% de résine):</b>	1.3	1.7

essais	P	n	AS	S	T <sub>c</sub>
1	-	-	-	-	-
2	-	-	-	+	+
3	-	-	+	+	-
4	-	-	+	-	+
5	-	+	+	-	-
6	-	+	+	+	+
7	-	+	-	+	-
8	-	+	-	-	+
9	+	+	-	-	-
10	+	+	-	+	+
11	+	+	+	+	-
12	+	+	+	-	+
13	+	-	+	-	-
14	+	-	+	+	+
15	+	-	-	+	-
16	+	-	-	-	+

## CONCLUSION

Les objectifs de cette étude consistaient en la réalisation d'un certain nombre de tâches majeures. Ces tâches étaient de participer à la mise en place de l'installation pilote et de la rendre opérationnelle en résolvant les problèmes opératoires, en établissant des procédures d'opération et en sélectionnant le plus performant de deux brûleurs. Ces tâches consistaient aussi à effectuer des essais préliminaires de démonstration de la faisabilité du traitement thermique des déchets solides finement divisés. Ces essais devaient être faits avec des sables de fonderie usés qui sont la première application choisie pour tester la technologie proposée. Les sables usés choisis devaient être caractérisés. La suite des essais de démonstration devait être planifiée à la lumière des essais préliminaires.

L'accomplissement des objectifs de l'étude était tributaire de la réalisation d'une série de tâches complémentaires et connexes. Ainsi, il a d'abord été exposé dans la revue de la littérature, que l'incinération est une approche avantageuse de valorisation thermique des déchets solides, par rapport aux approches de gazéification et de pyrolyse. Les principales technologies d'incinération ont été comparées à l'aide de plusieurs critères qualitatifs et on montre qu'il y a un besoin pour des technologies plus performantes. La technologie proposée combine les avantages de plusieurs technologies d'incinération existantes. Elle permet un contact direct entre la flamme d'un brûleur et le déchet à traiter, un contrôle du temps de séjour et une inertie thermique dans une zone pouvant servir de prétraitement, de préchauffage ou de préséchage.

La réalisation de cette étude a contribué à la mise en place d'une unité expérimentale de grande taille. Les principales données techniques ainsi que les prises de mesures pouvant être faites sur l'unité, ont été décrites dans le détail. L'analyse des variables de procédé a été faite en tenant compte des interactions observées lors des essais. Cet

exercice a permis une meilleure compréhension de l'unité tout en facilitant la planification de l'ensemble des expériences effectuées et à venir.

La problématique industrielle des sables de fonderie a été exposée avec les pratiques courantes de régénération. On a exposé des exemples concrets de coûts évités par les fonderies lorsque ces dernières se mettent à effectuer la régénération thermique de leur sables usés. De nombreux contacts industriels ont été établis avec des fonderies intéressées par la régénération thermique et par le développement de la nouvelle technologie.

On a mesuré et estimé les caractéristiques importantes des sables utilisés lors des essais. Les sables fournis par la fonderie Magotteaux ont été particulièrement caractérisés. Des analyses thermiques ont été effectuées pour mesurer la chaleur de combustion et la cinétique d'incinération de ces sables usés. La cinétique obtenue tient compte de la pression partielle de l'oxygène, comme le recommandent les travaux précédents (Méghari, 1994). Ces mesures constituent des informations capitales pour les études de modélisation qui sont en cours de développement.

Des tests préliminaires ont été faits dans des conditions d'opération difficiles avec du sable recyclé pour identifier et résoudre les problèmes opératoires. Les procédures ont été conçues pour rendre l'opération sécuritaire et pour éviter les problèmes opératoires identifiés. Ainsi, l'opération est maintenant faite de manière éprouvée et précise. Les caractéristiques des différentes zones de l'unité sont mieux comprises: le type d'écoulement est mieux connu, ainsi que les profils de température en opération et le temps de réponses aux changements de conditions opératoires. Les plages d'opération des variables indépendantes sont connues avec la réponse (qualitative ou quantitative) des autres variables. Une méthode de traçage thermique est en développement pour estimer simplement et rapidement le taux de circulation.

La caractérisation du brûleur co-axial a été faite dans une enceinte de confinement pour éliminer les problèmes d'opération propres à ce brûleur. Nous avons aussi étudié l'effet des paramètres du brûleur (impulsions des différents gaz, taux d'aération, puissance) sur la longueur de flamme et le profil axial de température dans l'enceinte. On a aussi comparé les longueurs observées avec celles prédites par des équations semi-empiriques. Ces dernières prédisent assez bien les longueurs de flamme observées.

Le brûleur contre-rotation a été préféré au brûleur co-axial à la lumière d'essais comparatifs de performances dans l'unité, en fonctionnement avec et sans sable neuf. Les essais comparatifs avec sable ont été faits dans des conditions réelles d'opération (profils de températures, taux de circulation, etc.), soit avec alimentation et soutirage de sable dans l'unité. Même si le brûleur co-axial offre de grandes plages d'opération et procure des taux de circulation importants, il est plus polluant que le brûleur contre-rotation lors des montées en température de l'unité et lorsque le régime permanent est atteint. La flamme du brûleur co-axial est davantage affectée par le sable et les pertes de flamme rendent son opération plus difficile que le brûleur contre-rotation. Les plages d'opération de ce dernier sont plus faibles mais suffisantes pour l'application en cause.

Les essais préliminaires de faisabilité montrent que le sable usé de la fonderie Magotteaux peut être traité dans l'unité en utilisant de faibles températures de traitement. En effet, ces sables dont le liant est à base d'esters phénoliques, contiennent des composés à faibles point de fusion provoquant la formation de petits agglomérats dans le lit de sable à hautes températures.

L'utilisation de faibles températures pour éviter l'agglomération, ne permet pas d'exploiter à sa juste mesure, un procédé dont les hautes températures de traitement sont justement un avantage marquant. Il est donc pour le moment préférable de choisir pour la suite des essais de démonstration, un sable ayant moins tendance à s'agglomérer. Il faut cependant noter que l'utilisation d'anti-fondants pourrait permettre, dans l'avenir, de

traiter à hautes températures, ces sables contenant des composés à faibles points de fusion. Les sables usés de deux fonderies sont présentement envisagés pour la suite des essais.

D'abord, il s'agit des sables usés de la fonderie Montupet (procédé Ashland ou Isocure). Les essais de pertes aux feux faits sur ces sables confirment les informations de la littérature voulant que ce type de sable, dont la résine est à base d'uréthannes phénoliques, n'ait pas tendance à s'agglomérer lors de la régénération thermique.

Puis, des essais préliminaires ont été menés sur un nouveau type de sable, pendant la rédaction de ce rapport. Il s'agit du sable "de noyau" (ou "Shell") usé de la fonderie Bibby Sainte-Croix. Ces essais ont montré que ce sable, dont le liant n'est pas à base d'esters phénoliques, ne s'agglomère pas lors de la régénération thermique. Pour ces raisons, le sable usé d'une de ces fonderies sera préféré à celui de la fonderie Magotteaux, pour la suite des essais de démonstration.

Un plan d'expérience a été conçu pour ces essais à venir. La réalisation des essais prévus dans ce plan va permettre la démonstration de la faisabilité du traitement des sables de fonderie usés, tout en quantifiant statistiquement l'effet des variables opératoires sur les performances (de traitement et environnementales) de l'unité. La puissance du brûleur, le taux d'aération, le taux de circulation de sable, le débit de sable alimenté à l'unité et la teneur en résine dans le sable forment le groupe des cinq variables opératoires dont les effets seront étudiés. Les résultats de cette campagne d'essais pourront en plus être utilisés pour amorcer l'optimisation des performances de traitement de l'unité.



Enfin, le traitement thermique des déchets solides finement divisés à l'aide de la nouvelle technologie est prometteur. Les sables de fonderie demeurent une application de démonstration intéressante mais on doit éviter pour l'instant, les sables dont le liant est à base d'esters phénoliques. D'autres applications intéressantes peuvent être envisagées. On fait le bilan des recommandations à la section suivante.

## RECOMMANDATIONS

On recommande certaines directions pour la suite du programme de recherche. Ainsi, la faisabilité du traitement des sables de fonderie usés doit être démontrée en priorité. À cette fin, il est préférable d'employer un sable permettant l'utilisation des hautes températures pour lesquelles l'unité est avantageuse et évitant des modifications importantes de l'unité.

Pour ces raisons, les sables de fonderie usés dont le liant organique est à base d'uréthanes phénoliques, comme les sables de la fonderie Montupet, sont plus intéressants que les sables dont le liant est à base d'esters phénoliques, comme les sables de la fonderie Magotteaux. La régénération de ces derniers pourrait éventuellement être faite efficacement. Cette régénération implique pour le moment des modifications majeures à l'unité comme la fluidisation de l'annulaire et l'isolement du tube de montée. Même avec ces modifications, les possibilités d'agglomération sont toujours présentes. L'utilisation d'anti-fondants appropriés pourrait résoudre ces problèmes d'agglomération. On doit effectuer les recherches nécessaires pour sélectionner ces produits et quantifier les quantités requises à ajouter aux sables à traiter.

Les sables des fonderies Montupet ou Bibby Sainte-Croix pourraient être utilisés pour la réalisation du plan d'expérience prévu dans cette étude. Une modification mineure devrait être apportée à l'unité si les sables de la fonderie Bibby Sainte-Croix sont utilisés. Des essais préliminaires ont montré que ces sables, dont le liant se ramollit rapidement à hautes températures, peuvent avoir tendance à se colmater dans les conduites d'alimentation, qui sont en contact avec des fumées chaudes. On peut facilement modifier le mode d'alimentation de sable pour éviter ces problèmes. Le sable peut être alimenté pneumatiquement après injection dans un courant d'air à même le dos du brûleur contre-rotation. On peut ainsi profiter davantage de l'effet gaz-contact, tout en

effectuant une bonne partie de la conversion de la résine lors du premier passage du sable dans le tube de montée. À l'aide de ce type d'alimentation, on évite la volatilisation-pyrolyse d'une partie de la résine dans la zone annulaire.

