

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

FAISABILITÉ DE LA VITRIFICATION DE CENDRES VOLANTES DANS UNE
UNITÉ OXYGAZ

CLAUDE MAHEUX-PICARD
DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES (M. Sc. A.)
(GÉNIE CHIMIQUE)
JUILLET 1997



**National Library
of Canada**

**Acquisitions and
Bibliographic Services**

**395 Wellington Street
Ottawa ON K1A 0N4
Canada**

**Bibliothèque nationale
du Canada**

**Acquisitions et
services bibliographiques**

**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.

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 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.

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.

0-612-33154-7

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé :

FAISABILITÉ DE LA VITRIFICATION DE CENDRES VOLANTES DANS UNE
UNITÉ OXYGAZ

présenté par : MAHEUX-PICARD Claude

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

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

M. LEGROS Robert, ing., Ph.D., président

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

M. BRUNET Stéphane, ing., M.Sc.A., membre (Centre des Technologies du Gaz Naturel)

« La pratique sans la théorie est aveugle,
la théorie sans la pratique est absurde. »

REMERCIEMENTS

Je désire remercier d'abord mon directeur de recherche, Monsieur Christophe Guy, pour ses conseils et son aide lors de la réalisation de ce projet de maîtrise.

J'aimerais remercier également M. Luc Bussac, M. René-Jean Lavallée et M. Gérard Offredo pour leur grande collaboration et leur intérêt envers le projet.

Merci aux personnes suivantes pour leurs interventions de toutes sortes :

- M. Michel Rigaud, du Centre de Recherche Industrielle du Québec,
- M. André Désilets, technicien,
- M. André Ducharme, technicien,
- Mme Carole Massicotte, technicienne,
- M.M. Arthur Pelton et Christopher Bale, du CRCT,
- Mme Dany Lévesque, pour ses connaissances en informatique,

Un merci très particulier à M. Daniel Dumas, technicien, pour ses idées, son intérêt et sa disponibilité.

Ma reconnaissance à Gaz Métropolitain, au Centre des Technologies du Gaz Naturel et au Conseil de Recherches en Sciences Naturelles et en Génie du Canada pour leur soutien financier.

Enfin, je voudrais remercier mes parents pour leur support tout au long de mes études.

RÉSUMÉ

Les cendres volantes émises lors de l'incinération de déchets de toutes sortes constituent un site de prédilection pour la condensation des métaux lourds. Posant un problème environnemental, elles doivent être prises en charge à coût élevé par des entreprises spécialisées. La vitrification est un procédé thermique à haute température permettant de réduire de moitié le volume de déchets à traiter et d'emprisonner la majorité des contaminants à l'intérieur d'une matrice ayant les propriétés du verre. Les fragments de cette matrice peuvent être réutilisés à titre de matériau de remblai dans les mines, de gravier dans la construction de routes, d'agrégat dans la fabrication de béton ou d'asphalte. Les technologies de vitrification développées sont souvent coûteuses en énergie et nécessitent l'emploi d'additifs. Il existe donc un besoin pour une technologie moins dispendieuse, simple à opérer et éventuellement transportable.

Inspirée de la technologie oxygaz de régénération des sables de fonderie développée à l'École Polytechnique, la technologie proposée avait la particularité de miser sur l'utilisation d'un brûleur oxygaz coaxial modifié de manière à permettre l'alimentation des solides directement au sein de la flamme (procédé Gaz-Contact). Ainsi, le déchet à traiter atteignait rapidement de hautes températures. L'unité expérimentale employée consistait en un four vertical muni à sa base d'un système de trempe à l'eau et de récupération des produits traités. Des thermocouples insérés au centre du four donnaient le profil de température des produits de combustion. Deux autres mesuraient la température de la paroi interne. Quant aux émissions, elles étaient analysées à l'aide d'un appareil de mesure des polluants atmosphériques.

Les principaux objectifs de ce projet d'étude étaient de résoudre d'abord les problèmes opératoires de l'unité, d'établir une procédure d'opération, d'évaluer la faisabilité de la

vitrification en réalisant des essais avec des cendres volantes d'électrofiltres de la CUQ, et d'identifier les facteurs pouvant en influencer la réussite.

On a observé qu'une augmentation de la puissance admise au brûleur, de même que l'enrichissement du comburant avec de l'oxygène pur, avaient pour effet d'accroître la température moyenne des fumées. L'alimentation de cendres, en perturbant la stabilité de la flamme, provoquait quant à elle une chute de température accompagnée d'une forte production de CO. En ce qui concerne les NO_x, les quantités produites augmentent graduellement avec le taux d'O₂ pur utilisé, mais chutent lorsque des cendres sont alimentées.

L'analyse de la composition chimique des résidus solides recueillis en sortie de procédé a révélé la volatilisation du chlore et des principaux métaux lourds (Zn, As, Hg, Cd). Ils s'avèrent toutefois résistants à la lixiviation, particulièrement en ce qui concerne les résidus en forme de filaments, qui semblent plus stables physiquement et chimiquement.

L'établissement du bilan global des flux énergétiques de l'unité a révélé que la puissance disponible était théoriquement suffisante pour vitrifier la totalité des cendres. Le développement d'un modèle de prédiction des profils de température des particules à partir du bilan différentiel a permis de constater qu'en effet, la majorité des particules circulant au centre du four atteignaient la température de fusion et disposaient d'assez d'énergie pour se vitrifier. Mais l'hétérogénéité des résidus obtenus lors des essais laissait croire qu'il en allait autrement des autres particules. Plusieurs facteurs ont été invoqués dont : la taille et la forme des particules de cendres, l'altération de la qualité du mélange gaz-comburant-cendres, la composition chimique des cendres et son effet sur la cinétique, l'agglomération des cendres et la sous-évaluation de leur température réelle de fusion.

La présence d'une zone de paroi froide à la fin du four et l'étroitesse du conduit de sortie des résidus représentent d'autres éléments limitatifs.

En conclusion, la technologie de vitrification proposée produit des résidus solides inertes dont on pourrait disposer à moindre coût. Ayant une certaine valeur marchande, des profits pourraient même être générés. La réussite de la vitrification n'étant pas complète, l'application des recommandations émises permettrait de valider, d'optimiser et d'évaluer la versatilité du procédé.

ABSTRACT

Fly ashes produced during wastes incineration pose an environmental problem. Constituting a predilection site for the condensation of heavy metals, they have to be treated at a high cost by companies specialized in the treatment of hazardous wastes. Vitrification is a high-temperature thermal process reducing by half the volume of solid and allowing the confinement of most of the contaminants inside a glass-like matrix. Fragments of this matrix can be reused as backfill material in the mining industry, as gravel in road construction, as aggregate in asphalt and concrete production, etc. The existing vitrification technologies are often expensive in terms of energy consumption and require the addition of fluxing reagents. There is therefore a need for a new, cheaper, easy to operate and eventually transportable technology.

Inspired by the oxygas foundry sand reclamation process developped at Ecole Polytechnique, the proposed technology has the particularity of relying on the use of an oxygas coaxial burner, modified in such a way that the waste can be fed directly into the flame (Gas-Contact Process). Therefore, the waste to be treated quickly reaches high temperatures.

The experimental unit used consisted of a vertical stationary kiln provided with a water quenching system and a treated products recovery tank. The combustion products temperature profile was given by several thermocouples inserted at the center of the kiln. Two more measured the inner wall temperature. The flue gases were monitored to estimate the amount of atmospheric pollutants emitted.

The main objectives of this project were to identify and solve operating problems, to establish safe operating procedures, to conduct series of tests with CUQ's electrostatic

precipitator fly ashes so as to evaluate the feasibility of the vitrification process proposed, and to identify the factors having an influence on it.

It was noticed that an increase of the burner power, as well as an oxygen enrichment of the combustion air, caused an increase of the flue gases mean temperature. Feeding fly ashes directly into the flame perturbed slightly its stability, causing a temperature drop all along the kiln and a high production of carbon monoxide.

An analysis of the chemical composition of the solid residues recovered at the exit of the process revealed that chlorine and most of the heavy metals initially present were volatilized during the treatment. These residues were found to be reluctant to lixiviation, especially those shaped like filaments who seemed to be more stable physically and chemically.