On devrait ensuite procéder à la caractérisation complète des sables retenus pour concevoir et valider la modélisation prévue sur l'unité expérimentale. On suggère donc la poursuite du programme de recherche en ce qui a trait à la caractérisation du comportement hydrodynamique et thermique de l'unité et à l'élaboration de critères d'extrapolation d'échelle. On recommande d'utiliser la méthode de traçage thermique pour estimer et calibrer le taux de circulation, après validation de cette méthode par le traçage radioactif.

En parallèle, on suggère d'étudier des applications où les caractéristiques avantageuses de l'unité peuvent être mises en valeur pour répondre à de nouveaux besoins ou pour éventuellement supplanter des technologies existantes. Ainsi, la valorisation des boues semble être une de ces applications: le préséchage des boues dans la zone annulaire avant la combustion dans la zone centrale est un avantage certain.

Un grand nombre d'applications potentielles ont déjà été identifiées (Guy et coll., 1993a):

- boues de désencrage et secondaires des usines de pâtes et papiers,
- boues des stations d'épuration municipales,
- sols contaminés,
- brasques de l'industrie de l'aluminium,
- etc.

Il serait particulièrement intéressant de faire quelques recherches sur ces applications potentielles avant de débiter une campagne d'essai. Ainsi, on devrait réfléchir à un certain nombre de questions concernant ces applications, telles:

- les déchets envisagés sont-ils déjà valorisés par des technologies de valorisation existantes?
- En quoi le LFCI est-il plus avantageux que les technologies existantes pour valoriser ce déchet?
- Quels sont les problèmes d'ordre techniques qui devront être résolus pour adapter le LFCI à la valorisation d'un déchet donné (nécessité de prétraitement, problèmes d'alimentation, de circulation, de soutirage, les profils thermiques intéressants, le contrôle des particules fines, etc.)?
- Quels essais préliminaires pourraient être faits pour déterminer si un déchet est envisageable (pertes au feu, analyse neutronique, granulométrie, etc.)?
- Les opérations d'une unité seraient-elles rentable pour une application donnée?
- Quels pourraient être les temps de recouvrement de l'investissement d'un LFCI pour une application donnée?

Une étude technico-économique pourrait être envisagée pour répondre à ces questions capitales.

## RÉFÉRENCES

On présente ici les ouvrages auxquels on fait référence dans le texte. La bibliographie détaillée est présentée à l'annexe F. Elle contient la liste des ouvrages qui ont été consultés dans le cadre de la présente étude.

ANTONINI, G. et GISLAIS, P. (1995). *Traitements thermiques des déchets industriels - État de l'art*. Technique & Documentation Lavoisier, Paris.

ASSOCIATION TECHNIQUE DE L'INDUSTRIE DU GAZ EN FRANCE. (1983). *Calcul, conception et utilisation des brûleurs industriels à gaz*, imprimerie Barnéoud, Laval (Mayenne).

BENALI, M., GUY, C. et CHAOUKI, J. (1992). Thermal Treatment of Divided Solid Wastes by the Gas-Contact Process. *Chemical Engineering & Processing*, 31, 277-284.

BENALI, M., MAO, Z.N., GUY, C. et CHAOUKI, J. (1992). Heat Treatment and Incineration of Divided Solids in a Cocurrent Downwards Gas-Solid Reactor. *Chemical engineering Science*, 47, 2431-2436.

BERRUTI, F., MILNE, B.J. et BEHIE, L.A. (1992). The Internally Circulating Fluidized Bed (ICFB): a Novel Solution to Gas Bypassing in Spouted Beds. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 70, 910-915.

BEX, T. (1991). Thermal Reclaimer Developed to Reduce Energy Costs. *Modern Casting*, mai 1991, 40.

BOHN, M.S. et BENHAM, C.B. (1984). Biomass Pyrolysis with an Entrained Flow Reactor. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, 23, 355-363.

BRAIS, N. et CHOUINARD, J.-G. (1993). Air-Cooled Oxygen Gas Burner Assembly. *U.S. Patent* (numéro 5,217,363).

BRALOWER, P.M. (1989). Sand Reuse & Reclamation: Disposal Alternatives for Today. *Modern casting*, juin 1989, 64-65.

BRALOWER, P.M. et BURDITT, M.F. (1988). Is the Profit Line the Bottom Line in Sand Reclamation? *Modern casting*, mai 1988, 27-30.

CANMET (1993). *Research and Development Opportunities for Improvements in Energy Efficiency in the Canadian Pulp and Paper Sector to the Year 2010*, Ministère de l'Approvisionnement et des Services du Canada.

CANMET (1995). Conversion of Plastic Wastes into High Value-Added Products. *L'actualité chimique canadienne*, vol. 47, 17-19.

DEMPSEY, C.R. et OPPELT, E.T., U.S.E.P.A. (1993). Incineration of Hazardous Waste: a Critical Review Update. *Air & Waste*, 43, 25-73.

FREEMAN, H.M. (1989). *Standard Handbook of Hazardous Waste Treatment and Disposal*, McGraw-Hill, New York.

GAURIER, L. (1987). *Les applications du procédé Gaz-Contact au traitement des déchets industriels*, Symposium international sur le mesurage, les propriétés et l'utilisation du gaz naturel, Montréal, 197-216.

GOOD, G. (1991). Thermal Sand Reclamation Joins Foundry and Supplier Skills. *Modern casting*, juillet 1991, 27-29.

GUY, C., BENALI, M. et CHAOUKI, J. (1992). Foundry Sand Reclamation by the Gas-Contact Process. *International Gas Research Conference*, 5, 413-421.

GUY, C., CHAOUKI, J. et LEGROS, R., Groupe de recherche en gazotechnologies (1993a). *Développement d'un procédé de traitement thermique de déchets au gaz naturel - document soumis au programme Synergie*, École Polytechnique de Montréal.

GUY, C., CHAOUKI, J. et BENALI, M., Centre de développement technologique de l'École Polytechnique de Montréal (1993b). *Régénération des sables de fonderies par le procédé gaz-contact - projet C.D.T. P1653* -, École Polytechnique de Montréal.

GRAY, M.R., CORCORAN, W.H. et GAVALAS, G.R. (1985). Pyrolysis of Wood-Derived Material. Effects of Moisture and Ash Content. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, 24, 646-651.

HOLMAN, J.P. (1990). *Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York.

LANDREVILLE, L. (1992). *Incineration des boues de désencrage à l'aide du procédé Gaz-Contact*. Projet de fin d'études, École Polytechnique de Montréal.

LUMSDEN, B. (1993). Research, Planning Aid Selection of Sand Reclamation System. *Modern Casting*, mai 1993, 41-43.

MAHAN, B.H. (1977). *Chimie*, InterÉditions, Paris.

MAO, Z.N. (1991). *Foundry Sand Reclamation by the Gas-Contact Process*. Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal.

MAUILLON, L., GUY, C., CHAOUKI, J. et LEGROS, R. (1994). *Détail du design de l'unité pilote - traitement thermique des déchets à l'aide d'un réacteur à lit fluidisé circulant interne - Rapport d'étape (janvier 1994)*, École Polytechnique de Montréal.

MÉGHARI, A. (1994). *Régénération des sables de fonderie par le procédé Gaz-Contact*. Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal.

PARKER, C. et ROBERTS, T. (1985). *Energy from Waste: an Evaluation of Conversion Technologies*. Elsevier applied science publishers, Londre, 93-99.

PETCH, W.S. (1991). Hands-on Experience at Armstrong Mold, *Modern Casting*, juillet 1991, 33-34.

PUGSLEY, T.S., BERRUTI, F., GODFROY, L., CHAOUKI, J. et PATIENCE, G.S. (1993). A Predictive Model for the Gas-Solid Flow Structure in Circulating Fluidized Bed Risers. *4th international conference on circulating fluid beds*.

REIER, G.J. (1990). Thermal Sand Reclamation: a Strategy for Waste Minimization. *Modern casting*, mai 1990, 37-39.

THOMAS, L.D. (1989). Gas-Fired Technologies for the Modern Foundry. *Plant Engineering*, 43, A4-A7.

WENDLANDT, W.W.M. (1986). *Thermal analysis*. John Wiley & Sons, New York.



ZHANG, B. (1995). *Traitement thermique de sables de fonderie dans une unité oxy-gaz*.  
Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal.