A global energy balance on the unit revealed that the treatment power available was theoretically sufficient to vitrify the fly ashes entirely. A model for the prediction of the fly ash particles temperature profiles based on a differential energy balance was developped. It showed that most of the particles circulating at the center of the kiln reach their fusion temperature and receive enough energy to get vitrified. It didn't seem to be the same for the rest of the particles since the solid residues recovered varied in size, shape and appearance. Many factors may be responsible for this lack of homogeneity : initial size and shape of the particles to be treated, deterioration of the gas-combustion air-ashes mixing effectiveness, fly ash chemical composition and its effect on the kinetics, agglomeration of particles, and underestimation of their real fusion temperature.

Among other limiting factors are the presence of a cold inner wall zone at the lower end of the kiln and the narrowness of the collected residue outlet pipe.

In conclusion, it was demonstrated that the vitrification technology proposed produced inert solid residues which could be landfilled at a lesser cost or sold and reused thus generating substantial profits. Since vitrification success has not been completely proven, the implementation of certain recommendations would allow the validation, the optimization and the evaluation of the versatility of the process.

TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS	v
RÉSUMÉ	vi
ABSTRACT	ix
TABLE DES MATIÈRES	xii
LISTE DES TABLEAUX	xiv
LISTE DES FIGURES	xv
LISTE DES ANNEXES	xviii
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS	xix
NOMENCLATURE	xx
 INTRODUCTION	 1
 CHAPITRE 1 : LA VITRIFICATION.....	 4
1.1 Approche théorique	4
1.2 Survol des technologies de vitrification.....	5
1.3 Volatilisation des contaminants	15
 CHAPITRE 2 : TECHNOLOGIE PROPOSÉE	 17
2.1 Origine	17
2.2 Description de l'unité proposée	23
2.3 Conditions d'opération	28
 CHAPITRE 3 : LES CENDRES VOLANTES	 30
3.1 Introduction	30
3.2 Caractéristiques thermophysiques	31

CHAPITRE 4 : LES FONDANTS	42
CHAPITRE 5 : RÉSULTATS EXPÉRIMENTAUX	49
5.1 Analyse globale des essais	52
5.2 Analyse des résidus recueillis	62
5.3 Analyse des émissions	68
5.3.1 Caractéristiques des fumées	68
5.3.2 Polluants atmosphériques mesurés	71
CHAPITRE 6 : ÉVALUATION DE LA FAISABILITÉ DE LA VITRIFICATION	74
6.1 Bilan énergétique global	74
6.2 Bilan sur une particule	78
6.3 Causes d'hétérogénéité des résidus recueillis	88
CONCLUSION	90
RECOMMANDATIONS	93
RÉFÉRENCES	96
ANNEXES	100

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1. 1	Températures de volatilisation des métaux.	15
Tableau 3. 1	Composition chimique des cendres volantes.	32
Tableau 3. 2	Résultats d'une analyse effectuée chez CANMET.	33
Tableau 3. 3	Teneurs moyennes des composés organiques présents dans les cendres	33
Tableau 3. 4	Résultats du test de lixiviation effectué sur les cendres volantes.....	34
Tableau 4. 1	Composition chimique des cendres volantes sous forme d'oxydes simples.	43
Tableau 5. 1	Résultats obtenus lors des essais	51
Tableau 5. 2	Caractéristiques des résidus recueillis lors des essais de vitrification.	64
Tableau 5. 3	Composition chimique des différentes fractions.	66
Tableau 5. 4	Résultats du test de lixiviation effectué sur les résidus recueillis.....	67
Tableau 5. 5	Composition volumique des fumées.	70
Tableau A. 1	Composition chimique du gaz naturel du Canada.....	102
Tableau A. 2	Caractéristiques de la combustion théorique.	102
Tableau C.1	Tableau récapitulatif des essais de vitrification.....	107
Tableau D. 1	Taux corrigés d'excès d'O ₂ aux fumées selon les conditions d'opération.	117
Tableau G. 1	Calcul de l'erreur de lecture des thermocouples due au rayonnement.....	130

LISTE DES FIGURES

Figure 1. 1 Configuration d'une cellule d'enfouissement Stablex (Stablex Canada).....	6
Figure 1. 2 Four à électrodes immergées (Antonini et Gislais, 1995).....	8
Figure 1. 3 Chauffage par arc électrique : a) four à arc électrique, b) four à plasma	9
Figure 1. 4 Four cyclone de l'IGT (Wagner et coll., 1996).....	11
Figure 1. 5 Four bassin basculant (Martres, 1991).....	12
Figure 1. 6 Four rotatif (Martres, 1991).....	13
Figure 1. 7 Combustion submergée (Olabin et coll., 1995)	14
Figure 2. 1 Unité typique du procédé Gaz-Contact.....	18
Figure 2. 2 Brûleur à contre-rotation du procédé Gaz-Contact.	19
Figure 2. 3 Schéma du brûleur oxygaz modifié.	22
Figure 2. 4 Photo de l'unité de vitrification.	24
Figure 2. 5 Schéma de l'unité de vitrification.....	25
Figure 2. 6 Photo du brûleur oxygaz utilisé.	26
Figure 2. 7 Température adiabatique de flamme en fonction du taux d'O ₂ du comburant.....	29
Figure 2. 8 Concentration en NO _x en fonction du taux d'O ₂ du comburant.	29
Figure 3. 1 Processus d'incinération des ordures ménagères de la ville de Québec	30
Figure 3. 2 Système de classification chimique des cendres de charbon	36
Figure 3. 3 Résumé des principales réactions survenant lors de la fusion de cendres de charbon, appliqué au tracé d'ATD des cendres de la CUQ.....	38
Figure 3. 4 Distribution granulométrique obtenue par analyse d'image.	40
Figure 3. 5 Distribution granulométrique obtenue par tamisage.	40
Figure 3. 6 Histogramme du facteur de forme des fines.	41
Figure 4. 1 Diagramme de phase optimisé du système CaO - Al ₂ O ₃ - SiO ₂	44

Figure 4. 2 Effet du SiO_2 sur la température de fusion du système $\text{CaO-Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$	45
Figure 4. 3 Effet du Al_2O_3 sur la température de fusion du système $\text{CaO-Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$	45
Figure 4. 4 Effet du CaO sur la température de fusion du système $\text{CaO-Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$	46
Figure 4. 5 Effet du TiO_2 sur la température de fusion du système $\text{CaO-Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$ -	46
Figure 4. 6 Effet du MgO sur la température de fusion du système $\text{CaO-Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$ -	47
Figure 4. 7 Effet du Na_2O sur la température de fusion du système $\text{CaO-Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$ -	47
Figure 4. 8 Effet du K_2O sur la température de fusion du système $\text{CaO-Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2\text{-K}_2\text{O}$.	48
Figure 5. 1 Comparaison des profils de température pour différentes puissances.....	52
Figure 5. 2 Comparaison des profils de température à l'intérieur du four pour différentes proportions d' O_2 pur.....	53
Figure 5. 3 Profil de température à l'intérieur du four lors de l'essai # 4.	54
Figure 5. 4 Effet de l'alimentation de cendres à 80 kW et 40 % O_2 pur.....	55
Figure 5. 5 Effet de l'alimentation de cendres sur les profils de température à 0 %	56
Figure 5. 6 Effet de l'alimentation de cendres sur les profils de température à 40 %.....	57
Figure 5. 7 Cartographie des différentes zones de température à l'intérieur du four après l'alimentation de cendres à 0 et 40% d'oxygène pur.	58
Figure 5. 8 Calcul du point d'impact des cendres avec la paroi.	59
Figure 5. 9 Résidus recueillis lors des essais de vitrification.	63
Figure 5. 10 Évolution du taux corrigé d'oxygène en excès aux fumées.....	71
Figure 5. 11 Évolution de la quantité de CO rejetée aux fumées.	72
Figure 5. 12 Évolution de la quantité de NO_x rejetée aux fumées.....	73
Figure 6. 1 Bilan énergétique sur le four.....	74
Figure 6. 2 Profil de température des particules à 0% d'oxygène pur.....	82
Figure 6. 3 Profil de température des particules à 40% d'oxygène pur.....	83
Figure 6. 4 Fraction de particules vitrifiées à 0% d'oxygène pur.....	84
Figure 6. 5 Fraction de particules vitrifiées à 40% d'oxygène pur.....	85

Figure 6. 6 Photo de l'embouchure du four à la fin des essais (vue générale).	86
Figure 6. 7 Photo de l'embouchure du four à la fin des essais (détail).	87
Figure D. 1 Effet de l'aspiration d'air parasite sur le profil de température.	112
Figure D. 2 Effet du dépôt de cendres dans la trémie.....	114
Figure D. 3 Schéma des entrées et sorties du four.	115
Figure E. 1 Profil de température à 0% d'O ₂ pur. $T_{fum\ max}$ à 20 cm.	122
Figure E. 2 Profil de température à 40% d'O ₂ pur. $T_{fum\ max}$ à 60 cm.....	122

LISTE DES ANNEXES

ANNEXE A : Caractéristiques du gaz naturel du Canada.....	101
ANNEXE B : Procédures d'opération de l'unité	103
ANNEXE C : Tableau récapitulatif des essais de vitrification.....	107
ANNEXE D : Calcul de l'air parasite et du taux corrigé d'oxygène aux fumées.....	111
ANNEXE E : Calcul des pertes aux parois.....	118
ANNEXE F : Modélisation des profils de température des particules	125
ANNEXE G : Calcul de l'erreur de lecture des thermocouples.....	128

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

ATD	: Analyse thermique différentielle
BPC	: Biphényle polychloré
CANMET	: Centre Canadien de la Technologie des Minéraux et de l'Énergie
CRCT	: Centre de Recherche en Calcul Thermochimique
CTGN	: Centre des Technologies du Gaz Naturel
CUQ	: Communauté Urbaine de Québec
FAIT	: Formulation Analytique Interactive en Thermodynamique
HAP	: Hydrocarbures aromatiques polycycliques
IGT	: Institute of Gas Technologies
MENVIQ	: Ministère de l'Environnement du Québec
PCI	: Pouvoir calorifique inférieur
ppm	: Parties par million

NOMENCLATURE

Symboles

A_{moy}	: surface moyenne de l'unité (m^2)
A_p	: surface d'une particule (m^2)
A_t	: surface du thermocouple (m^2)
C_{CO_2}	: facteur de correction associé au CO_2
C_{H_2O}	: facteur de correction associé au H_2O
c_{pp}	: capacité calorifique des particules ($kJ/kg \cdot K$)
d	: densité du gaz par rapport à l'air
d_{four}	: diamètre du four (m)
d_p	: diamètre équivalent d'une particule (m)
d_{therm}	: diamètre d'un thermocouple (m)
e_{four}	: épaisseur du four (m)
g	: force gravitationnelle ($9,81 \text{ m}^2/s$)
Gz	: nombre de Graetz
h_c	: coefficient de convection gaz-thermocouple ($W/m \cdot K$)
h_{ech}	: coefficient d'échange gaz-particule ($W/m^2 \cdot K$)
h_{ext}	: coefficient de transfert thermique à l'extérieur du four ($W/m \cdot K$)
h_{int}	: coefficient de transfert thermique à l'intérieur du four ($W/m \cdot K$)
ΔH_{fusion}	: chaleur latente de fusion des cendres (kJ/kg)
I_∞	: impulsion du mélange en fin de flamme (N)
I_o	: impulsion du gaz (N)
I_a	: impulsion de l'air (N)
k_{amb}	: conductivité thermique de l'air ambiant ($W/m \cdot K$)
k_{four}	: conductivité thermique du four ($W/m \cdot K$)
k_{fum}	: conductivité thermique des fumées ($W/m \cdot K$)
L	: longueur de flamme corrigée (m)

L_o	: longueur de mélange stoechiométrique de flamme (m)
L_{four}	: longueur du four (m)
m_p	: masse de particules d'une taille donnée (kg)
m	: taux d'oxygène pur utilisé (0 à 0,4)
$\dot{m}_1$	: débit massique de fumées à faible aspiration du ventilateur (kg/s)
$\dot{m}_2$	: débit massique de fumées à forte aspiration du ventilateur (kg/s)
$\Delta \dot{m}$	: débit massique d'air parasite infiltré (kg/s)
$\dot{m}_p$	: débit massique d'une taille de particules donnée (kg/s)
n	: taux d'aération (1,1)
Nu	: nombre de Nusselt
$P_{brûleur}$	: puissance au brûleur (kW)
$P_{cendres}$	: énergie contenue dans les cendres (kW)
Pr	: nombre de Prandtl
Q_l	: débit volumique de fumées produites à faible aspiration du ventilateur (m ³ /s)
Q_{air}	: débit d'air comburant fourni au brûleur (m ³ (n)/h)
Q_{inj}	: débit d'air d'injection des cendres au brûleur (m ³ (n)/h)
Q_{apf}	: débit d'air parasite s'infiltrant dans le four (m ³ (n)/h)
Q_{aps}	: débit d'air parasite entrant par la sortie d'eau (m ³ (n)/h)
Q_{gaz}	: débit de gaz naturel entrant (m ³ (n)/h)
Q_{fum}	: débit de produits de combustion (m ³ (n)/h)
$Q_{fum\ tot}$	: débit total de fumées rejetées à la cheminée(m ³ (n)/h)
Ra	: nombre de Rayleigh
Re	: nombre de Reynolds
S	: section de l'injecteur (m ²)
$t_{rés}$	: temps de résidence d'une particule dans un intervalle dz (s)
T_0	: température de référence des fumées (K)
T_{amb}	: température de l'air ambiant (K)
T_{fum}	: température moyenne des fumées (K)

T_p	: température des particules à l'entrée d'un intervalle (K)
T_{paroi}	: température moyenne de la paroi externe (K)
$T_{paroi\ interne}$	: température moyenne de la paroi interne (K)
T_t	: température lue par le thermocouple (K)
u_p	: vitesse d'une particule (m/s)
u_t	: vitesse terminale d'une particule (m/s)
x_{vit}	: fraction de particules ayant vitrifié
Δz	: longueur d'un intervalle (m)

Symboles grecs

$\Delta \varepsilon$	: facteur de correction associé aux mélanges de CO_2 et H_2O
$\varepsilon_{\text{CO}_2}$	: émissivité du CO_2 des fumées
$\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$	: émissivité de l' H_2O des fumées
ε_{fum}	: émissivité des fumées
$\varepsilon_{\text{therm}}$	: émissivité du thermocouple
σ	: constante de Stefan-Boltzmann ($\text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}^4$)
ρ_f	: masse volumique du mélange en fin de flamme (kg/m^3)
ρ_{fum}	: densité des fumées (kg/m^3)
ρ_{gaz}	: masse volumique du gaz (kg/m^3)
ρ_p	: densité des particules de cendre (kg/m^3)
τ	: débit recirculé relatif
μ_{fum}	: viscosité des fumées ($\text{N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$)
ν_{fum}	: viscosité cinématique des fumées (m^2/s)
Φ	: sphéricité de la particule

INTRODUCTION

Contexte

En 1989, le Canada était le plus grand producteur d'ordures au monde avec une moyenne de 1,7 kg de déchets par personne par jour (Environnement Canada, 1991). En disposer dans des sites d'enfouissement coûte de plus en plus cher et s'avère problématique compte tenu de la vitesse à laquelle ils sont remplis. Les dangers de contamination des nappes phréatiques et la production de gaz à effet de serre ont forcé les municipalités à se tourner vers de nouvelles méthodes d'élimination des ordures.

De nos jours, l'incinération occupe une place grandissante dans la gestion des déchets et résidus de toutes sortes. En dépit de ses avantages (réduction de volume, récupération d'énergie), elle s'attire bien des critiques quant aux effluents secondaires qu'elle génère. Mâchefers, cendres volantes, résidus de système d'épuration des fumées, doivent à leur tour être éliminés selon leur caractère dangereux ou non.

En septembre 1990, la commission d'enquête Charbonneau sur les déchets dangereux notait dans ses recommandations que « le Ministère de l'Environnement du Québec exige un traitement adéquat de toutes les cendres d'incinération de déchets dangereux et biomédicaux provenant du Québec ou importées ». Or, selon l'article 1 du Règlement sur les déchets dangereux C.[Q-2, r.12.1] de la loi sur la qualité de l'environnement, est considéré dangereux tout résidu solide pouvant laisser s'échapper des contaminants par lixiviation, au-delà des normes en vigueur.