**ANNEXES**

**ANNEXE A**  
**PLANS DÉTAILLÉS**

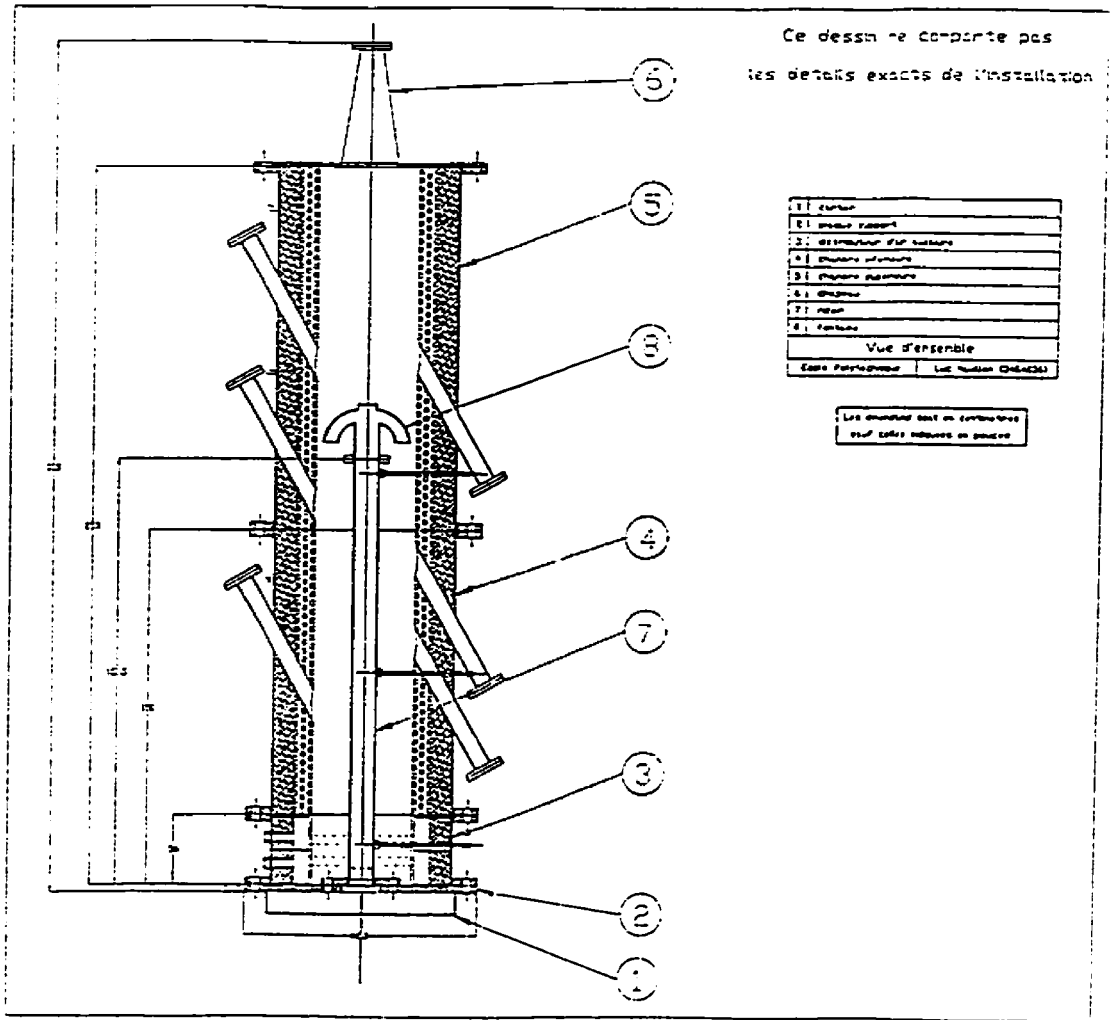


Figure A.1: vue d'ensemble.

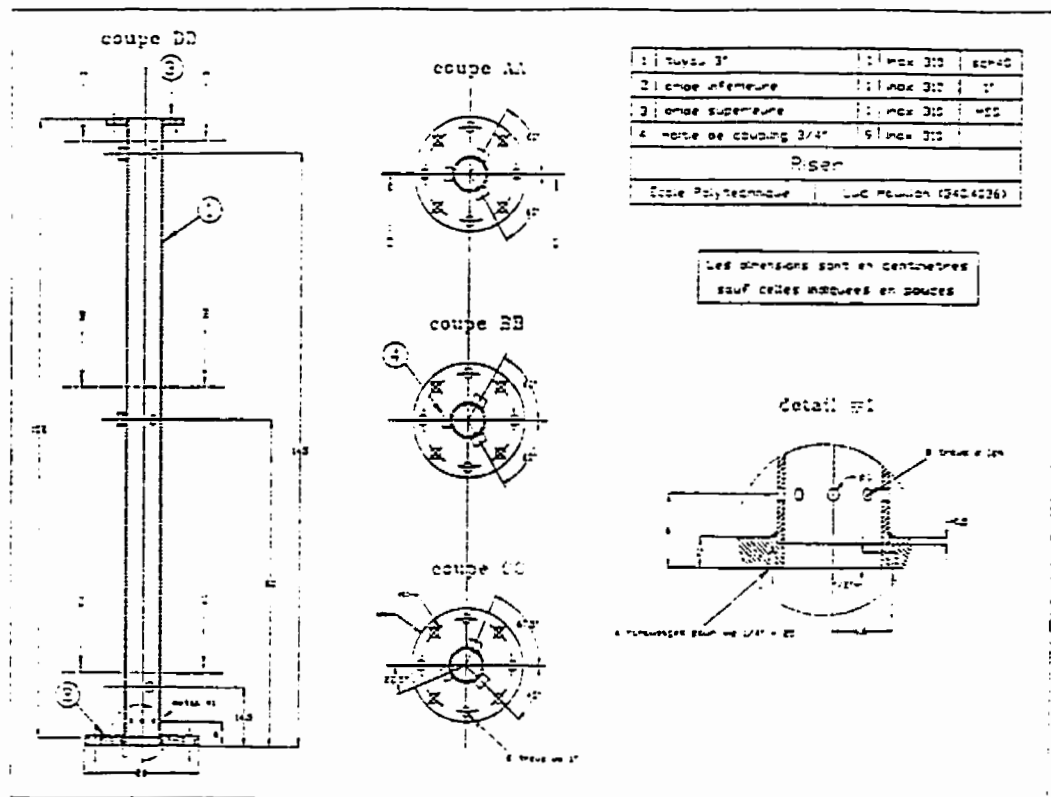


Figure A.2: tube de montée (riser).

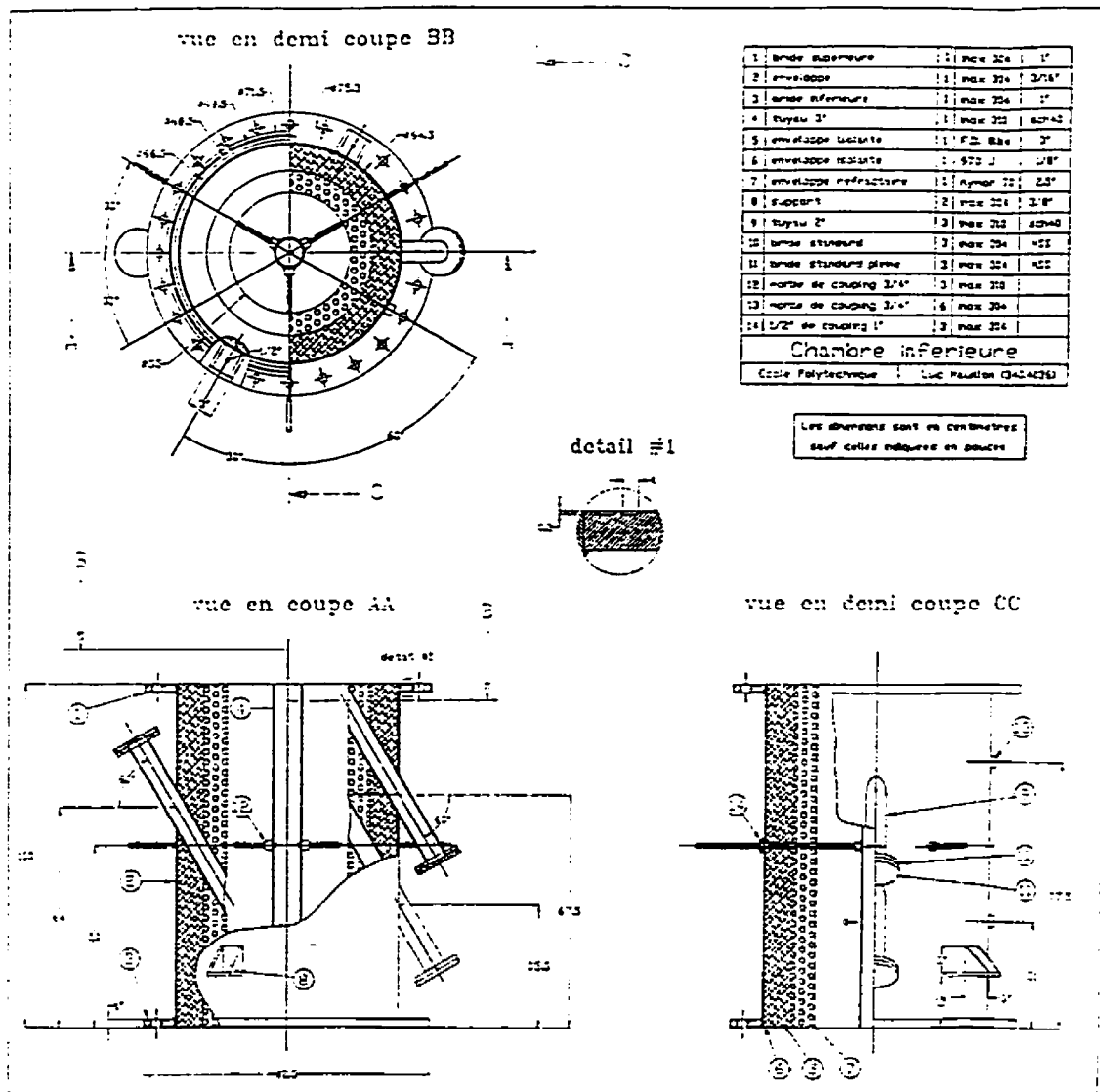


Figure A.3: chambre inférieure.