Lorsque la non toxicité envers l'environnement est prouvée, on dispose du résidu en question dans un site d'enfouissement sanitaire autorisé. Sinon, il est envoyé à une entreprise spécialisée qui prendra en charge sa stabilisation et ce, à un coût relativement

élevé. C'est le cas notamment des cendres volantes. Emportées par les fumées, ces fines particules constituent un site propice à la condensation des composés volatilisés lors de l'incinération. Parmi ceux-ci, des sels solubles facilement lixiviables, des métaux lourds (Hg, Pb, Cd, Cu, Cr, Zn, Ag, Se) et des composés organiques polychlorés comme les chlorodibenzo-dioxines et les chlorodibenzo-furannes. Les cendres volantes sont captées par les unités d'épuration des fumées et sont parfois combinées aux résidus d'épurateur à voie sèche ou humide avant d'être traitées.

Outre les techniques de solidification/stabilisation, il existe des procédés thermiques visant à rendre les cendres inertes en vue d'une réutilisation. Ces procédés, dont les coûts énergétiques sont toutefois élevés, appliquent la vitrification. L'usage de cendres vitrifiées est très répandu en Europe et au Japon, peu présent aux États-Unis et totalement absent au Canada (Wiles, 1996). L'avènement d'un procédé de vitrification moins dispendieux et ne nécessitant pas d'additifs bénéficierait sans doute d'un marché intéressant, et limiterait l'emploi des sites d'enfouissement aux résidus pour lesquels aucune autre solution n'existe.

La réussite du traitement thermique de sables de fonderie dans une unité oxygaz (Zhang, 1995) a éveillé l'intérêt de partenaires industriels pour cette nouvelle technologie, basée sur le passage du produit à traiter à l'intérieur de la flamme d'un brûleur. En augmentant la température de traitement et la qualité du transfert thermique, on assiste à une diminution de la consommation d'énergie pour une production donnée, d'où une réduction des coûts d'opération. L'application de ce procédé à la vitrification des cendres volantes s'avère donc être une avenue intéressante. C'est le but de ce projet de maîtrise d'en évaluer la faisabilité. La technologie oxygaz implique l'utilisation d'un brûleur oxygaz modifié de manière à permettre l'alimentation de solides au cœur de la flamme. Avec un tel brûleur, on peut compter sur une température adiabatique de flamme de 1 940 °C avec de l'air comme comburant, et de près de 2 700 °C en présence d'oxygène pur. L'objectif

est d'amener les cendres à très haute température le plus rapidement possible. Le traitement proposé se déroule dans un four vertical stationnaire à écoulement co-courant descendant, suivi d'une chambre de détente munie d'un système de trempe des particules. Bref, un appareillage simple et éventuellement transportable.

Objectifs

Le but ultime de ce projet est d'évaluer la faisabilité de la vitrification de cendres volantes dans l'unité oxygaz décrite précédemment et ce :

1. en caractérisant le résidu étudié (composition chimique, distribution granulométrique, point de fusion, etc.) de manière à mieux comprendre les phénomènes produits, à ajuster les conditions d'opération en conséquence et à extrapoler le traitement à d'autres types de résidus,
2. en résolvant les problèmes opératoires de l'unité,
3. en établissant les procédures d'opération de l'unité,
4. en réalisant des essais de faisabilité,
5. en déterminant les facteurs ayant une influence sur la réussite de la vitrification,
6. en étudiant le transfert de chaleur lors du traitement,
7. en évaluant la possibilité d'utiliser des fondants,
8. en faisant des recommandations concernant la poursuite des travaux et la construction d'une unité industrielle.

Rappelons que l'originalité du procédé réside dans le contact direct du résidu avec la flamme.

CHAPITRE 1

LA VITRIFICATION

1.1 Approche théorique

Le principe même de la vitrification provient de l'industrie du verre. L'idée de confiner des déchets dangereux à l'intérieur d'une matrice de verre a d'abord été appliquée au Japon sur des déchets nucléaires radioactifs (Wiles, 1996). Puis on a cherché à emprisonner des résidus ayant une composition chimique similaire à celle du verre pour obtenir une matrice mieux scellée, mieux liée. Mais il fallait toujours transporter les déchets vers l'unité de traitement, ce qui posait problème quand vint le temps de traiter les sols contaminés. On eut alors l'idée de planter des électrodes directement dans le sol et de vitrifier sur place.

Aujourd'hui, la vitrification permet de traiter une grande variété de résidus municipaux et industriels. Peu importe la méthode employée, toutes sont basées sur les mêmes conditions de composition chimique (qu'on peut ajuster à l'aide d'additifs afin de se rapprocher de la composition du verre), de température (au moins 1 300 °C, la température de fusion moyenne des résidus) et de temps (pour permettre aux réactions chimiques de se compléter). Le but de la vitrification est de produire un résidu solide résistant à la corrosion aqueuse et à toute autre forme de dégradation (telle que la décomposition biologique) qui pourrait libérer les contaminants dans l'environnement. Ce résidu doit posséder de bonnes propriétés mécaniques dont entre autres une bonne résistance en compression et aux situations de gel/dégel. Ces qualités permettront sa réutilisation sous plusieurs formes : agrégat dans la fabrication de béton ou d'asphalte, gravier dans la construction de routes, matériel de remblai dans les mines, etc. Un résidu vitrifié est de couleur noire et possède une texture vitreuse, lisse et brillante (Walsh, 1990). Aussi, un temps de résidence plus long permet au dégazage de se compléter,

réduisant la porosité du résidu au minimum. La qualité du vitrifiat dépend fortement du mode de trempe en sortie de procédé (Zarzycki, 1987). Si le refroidissement s'effectue lentement, des phases secondaires cristallines facilement lixiviables apparaîtront et formeront une microstructure plus fragile. Un refroidissement rapide, quant à lui, favorise plutôt l'état vitreux possédant les caractéristiques recherchées.

Jusqu'à maintenant les procédés de vitrification s'avèrent coûteux dû à leur grande consommation d'énergie (Wiles, 1996). Par contre, l'importante réduction de volume qu'ils causent (près de 50%) et l'utilité voire la qualité de la matière inerte produite en font une des techniques de valorisation des plus intéressantes. Cela sans compter leur tolérance aux variations de composition du résidu à traiter et leur génération minimale d'effluents secondaires.

1.2 Survol des technologies de vitrification

Il existe plusieurs options disponibles pour traiter les résidus de combustion. Le choix d'un procédé en particulier dépend souvent de la réglementation et des objectifs visés, à savoir si on souhaite réutiliser le résidu ou simplement en disposer. Deux possibilités s'offrent alors : la solidification/stabilisation ou la vitrification.

La première catégorie fait référence aux technologies faisant usage d'additifs pour immobiliser physiquement ou chimiquement les contaminants des résidus. La solidification n'implique pas nécessairement une interaction chimique entre le résidu et l'agent solidifiant, mais peut restreindre la mobilité des éléments toxiques en les encapsulant. On solidifie surtout à l'aide de liants hydrauliques. Au Québec, on utilise le procédé Stablex, lequel met l'emphasis sur la caractérisation préalable du résidu afin de déterminer le type de traitement qui sera le plus approprié pour limiter la migration des contaminants. Les résidus sont conditionnés par broyage ou déchiquetage pour rendre accessibles les

contaminants et permettre aux réactifs chimiques d'effectuer leur travail. Un traitement chimique est ensuite utilisé (oxydation, réduction, ou neutralisation) de façon à réduire l'activité chimique de ces contaminants, suivi d'une précipitation ayant pour but la diminution de leur solubilité. L'addition de matières cimentaires vise à emprisonner les substances dans une matrice monolithe qui présente des caractéristiques similaires à celles d'un minerai dans l'environnement. Le matériel est ensuite placé dans une cellule étanche comme celle démontrée à la figure 1.1, où il se solidifie. La surface exposée des cellules est composée d'une couche de sable de profondeur variant de 1,5 à 3 mètres, sous laquelle se trouvent 15 à 30 mètres d'argile homogène ayant pour fonction de réduire la mobilité des contaminants. Vient ensuite une couche de sable et de gravier de 3 à 6 mètres de profondeur. Le tout repose sur un lit rocheux. Des murs d'un mètre d'épaisseur entourent la cellule afin de prévenir le mouvement latéral des substances toxiques et des puits sont installés pour collecter le lixiviat. Lorsqu'une cellule est pleine, elle est recouverte d'une membrane composite et d'un mètre de sable.

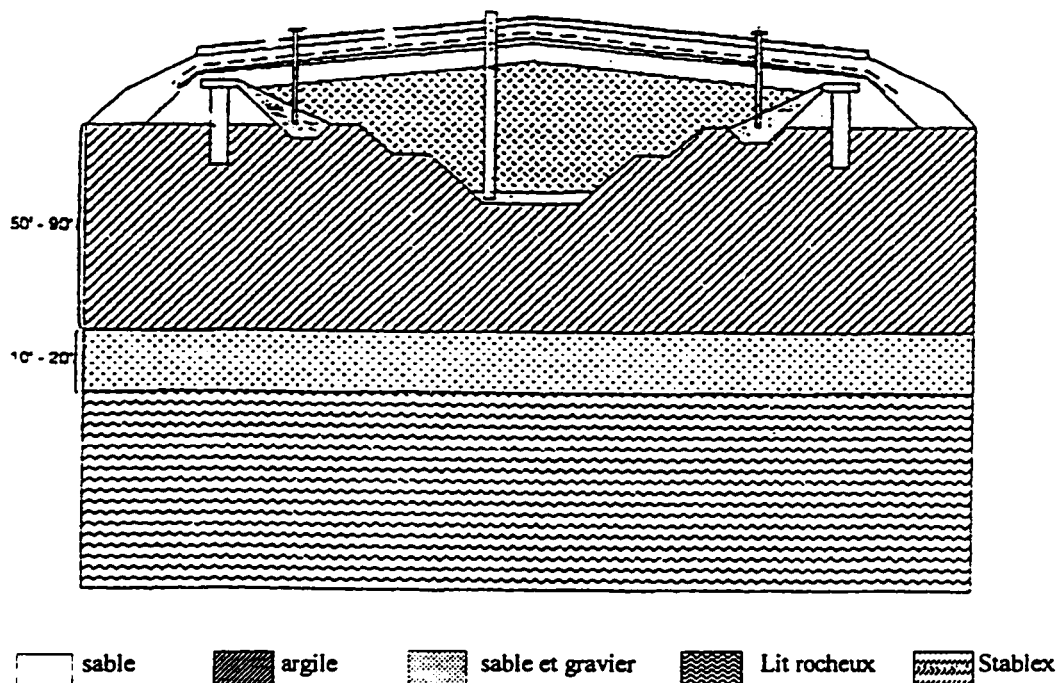


Figure 1. 1 Configuration d'une cellule d'enfouissement Stablex (Stablex Canada).

Quant aux procédés de stabilisation, ils convertissent les contaminants sous une forme moins soluble ou moins toxique, sans nécessairement effectuer une solidification. Certaines techniques vont même jusqu'à extraire les métaux lourds pour les recycler. La meilleure approche consiste d'abord à stabiliser chimiquement les résidus, puis à les solidifier.

Les techniques de solidification/stabilisation sont athermiques, relativement économiques et faciles à mettre en œuvre. Par contre, elles augmentent le volume de solide à enfouir, et ne garantissent pas la tenue de la matrice à long terme. En effet, la basicité de celle-ci aurait tendance à encourager la libération des polluants.

La seconde catégorie concerne les techniques de vitrification. Elles ont pour effet de fondre les cendres, avec ou sans additifs, afin de contenir les contaminants à l'intérieur d'une matrice ayant les propriétés du verre. Le solide à traiter doit être porté à très haute température ($> 1\,300\text{ }^{\circ}\text{C}$). On distingue les procédés à énergie électrique des procédés à énergie fossile.

Procédés à énergie électrique

La vitrification par conduction est la plus développée puisqu'elle est à la base de l'industrie du verre. Une version de cette méthode est illustrée à la figure 1.2. Une cuve protégée d'une couche de réfractaire contient le matériau à chauffer. Deux électrodes y sont insérées, aux bornes desquelles est appliquée une tension. Le courant électrique parcourt le matériau qui s'échauffe par effet Joule jusqu'à $1\,000\text{--}1\,700\text{ }^{\circ}\text{C}$. L'alimentation se fait par le toit de la cuve. En tombant à la surface de la matière en fusion, une couche protectrice est formée diminuant les pertes de chaleur et retenant les émissions toxiques. Le solide fondu s'écoule par un trop-plein et est refroidi avec de l'eau.

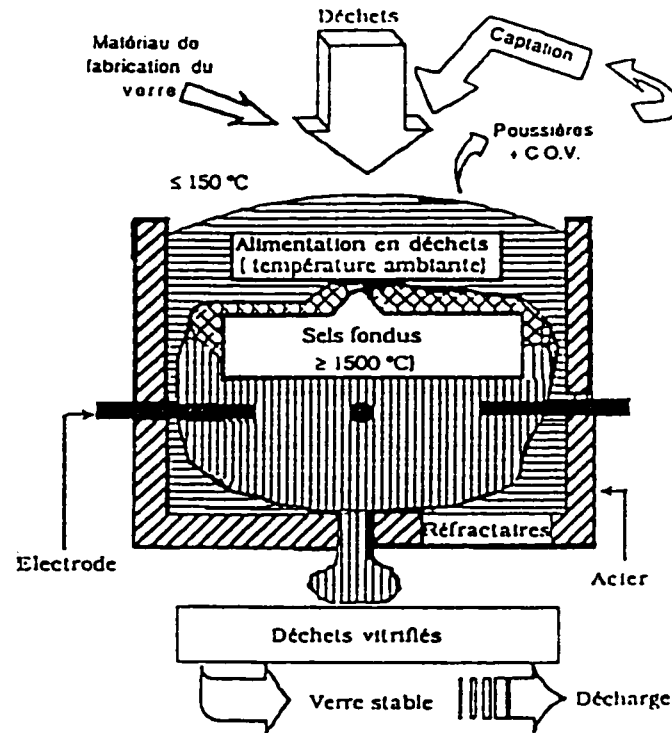
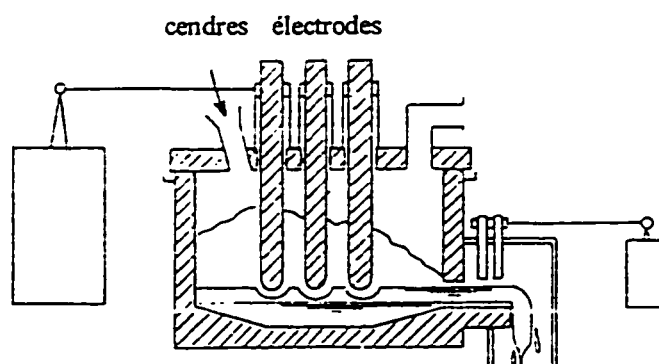
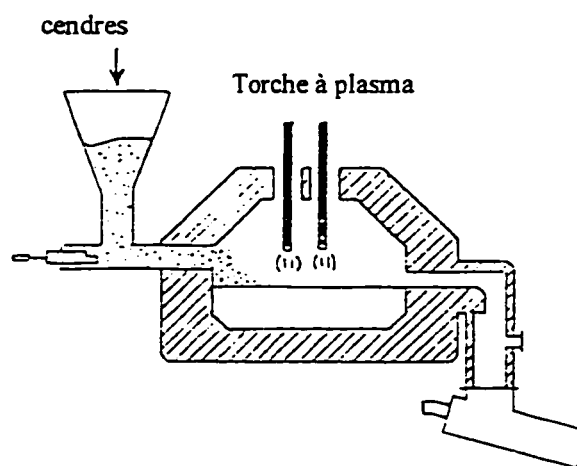


Figure 1. 2 Four à électrodes immergées (Antonini et Gislais, 1995).

Le chauffage par arc électrique et par plasma est aussi très répandu. Dans le premier cas, le courant circulant entre deux électrodes passe directement dans la charge. Dans le second, il circule dans un milieu gazeux ionisé pour créer ce qu'on appelle une torche à plasma. Cette méthode permet d'atteindre des températures de l'ordre de $3\,000^\circ\text{C}$, d'où plusieurs types d'application possibles. Lors de la fusion de cendres, une température de 1500°C est cependant suffisante. La figure 1.3 montre les deux méthodes.



a)



b)

Figure 1. 3 Chauffage par arc électrique : a) four à arc électrique, b) four à plasma
(Wakamura et Nakazato, 1994).