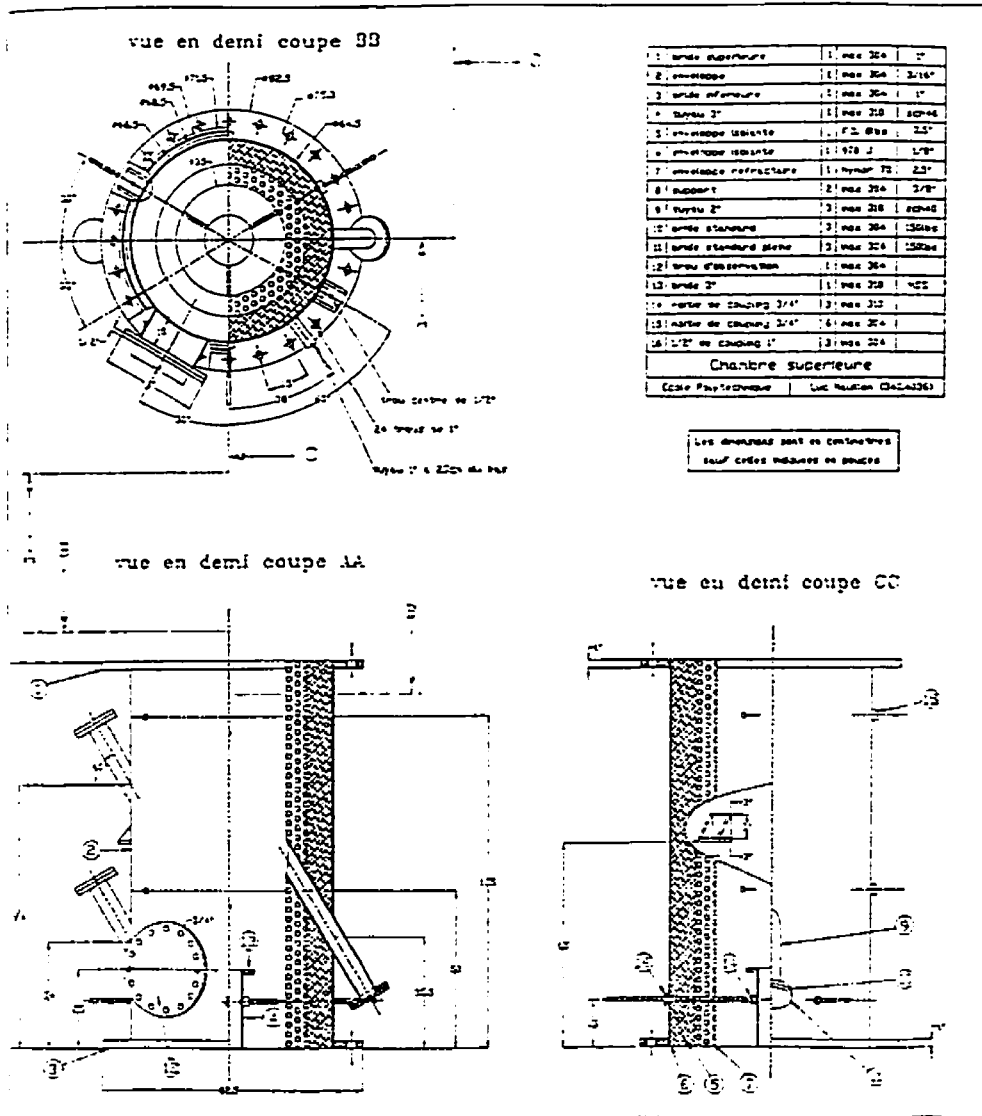


Figure A.4: chambre supérieure.

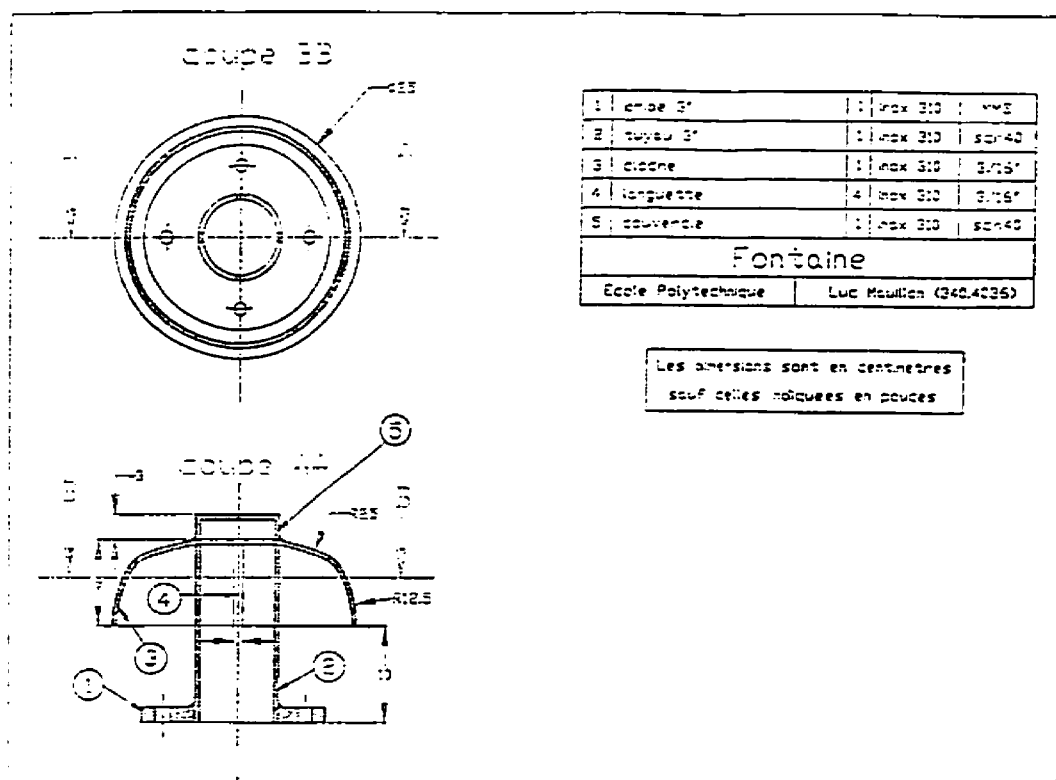


Figure A.5: fontaine.



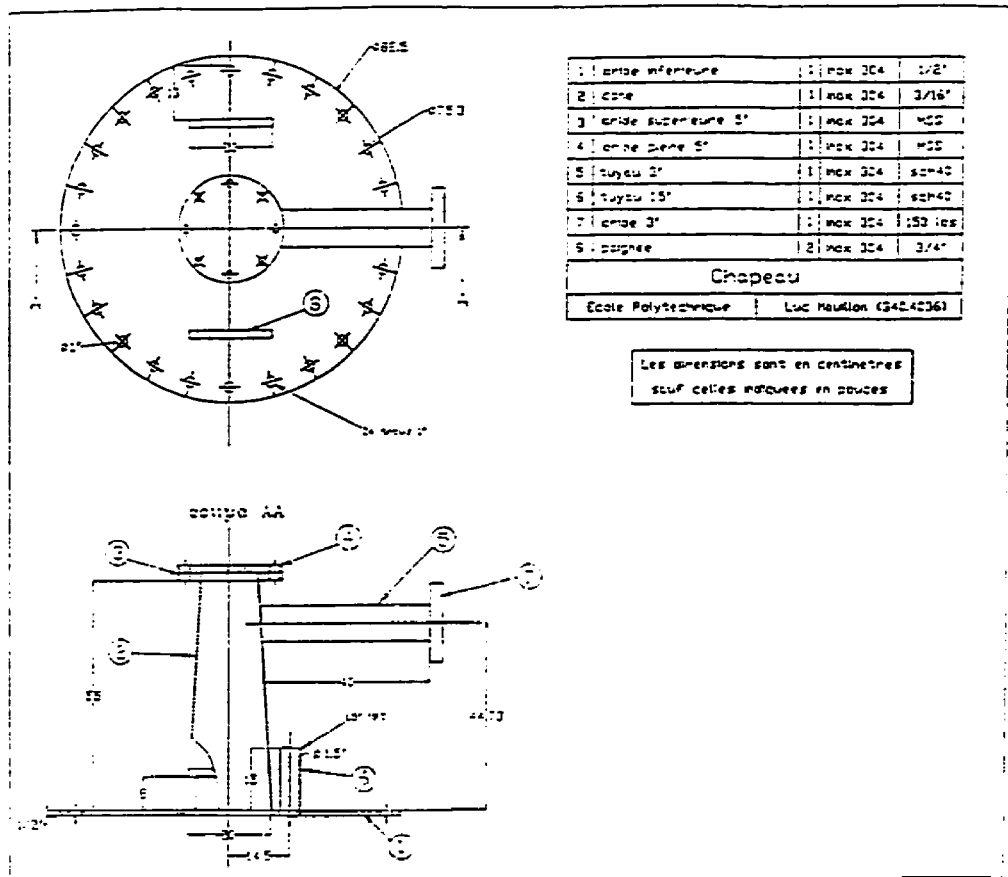


Figure A.6: chapeau.