Procédés à énergie fossile

Les procédés nécessitant un combustible fossile existent sous une multitude de formes (voir figures 1.4 à 1.7). Qu'ils soient verticaux ou horizontaux, fixes ou rotatifs, à écoulement contre-courant ou co-courant, ils se servent de la chaleur dégagée par le rayonnement d'une flamme pour fondre le solide à traiter. Des brûleurs à contre-rotation, à flammes de diffusion et oxygaz peuvent être employés.

La température à l'intérieur du four atteint 1 200 - 1 300 °C. Avec certains brûleurs, il est possible d'obtenir presque 100 degrés de plus en enrichissant l'air de combustion avec de l'oxygène. En effet, en réduisant l'apport d'azote spectateur au brûleur, la température adiabatique de flamme augmente, d'où une température de traitement supérieure.

La matière en fusion s'écoule le long des parois avant d'être évacuée. La quantité de gaz de combustion produits étant importante par rapport aux procédés à énergie électrique, un système de traitement des fumées encombrant et parfois complexe est nécessaire.

Récemment, l'IGT (Institute of Gas Technologies, États-Unis) a mis au point un four cyclone dont le fonctionnement est schématisé à la figure 1.4. Des cendres, additionnées de fondants, sont alimentées par gravité dans la partie supérieure du four. Elles sont entraînées dans un vortex haute-densité, créé par l'arrivée tangentielle d'air et de gaz naturel (Wagner et coll., 1995). L'IGT a aussi élaboré un procédé de combustion submergée où le gaz naturel et le comburant sont brûlés directement sous la surface d'un bain de matériau en fusion (figure 1.7). Les produits de combustion traversant le bain procurent un transfert de chaleur efficace. Les bulles augmentent la turbulence et favorisent une composition homogène (Olabin et coll., 1995). Actuellement, la technologie n'est utilisée que pour la production de laine minérale.

Depuis quelques années, on s'affaire aussi à mettre au point un procédé aux micro-ondes, basé sur la capacité des résidus à conduire l'électricité. L'avantage d'un tel système réside dans le fait qu'il ne requiert pas d'électrodes.

La vitrification de résidus solides permet de réduire leur volume de près de la moitié, et les amène à un état plus résistant à la lixiviation. Toutefois, les coûts d'énergie engendrés sont importants : de 100 à 200 \$ américains par tonne de matière (Wiles, 1996). De plus, la libération de contaminants en cours d'opération (fraction organique, volatilisation de métaux) peut nécessiter un système de contrôle des émissions perfectionné et le traitement subséquent des matières collectées. Dans tous les cas, les caractéristiques physico-chimiques des cendres fondues combinées aux hautes températures ont conduit à une dégradation rapide des électrodes et du réfractaire.

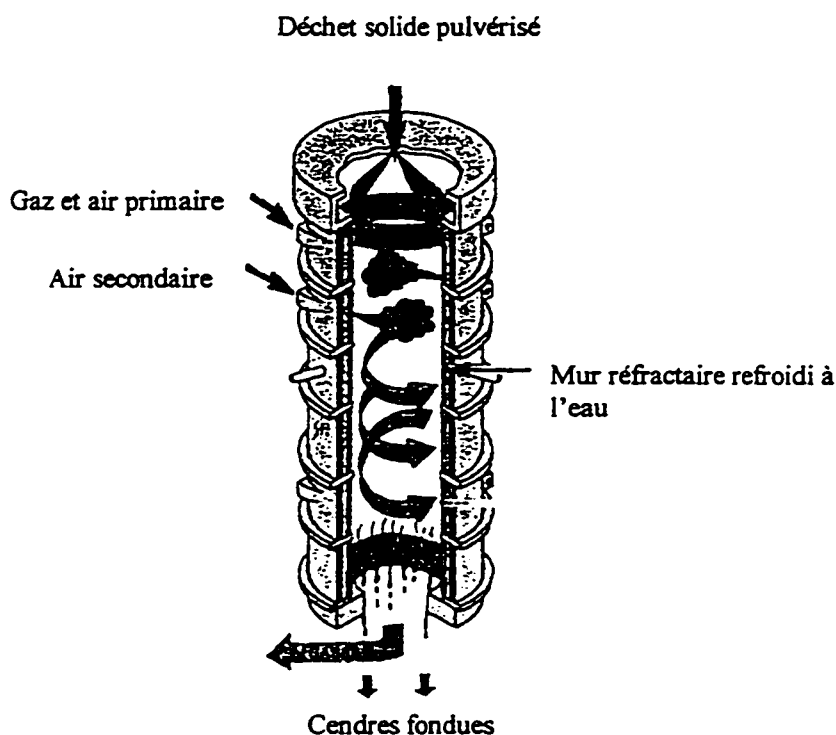


Figure 1. 4 Four cyclone de l'IGT (Wagner et coll., 1996).

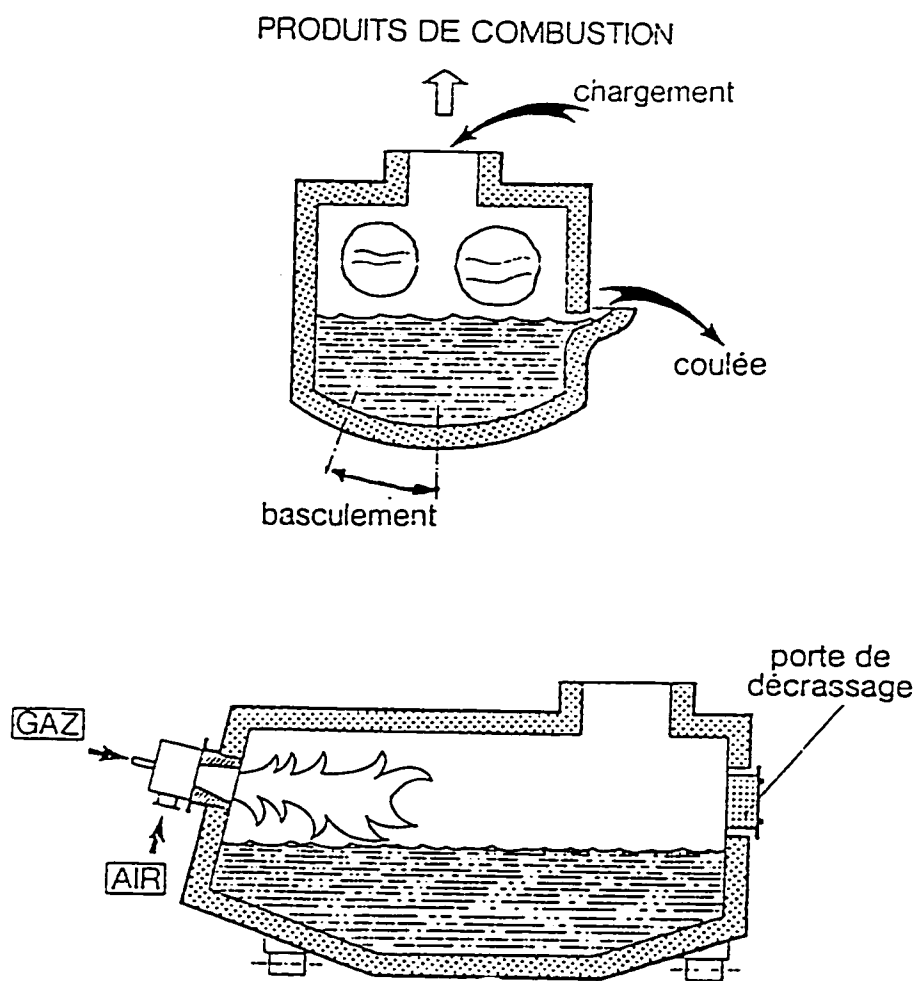


Figure 1. 5 Four bassin basculant (Martres, 1991).