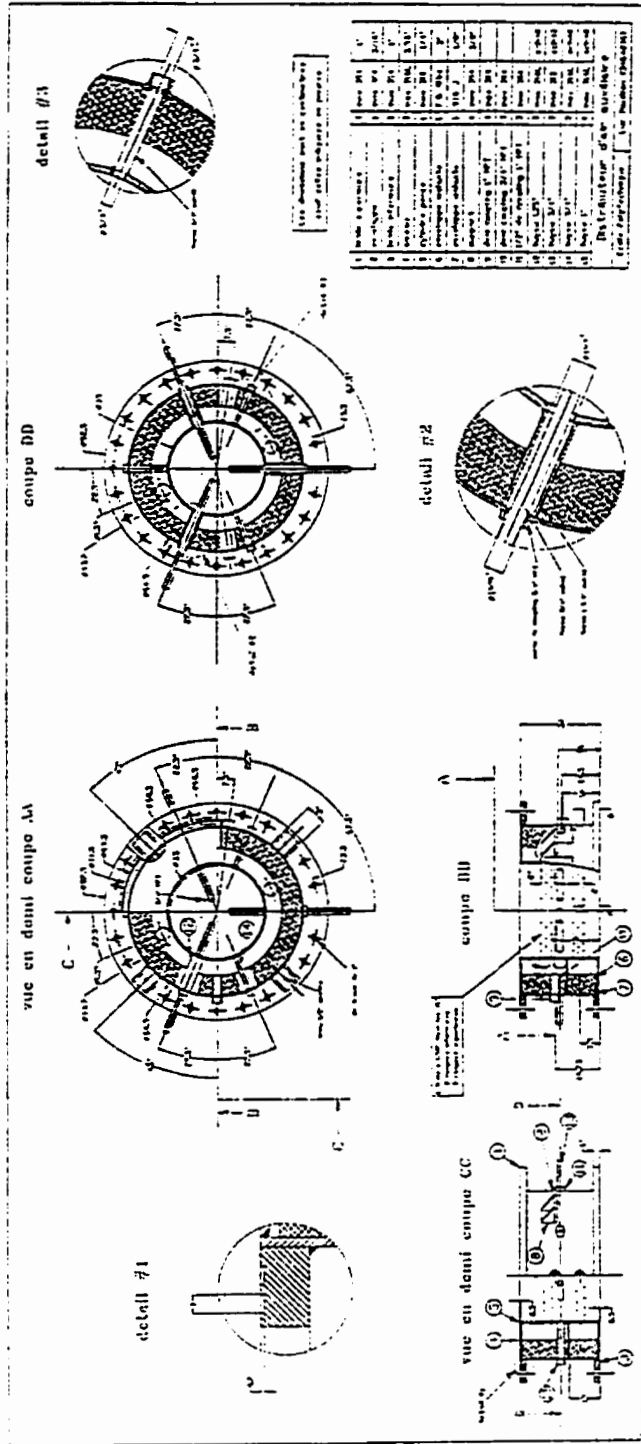


Figure A.7: distributeur d'air secondaire.

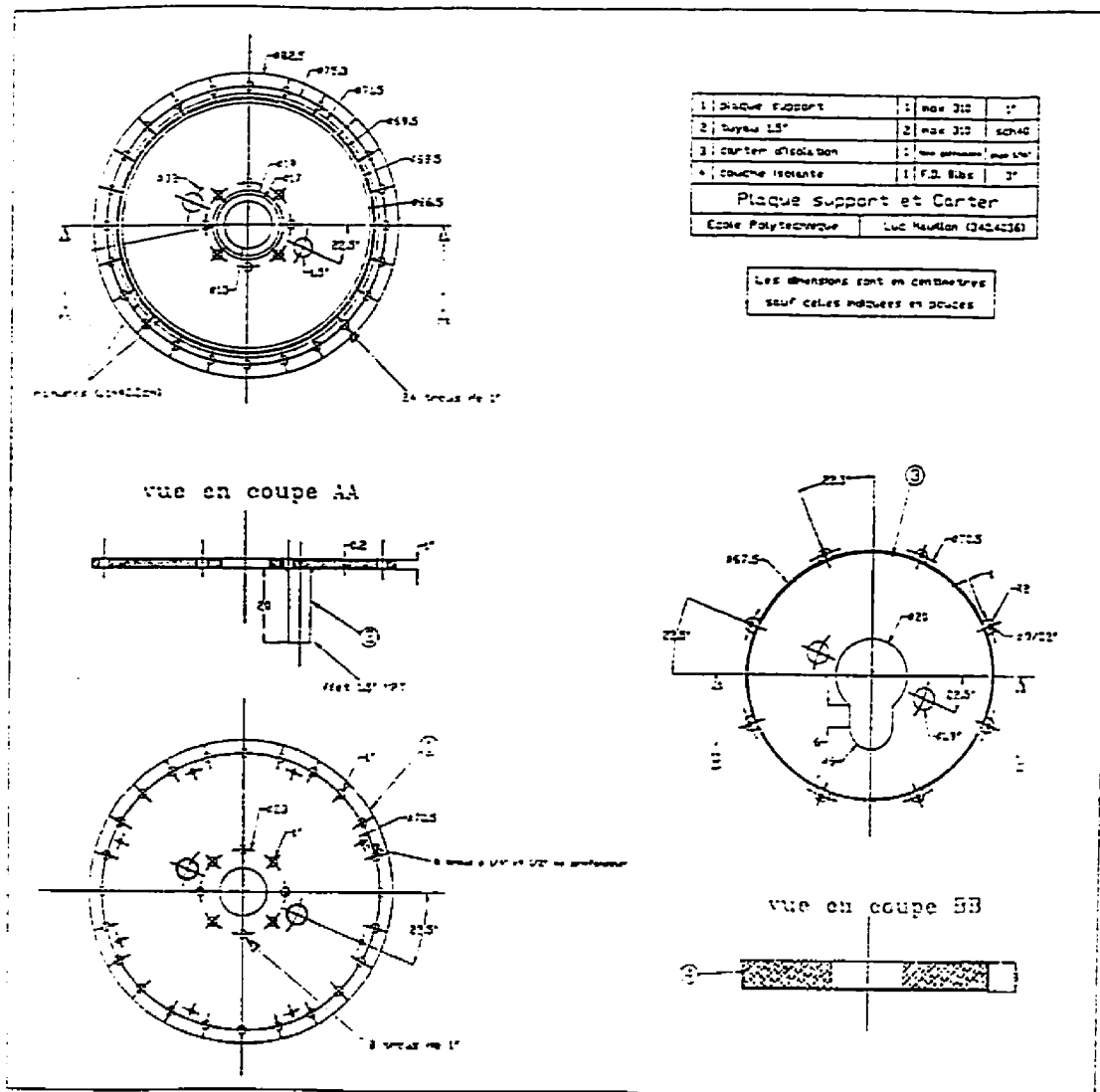


Figure A.8: plaque support et carter.

**ANNEXE B**  
**COURBE DE CALIBRATION**  
**DE LA VIS D'ARCHIMÈDE**

## calibration de la vis d'alimentation

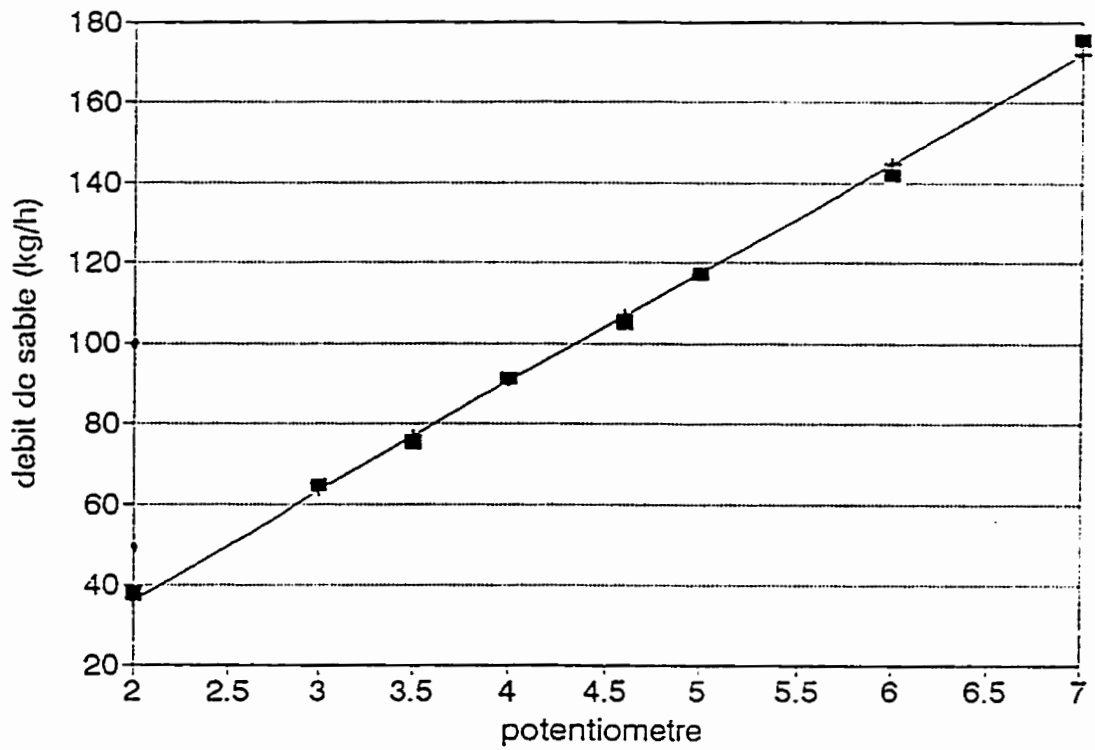


Figure B.1: courbe de calibration de la vis d'Archimède.

**ANNEXE C**  
**CALCULS SIMPLIFIÉS DE RAYONNEMENT**  
**DANS LE TUBE DE MONTÉ**

On désire évaluer l'erreur de lecture faite par un thermocouple du tube de monté, en opération à haute température. On a effectué un certain nombre d'hypothèses simplificatrices pour effectuer ce calcul.

***Hypothèses:***

Ainsi, on a choisi la température de la paroi interne du tube de montée égale à la température lue dans le lit de sable à la paroi externe du tube de montée. Le rayonnement est faible pour cette mesure faite à partir du lit. Une valeur de 800°C est choisie.

On fait aussi l'hypothèse que le rayonnement du gaz sur le thermocouple provient des gaz moléculairement asymétriques: CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O (on néglige l'émissivité de l'oxygène et de l'azote). On néglige la présence en faibles quantités de CO, NO<sub>x</sub>, de CH<sub>4</sub> et d'imbrûlés. Comme le milieu est dilué en sable, on néglige le rayonnement et la convection apportée par le sable dans le tube de monté. Cette hypothèse maximise et accroît (sens positif) l'erreur calculée.

On choisit une température de 900°C comme mesure de température. On suppose une puissance de 20 kW et un taux d'aération de 1.5 pour le calcul de la vitesse dans le tube de monté.