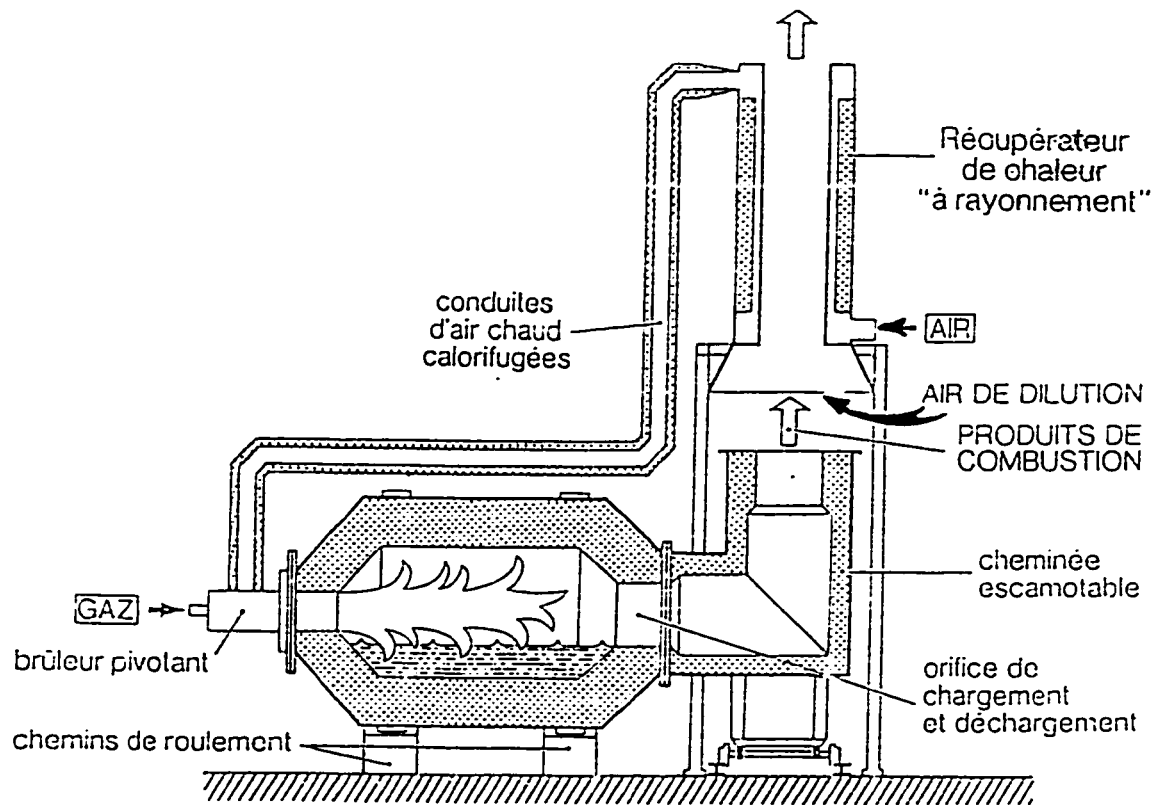


Figure 1. 6 Four rotatif (Martres, 1991).

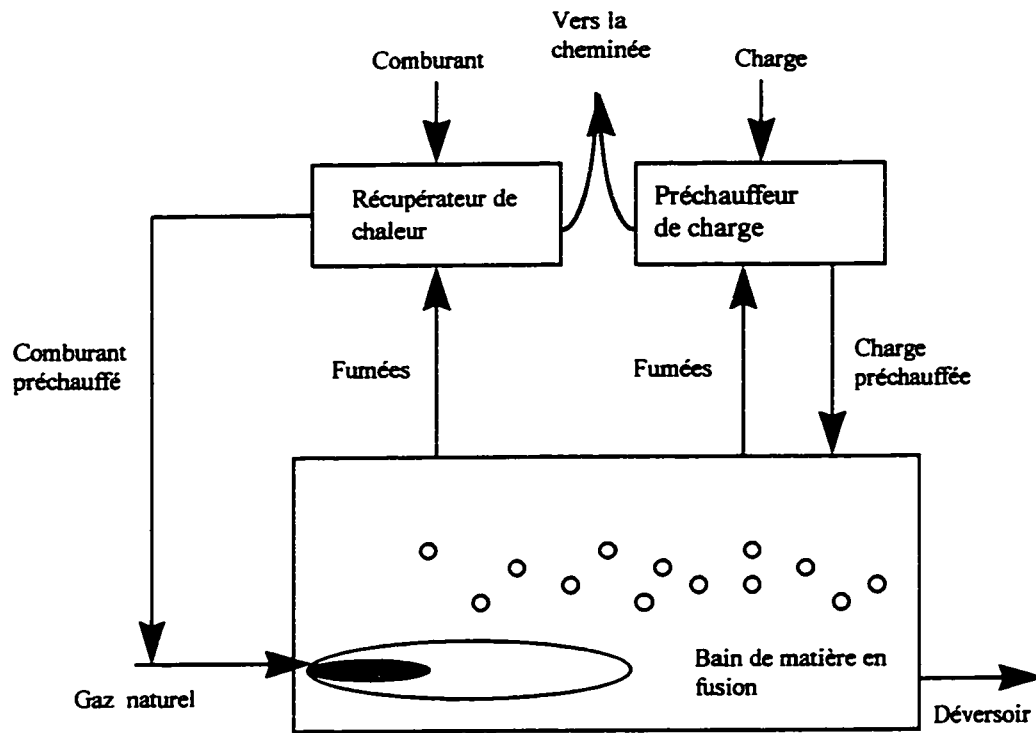


Figure 1. 7 Combustion submergée (Olabin et coll., 1995)

1.3 Volatilisation des contaminants

De nombreux chercheurs ont fait mention dans leurs articles de la volatilisation des métaux lourds lors d'un traitement thermique. Selon Dempsey et Oppelt (1993), plusieurs facteurs influencent ce processus dont le type de procédé de traitement utilisé et les conditions d'opération (température, concentration des fumées en oxygène, vitesse des fumées). Mais le plus déterminant demeure la teneur en chlore du résidu traité puisqu'il affecte directement la température de volatilisation des métaux (tableau 1.1). Cette température est celle où la pression de vapeur effective d'un métal est égale à 10^{-6} atmosphères. La pression de vapeur effective est la somme des pressions de vapeur à l'équilibre de toutes les espèces contenant le métal.

Tableau 1. 1 Températures de volatilisation des métaux.*

Métal	Sans chlore dans le résidu		Avec 10 % de chlore dans le résidu	
	Température de volatilisation (°C)	Espèces principales	Température de volatilisation (°C)	Espèces principales
Cr	1613	CrO ₂ /CrO ₃	1611	CrO ₂ /CrO ₃
Ni	1210	Ni(OH) ₂	693	NiCl ₂
Be	1054	Be(OH) ₂	1054	Be(OH) ₂
Ag	904	Ag	627	AgCl
Ba	849	Ba(OH) ₂	904	BaCl ₂
Tl	721	Tl ₂ O ₃	138	TlOH
Sb	660	Sb ₂ O ₃	660	Sb ₂ O ₃
Pb	627	Pb	- 15	PbCl ₄
Se	318	SeO ₂	318	SeO ₂
Cd	214	Cd	214	Cd
As	32	As ₂ O ₃	32	As ₂ O ₃
Hg	14	Hg	14	Hg

* Source : Dempsey et Oppelt (1993)

Pour capter la plupart des métaux, les filtres à manches ont une efficacité supérieure à 95%, sauf pour le mercure qui nécessite un refroidissement des fumées suivi d'une épuration par voie humide, ou un traitement préalable au charbon activé.

CHAPITRE 2

TECHNOLOGIE PROPOSÉE

2.1 Origine

En 1987, Gaz de France a mis au point un nouveau procédé de traitement thermique des déchets solides et des boues : le procédé Gaz-Contact (Gaurier, 1987). Son nom provient du fait qu'il occasionne un contact intime entre le produit à traiter et les gaz de combustion en les injectant directement au cœur de la flamme d'un brûleur à contre-rotation. Un tel brûleur est fixé à la partie supérieure d'un four cylindrique vertical à écoulement co-courant. La figure 2.1 présente une unité typique de procédé Gaz-Contact.

Le brûleur contre-rotation utilisé a aussi été développé par Gaz de France. La mise en rotation de l'air de combustion dans deux sens opposés favorise l'obtention d'un haut niveau de turbulence améliorant la qualité du mélange air/gaz, et résultant en une augmentation de l'intensité de combustion. La flamme produite est courte et près du brûleur. Pour pouvoir alimenter les déchets, un conduit axial a été ajouté au brûleur à contre-rotation conventionnel. Un dispositif d'air comprimé est prévu afin de faciliter leur injection et de prévenir les problèmes de blocage du conduit. Lorsque les déchets sont alimentés, ils subissent aussi l'effet de la contre-rotation des fluides et, soumis à un transfert de chaleur intense, ils bénéficient de l'action Gaz-Contact. Le brûleur est illustré à la figure 2.2.