***Bilan d'énergie sur le thermocouple:***

Le bilan d'énergie sur le thermocouple peut s'écrire comme suit:

$$h_{\text{gaz}} A_t (T_{\infty} - T_t) + \sigma A_t \epsilon_{\text{gaz}} (T_{\infty}^4 - T_t^4) = \sigma A_t \epsilon_{\text{céram}} (T_t^4 - T_p^4) \quad (\text{C.1})$$

où:

$h_{\text{gaz}}$ : coefficient de convection (W/m<sup>2</sup>/°C)

- $A_t$ : surface d'échange sur le thermocouple ( $m^2$ )  
 $T_\infty$ : température du gaz (K)  
 $T_t$ : température du thermocouple (K)  
 $T_p$ : température de la paroi(K)  
 $\sigma$ : constante de Stefan-Boltzmann ( $W/m^2/K^4$ )  
 $\epsilon_{gaz}$ : émissivité du gaz  
 $\epsilon_{céram}$ : émissivité de la céramique entourant le thermocouple

L'émissivité du gaz est calculée comme suit (Holman, 1990):

$$\epsilon_{gaz} = C_{CO_2} \epsilon_{CO_2} + C_{H_2O} \epsilon_{H_2O} - \Delta \epsilon \quad (C.2)$$

où:

- $C_{CO_2}$ ,  $C_{H_2O}$  et  $\Delta \epsilon$ : facteurs de correction (lus graphiquement)  
 $\epsilon_{CO_2}$ : émissivité du  $CO_2$   
 $\epsilon_{H_2O}$ : émissivité du  $H_2O$

Le coefficient de convection est estimé à l'aide de (Holman, 1990):

$$\frac{h_{gaz} d}{k_f} = C (U d / \nu_p)^n Pr^{1/3} \quad (C.3)$$

où:

- $d$ : diamètre du thermocouple ( $m^2$ )  
 $k_f$ : conductivité thermique de la couche laminaire ( $W/m/^\circ C$ )



- C, n: constante dépendant du nombre de Reynolds  
U: vitesse superficielle (m/s)  
 $\nu_f$ : viscosité cinématique de la couche laminaire ( $m^2/s$ )  
Pr: nombre de Prandtl

Les principales valeurs sont les suivantes:

$$\epsilon_{\text{gaz}}=0.026$$

$$h_{\text{gaz}}=257 \text{ W/m}^2/\text{°C}$$

$$T_{\infty}=990\text{°C (au lieu de } 900\text{°C comme lu par le thermocouple)}$$

**ANNEXE D**  
**EXEMPLE DE COURBE DE:**  
**- CALORIMÉTRIE DIFFÉRENTIELLE**  
**- D'ANALYSE THERMOGRAVIMÉTRIQUE**

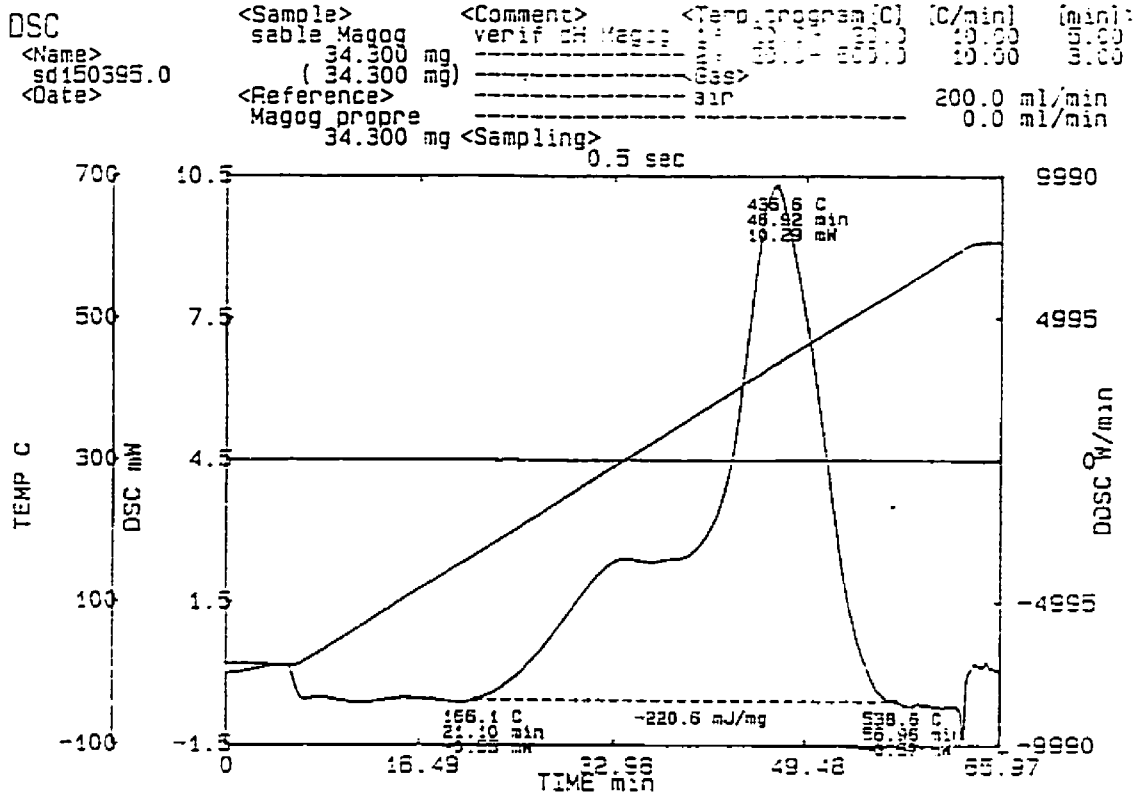


Figure D.1: exemple de courbe de calorimétrie différentielle.

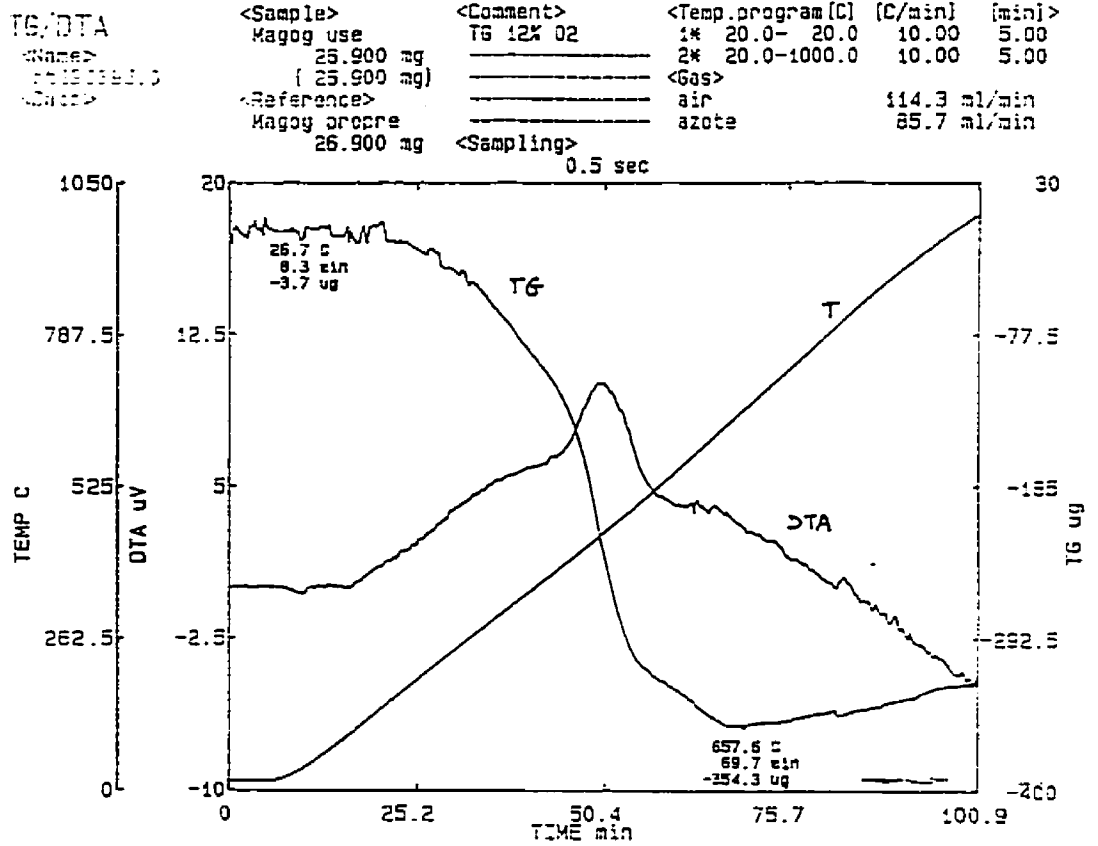


Figure D.2: exemple de courbe d'analyse thermogravimétrique.

**ANNEXE E**  
**PROCÉDURES D'OPÉRATION**

### ***Procédure de démarrage***

On présente la procédure de démarrage manuel de l'unité vide, en prenant pour acquis que toute l'instrumentation est opérationnelle, que la trémie est chargée en sable propre ou régénéré et que les entrées d'air parasite ont été éliminées. La procédure présentée permet de limiter les risques de prises en masse. Elle s'applique lorsque l'on désire utiliser l'unité avec alimentation et soutirage de solide en continu.

1. démarrer le programme d'acquisition de données permettant une lecture des profils de températures dans l'annulaire et dans le tube de montée, ainsi que les différents débits gazeux,
2. mettre sous tension l'alimentation électrique des transmetteurs de pression,
3. alimenter le brûleur en air primaire selon un débit donnant un faible excès d'air ( $25 \text{ (N)m}^3/\text{h}$  d'air pour une puissance nominale de 20 kW) et ouvrir le ventilateur d'évacuation des fumées,
4. alimenter (ouverture manuelle de l'électrovanne principale de gaz) le brûleur en gaz naturel selon la puissance choisie ( $2.02 \text{ (N)m}^3/\text{h}$  pour 20 kW), actionner immédiatement la bougie d'allumage et observer s'il y a détection de la flamme (si c'est le cas la vanne reste automatiquement ouverte). S'il n'y a pas d'allumage, relâcher l'interrupteur pour refermer l'électrovanne,
5. une fois la flamme établie, choisir le taux d'aération désiré et commencer l'alimentation de sable neuf ou régénéré. Il ne faut pas alimenter du sable usé sans qu'il y ait un lit de sable neuf ou régénéré. Le contact du sable usé avec une surface chaude sans bouger provoque la prise en masse),
6. commencer l'alimentation d'air secondaire aussitôt que le niveau du lit est au dessus des trous du tube de montée. Choisir un débit d'air secondaire permettant la circulation d'une petite quantité de sable sans éteindre la flamme. Ajuster ce débit au fur et mesure que la hauteur du lit augmente,
7. alimenter le solide jusqu'à observer la sortie du solide par trop plein.

### ***Procédure de préchauffage***

Une fois les conditions du point 7 obtenues, on doit atteindre un régime thermique établi en cuvee: le préchauffage du lit et de l'ensemble de l'unité. Ce régime permanent est atteint en 12 à 20 heures.

8. augmenter le taux de circulation graduellement à mesure que le lit se réchauffe et choisir un taux sécuritaire avant de laisser l'unité sans surveillance (un taux de circulation ne risquant pas d'éteindre la flamme),
9. le régime thermique est établi lorsque les profils de températures (annulaire et tube de montée) sont stables.

L'inertie thermique de l'unité est très grande. À ce stade, la modification d'un des débits implique une attente de 3 à 4 heures avant d'obtenir un nouveau régime permanent.

### ***Procédure d'opération***

10. On peut commencer l'alimentation de sable (neuf, régénéré ou usé selon l'essai) lorsque le régime est établi aux débits choisis.

Le débit de solide ne doit pas être trop élevé par rapport au taux de circulation. Le cas échéant, la température du sable chute et la flamme est éteinte. L'expérience acquise montre que le débit de solide ne peut être supérieur à 50 kg/h dans les conditions actuelles de l'unité (chapitre 3) compte tenu du taux de circulation maximal et de la puissance du brûleur.

11. Le nouveau régime permanent est atteint lorsque les profils de températures se stabilisent de nouveau (à des valeurs inférieures) avec alimentation et soutirage continu,
12. effectuer les mesures nécessaires.

***Procédure d'arrêt***

13. Couper l'alimentation de solide,
14. couper l'alimentation de gaz et augmenter le débit d'air primaire à sa valeur maximale en laissant une certaine circulation. Cette façon de faire évite un refroidissement stagnant du sable et favorise un refroidissement plus rapide,
15. le lit de sable peut être vidangé par le bas de l'unité lorsque suffisamment refroidi.



**ANNEXE F**  
**BIBLIOGRAPHIE DÉTAILLÉE**

ABB, W+E UMWELTTECHNIK. *La grille de combustion, composant central de l'incinération des déchets*, Zürich, 1991.

ABB, W+E UMWELTTECHNIK. *Energy from Waste*, Zürich, 1993.

AGENCE DE L'ENVIRONNEMENT ET DE LA MAÎTRISE DE L'ÉNERGIE (ADEME). *Catalogue des procédés de traitement des déchets industriels*, Angers, 1994

ALDÉN, H., E. BJORKMAN, B.G. ESPENÅS. «Gasification of Waste with Additional Hot Gas Cleaning», *Energy from Biomass and Wastes* (conference: Washington, DC, USA), mars 1991:927-945.

ANTONINI, G., P. GISLAIS. *Traitements thermiques des déchets industriels - État de l'art*. Paris, Technique & documentation Lavoisier, 1995.

ASSOCIATION TECHNIQUE DE L'INDUSTRIE DU GAZ EN FRANCE. *Calcul, conception et utilisation des brûleurs industriels à gaz*, Laval (Mayenne), imprimerie Barnéoud, 1983.

BAWKON, B. «Incineration Technologies for Managing Solid Waste», *Journal of the Air & Waste Management Association*, vol. 42, octobre 1992: 96-102.

BENALI, M., C., GUY, J. CHAOUKI. «Thermal Treatment of Divided Solid Wastes by the Gas-Contact Process», *Chemical Engineering & Processing*, 31, 1993: 277-284.

BENALI, M., Z.N., MAO, C., GUY, J. CHAOUKI. «Heat Treatment and Incineration of Divided Solids in a Cocurrent Downwards Gas-Solid Reactor», *Chemical engineering Science*, vol. 47, 1993: 2431-2436.

BERRUTI, F., B.J. MILNE, L.A. BEHIE. «The Internally Circulating Fluidized Bed (ICFB): a Novel Solution to Gas Bypassing in Spouted Beds», *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol. 70, 1992: 910-915.

BEX, T. «Thermal Reclaimer Developed to Reduce Energy Costs», *Modern Casting*, mai 1991: 40.

BOHN, M.S., C.B. BENHAM. «Biomass Pyrolysis with an Entrained Flow Reactor», *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, vol. 23, avril 1984: 355-363.

BOX, G.E.P, W.G. HUNTER, J.S. HUNTER. *Statistics for Experimenters*, New York, John Wiley & Sons, 1978.

BRALOWER, P.M. «Sand Reuse & Reclamation: Disposal Alternatives for Today», *Modern casting*, juin 1989: 64-65.

BRALOWER, P.M., M.F. BURDITT. «Is the Profit Line the Bottom Line in Sand Reclamation?» *Modern casting*, mai 1988: 27-30.

BRIDGWATER, A.V. «World-Wide Markets for Biomass Gasification Systems», *Energy from Biomass and Wastes (conference: Washington, DC, USA)*, avril 1986: 1351-1377.  
Brunner, C.R. *Handbook of Incineration Systems*. New York, McGraw-Hill, 1991.

CHEREMISINOFF, P.N. *Encyclopedia of Environment Control Technology: Thermal Treatment of Hazardous Wastes*. vol. 1, Houston, Gulf Publishing Company, 1989.

CANADIAN PORTLAND CEMENT ASSOCIATION. «Burning Waste in Cement Kilns». *Engineering Digest*, vol. 35, octobre 1989: 16-22.

CANMET, ENERGY RESEARCH LABORATORY. «Conversion of Plastic Wastes into High Value-Added Products», *L'actualité chimique canadienne*, vol. 47, n° 1, janvier 1995: 17-19.

CANMET. *Research and Development Opportunities for Improvements in Energy Efficiency in the Canadian Pulp and Paper Sector to the Year 2010*, Ministère de l'Approvisionnement et des Services du Canada, 1993.

CHAMBERS, C., J.W.LARSEN, W. LI, B. WIESEN. «Polymer Waste Reclamation by Pyrolysis in Molten Salts», *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, vol. 24, octobre 1984: 648-654.

CENTRE QUÉBÉCOIS DE VALORISATION DE LA BIOMASSE. *Atlas biomasse du Québec*, 1992

CLEGG, A.J., *Precision Casting Processes*, Oxford, Pergamon Press, 1991.

COLLINS, S. «Bubbling-bed Combustors Achieve True Co-firing of RDF, Wood, Coal». *Power*, vol. 135, avril 1991: 129-132.

CORELLA, J., M.P. AZNAR, J. DELGADO, E. ALDEA. «Steam Gasification of Cellulosic Wastes in a Fluidized Bed with Downstream Vessels», *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 30, octobre 1991: 2252-2262.

DELAFARGE, B. *Le biogaz, procédés de fermentation méthanique*, Paris, Masson, 1995.

DEMPSEY, C.R., E.T. OPPELT, U.S.E.P.A. «Incineration of Hazardous Waste: a Critical Review Update». *Air & Waste*, vol. 43, janvier 1993: 25-73.

DURAI-SWAMY, K., D.W. WARREN, M.N. MANSOUR. «Indirect Steam Gasification of Paper Mill, Sludge Waste», *Tappi Journal*, vol.74, octobre 1991: 137-143.

DRY, R.J., R.D. LA NAUZE. «Combustion in Fluidized Beds». *Chemical Engineering Progress*, vol. 86, juillet 1990: 31-47.

ELLIOTT, D.C., E.G. BAKER, R.S. BUTNER, L.J. SEALOCK. «Bench-Scale Reactor Tests of Low Temperature, Catalytic Gasification of Wet Industrial Wastes», *Journal of solar Energy Engineering*, vol. 115, février 1993: 52-56.

ENVIRONNEMENT CANADA. *Le programme d'essai et d'évaluation national des incinérateurs*, National Printers Inc., Ottawa, 1991.

FREEMAN, H.M. *Standard Handbook of Hazardous Waste Treatment and Disposal*. New York, McGraw-Hill, 1989.

GAURIER, L. «Les applications du procédé Gaz-Contact au traitement des déchets industriels», *Symposium international sur le mesurage, les propriétés et l'utilisation du gaz naturel*, Montréal, 1987:197-216.

GOOD, G. (1991). «Thermal Sand Reclamation Joins Foundry and Supplier Skills. Modern casting», juillet 1991: 27-29.

GUY, C., M. BENALI, J. CHAOUKI. «Foundry Sand Reclamation by the Gas-Contact Process. International Gas Research Conference», 5, 1992: 413-421.

GUY, C., J. CHAOUKI, R. LEGROS, GROUPE DE RECHERCHE EN GAZOTECHNOLOGIES. *Développement d'un procédé de traitement thermique de déchets au gaz naturel*, École Polytechnique de Montréal, 1993.

GUY, C., J. CHAOUKI, M. BENALI, CENTRE DE DÉVELOPPEMENT TECHNOLOGIQUE DE L'ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL. *Régénération des sables de fonderies par le procédé gaz-contact - projet C.D.T. P1653 -*, École Polytechnique de Montréal, 1993.

GRAY, M.R., W.H. CORCORAN, G.R.GAVALAS. «Pyrolysis of Wood-Derived Material. Effects of Moisture and Ash Content», *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, vol. 24, juillet 1985: 646-651.

HOLMAN, J.P. *Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1990.

IGARASHI, M., Y. HAYAFUNE, R. SUGAMIYA, Y. NAKAGAWA, K. MAKISHIMA. «Pyrolysis of Municipal Solid Waste in Japan», *Journal of Energy Resources Technology*, vol. 106, septembre 1984: 377-382.

INSTITUT DE RECHERCHE D'HYDRO-QUÉBEC. *Traitement des données pour un gazogène à lit fluidisé, dans le cadre du projet Biosyn - rapport n°1: calculs de rendements; bilan énergétique et bilan massique*, septembre 1995.

JORAPUR, R.M. «Development of a Low Density Biomass Gasification System», *Proceedings of the 28th Intersociety Energy Conversion*, août 1993: 2.443-2.448.

LANDREVILLE, L. *Incineration des boues de désencrage à l'aide du procédé Gaz-Contact*, Projet de fin d'études, École Polytechnique de Montréal, 1992.

LEGOUX, J.Y., C. LE DOUCE. *L'incinération des déchets ménagers*, Paris, Economica, 1995.

LIENHARD, H., H. BIERBACH. «Gasification of Biomass and its Application in the Pulp and Paper Industry», *Tappi Journal*, vol.69, mars 1986: 88-91.

LUMSDEN, B. «Planning Aid Selection of Sand Reclamation System», *Modern Casting*, mai 1993: 41-43.

MAHAN, B.H. *Chimie*, Paris, InterÉditions, 1977.

MAO, Z.N. *Foundry Sand Reclamation by the Gas-Contact Process*, Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal, 1993.

MANIATIS, K., J. DE RUYCK, G. BARON. «An Oxygen Enriched Air Fluidized Bed Gasifier-Gas Turbine Combined Heat and Power Plant Fueled by Wood Waste», *Proceedings of the 26th Intersociety Energy Conversion*, août 1991: 30-35.

MAUILLON L., C., GUY, J., CHAOUKI, R., LEGROS. *Détail du design de l'unité pilote - traitement thermique des déchets à l'aide d'un réacteur à lit fluidisé circulant interne*, Rapport d'étape, École Polytechnique de Montréal, janvier 1994.

MATTHEW, S., M.A. MENDIS, A. TALIB. «Commercial Biomass Gasification in Developing Countries», *Energy from Biomass and Wastes* (conference: New Orleans, LA, USA), février 1989:769-791.

MÉGHARI, A. *Régénération des sables de fonderie par le procédé Gaz-Contact*, Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal, 1994.

MINISTÈRE DES RESSOURCES NATURELLES DU QUÉBEC. *Cahier d'information - Débat public sur l'énergie au Québec - La production d'électricité*, Direction des relations publiques, Ministère des Ressources naturelles, 1995

PAKDEL, H., G. COUTURE, C. ROY. «Vacuum Pyrolysis of Bark Residues and Primary Sludges», *Tappi Journal*, vol. 77, juillet 1994: 205-211.

PERSHING, D.W., J.S. LIGHTY, G.D. SILCOX, M.P. HEAD, W.D. OWENS. «Solid Waste Incineration in Rotary Kilns». *Combustion Science and Technology*, vol. 93, 1993: 245-276.

PFEFFER, J.T. *Solid Waste Management Engineering*. Englewood Cliffs, Prentice Hall, 1992.

PLANTE, P., C. ROY, E. CHORNET. «CO<sub>2</sub> Gasification of Wood Charcoals Derived from Vacuum and Atmospheric Pyrolysis», *Journal canadien de génie chimique*, vol. 66, avril 1988: 307-312.

PARKER, C., T. ROBERTS. *Energy from Waste: an Evaluation of Conversion Technologies*. Londre, Elsevier applied science publishers, 1985.

PETCH, W.S. «Hands-on Experience at Armstrong Mold», *Modern Casting*, juillet 1991: 33-34.

PUGSLEY, T.S., F. BERRUTI, L. GODFROY, J. CHAOUKI, G.S. PATIENCE. «A Predictive Model for the Gas-Solid Flow Structure in Circulating Fluidized Bed Risers». 4th international conference on circulating fluid beds, 1993.

REIER, G.J. «Thermal Sand Reclamation: a Strategy for Waste Minimization». *Modern casting*, mai 1990, 37-39.



RINK, K.K., J.A. KOZINSKI, J.S. LIGHTY, Q. LU. «Design and Construction of a Circulating Fluidized Bed Combustion Facility for Use in Studying the Thermal Remediation of Wastes». *Review of Scientific Instruments*, vol. 65, aout 1994: 2704-2713.

ROBINSON, W.D. *The Solid Waste Handbook*. New York, John Wiley & Sons, 1986.

SADHUKHAN, P., M. BRADFORD. «Fluidized Bed Incineration: Improved Waste Disposal Method». *Hydrocarbon Processing*, mars 1993: 61-66.

SAXENA, S.C., A.N. KASI. «Fluidized-bed Incineration of Paper Pellets». *Energy Conversion and Management*, vol. 35, janvier 1994: 1-23.

SAXENA, S.C., N.S. RAO. «Characteristics of a Fluidized-bed Incinerator for the Combustion of Solid Wastes». *Energy Conversion and Management*, vol. 34, février 1993: 81-97.

TCHOBANOGLIOUS, G., H. THEISEN, S.A. VIGIL. *Integrated Solid Waste Management*. New York, McGraw-Hill, 1993.

THOMAS, L.D. «Gas-Fired Technologies for the Modern Foundry. *Plant Engineering*», vol. 43, aout 1989: A4-A7.

TILLMAN, D.A., A.J. ROSSI, K.M. VICK. «Rotary Incineration for Solid Hazardous Wastes», *Chemical Engineering Progress*, vol. 86, juillet 1990: 19-31.

VOURC'H, T. *Deinking Sludge Management Techniques Used in Pulp and Paper Mills Across Canada, Opportunities for Thermal Oxidation and Natural Gas*, juin 1994

VOURCH, T., Y. BLANC. *Étude de positionnement marketing du procédé contact fluid*, avril 1993

WAN, E.I., M.D. FRASER. «Economic assessment of Advanced Biomass Gasification Systems», *Energy from Biomass and Wastes* (conference: New Orleans, LA, USA), février 1989:791-827.

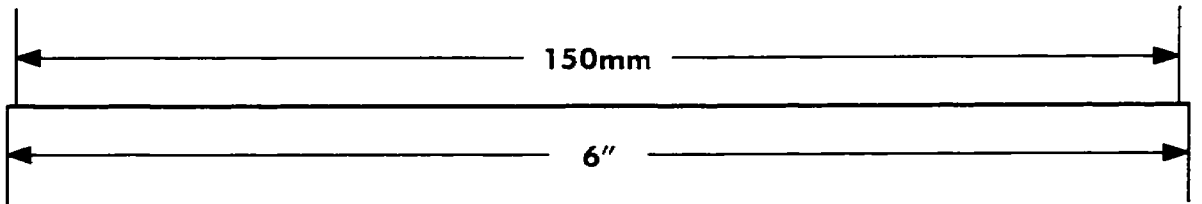
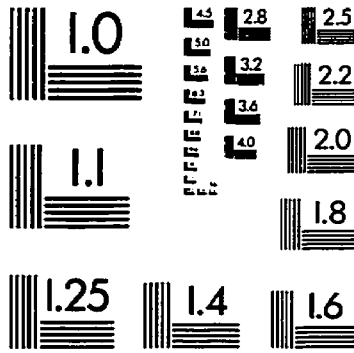
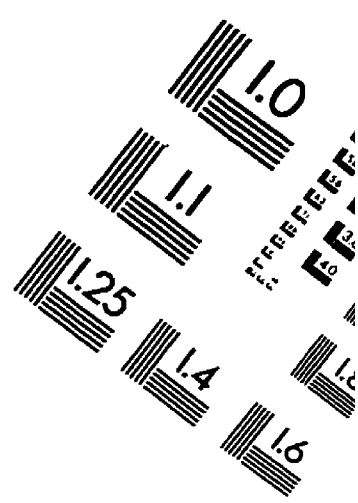
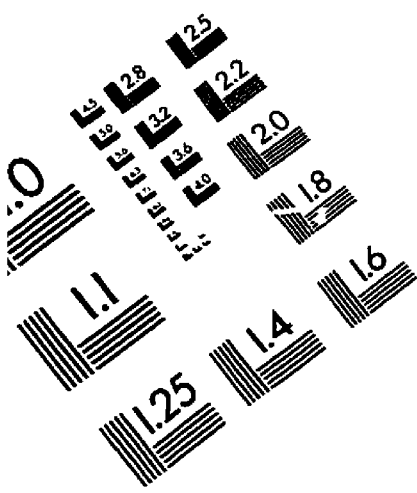
WENDLANDT, W.W.M. *Thermal Analysis*, New York, John Wiley & Sons, 1986.

WENTZ, C.A. *Hazardous Waste Management*. New York, McGraw-Hill, 1989.

WHEELER, D.J. *Understanding Industrial Experimentation, second edition*, Knoxville, SPC Press, Inc. 1990.

ZHANG, B. *Traitement thermique de sables de fonderie dans une unité oxy-gaz*. Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal, 1995.

# IMAGE EVALUATION TEST TARGET (QA-3)



APPLIED IMAGE . Inc  
1653 East Main Street  
Rochester, NY 14609 USA  
Phone: 716/482-0300  
Fax: 716/288-5989

© 1993, Applied Image, Inc., All Rights Reserved