Comme d'autres procédés similaires, le procédé Gaz-Contact peut être couplé à diverses technologies de récupération de chaleur, soit pour préchauffer le produit avant son introduction dans le four en abaissant la température des fumées, soit pour préchauffer l'air de combustion en refroidissant le produit sortant.

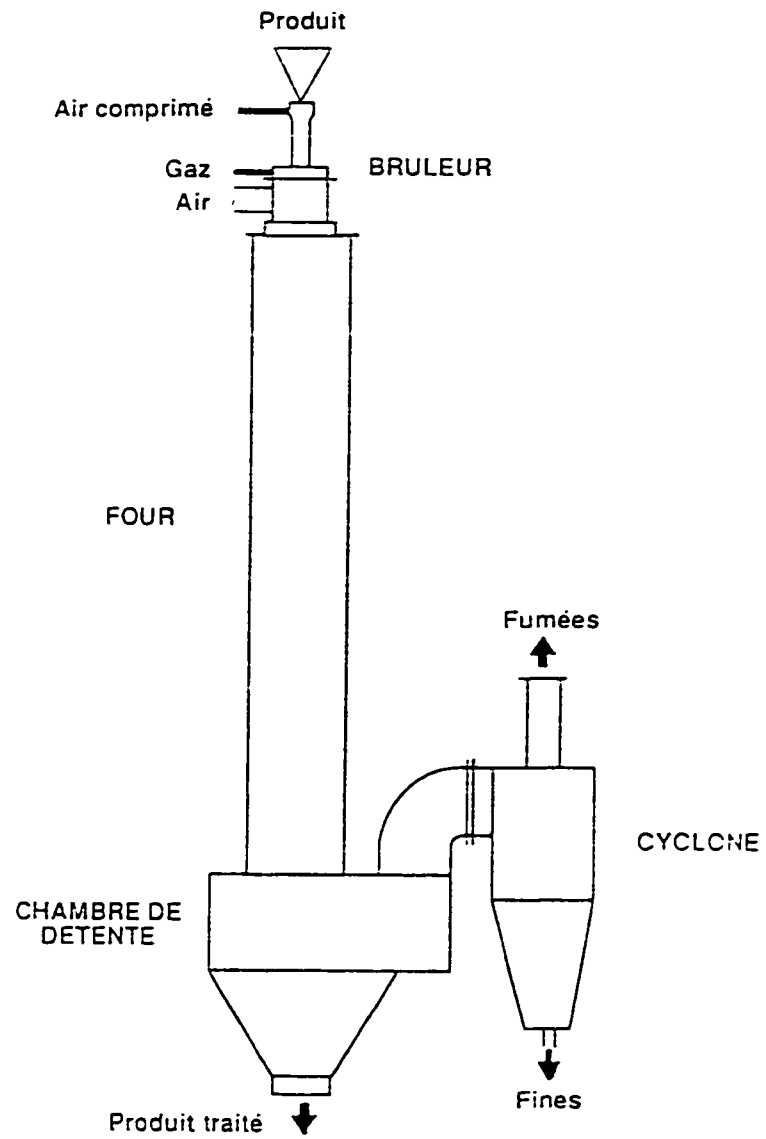


Figure 2. 1 Unité typique du procédé Gaz-Contact (Gaurier, 1987).

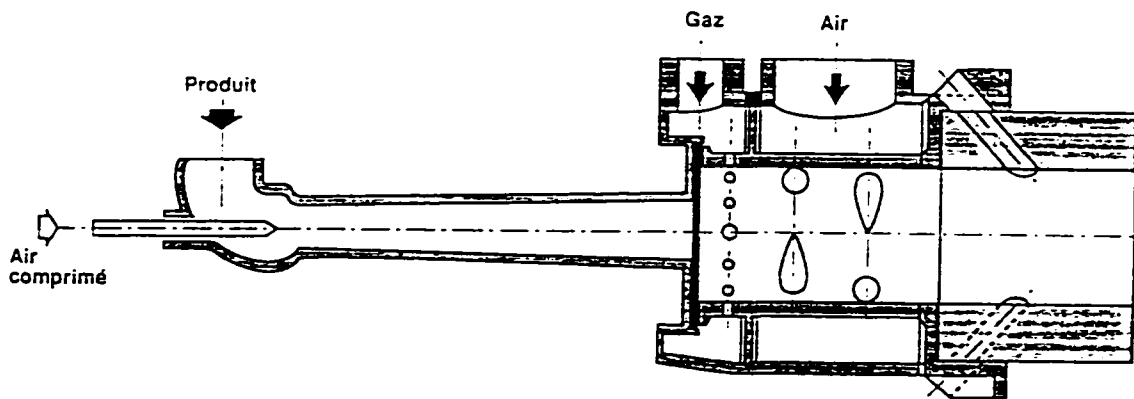


Figure 2. 2 Brûleur à contre-rotation du procédé Gaz-Contact (Gaurier, 1987).

Gaz de France a étudié plus en détail deux utilisations du procédé Gaz-Contact pour le traitement thermique des déchets, selon qu'on veuille les incinérer ou simplement les débarrasser de leurs impuretés afin de les réutiliser. Dans le premier cas, un four horizontal incliné suivi d'un cyclone pour récupérer les cendres et les matières imbrûlées ont été utilisés. Dans le second cas, on a plutôt employé un four vertical prolongé d'une chambre d'expansion au bas de laquelle la matière traitée était récupérée. Les résultats obtenus lors des essais de ces prototypes ont été concluants (Gaurier, 1987). En ce qui concerne la revalorisation de déchets solides, on a observé que pour une température d'opération donnée, la quantité d'impuretés résiduelle suite au traitement par procédé Gaz-Contact était inférieure de 40 % à celle obtenue lors d'un traitement thermique conventionnel avec brûleur coaxial. C'est donc dire qu'à taux de destruction égal, le procédé Gaz-Contact nécessite une température de traitement moins élevée d'où une

économie d'énergie possible. Le procédé Gaz-Contact présente de nombreux avantages sur les autres méthodes similaires de traitement thermique :

- la compacité et la simplicité de l'unité facilitent son intégration à la suite d'un procédé industriel,
- l'absence de pièces mobiles au niveau du brûleur réduit au minimum l'entretien et les pertes liées aux arrêts de production,
- la capacité du brûleur à atteindre de hautes températures (600 à 1 200 °C) permet d'envisager une gamme d'applications variées du procédé : chauffage, séchage, transformation chimique, revalorisation des déchets,
- le contact intime des produits à traiter avec la flamme augmente l'efficacité du transfert thermique,
- en éliminant une fraction du produit à traiter, le procédé Gaz-Contact favorise une réduction de volume considérable,
- à une température d'opération donnée, de plus hauts taux de destruction étant observés pour un temps de résidence moindre, la capacité de production du procédé Gaz-Contact est supérieure,
- au niveau économique, on a évalué que, pour une unité de traitement verticale régénérant les sables de fonderie, les économies réalisées par l'emploi du procédé Gaz-Contact permettraient de récupérer l'investissement initial en 1,2 ans (Gaurier, 1987).

Un des inconvénients du procédé Gaz-Contact est que le temps de résidence relativement court qui le caractérise peut ne pas convenir à certains types de traitement et rend difficile l'évaluation de la longueur de four optimale. À l'École Polytechnique, Mao (1991) a étudié le transfert de matière et d'énergie lors du traitement par Gaz-Contact de sables de fonderie, et a développé un modèle permettant de prédire cette longueur à partir des profils de température des produits de combustion et des particules de sable. Il a entre

autres remarqué que le débit d'alimentation de sable, le taux d'aération et la puissance du brûleur avaient un effet direct sur les profils de température.

Dans le cas de déchets contenant des produits toxiques ou dangereux, les installations de traitement thermique usuelles sont peu performantes compte tenu que de très hautes températures sont nécessaires. Un nouveau brûleur, développé par Guy, Chaouki et Chouinard (1995), permet le traitement de tels déchets puisque les températures qu'il atteint sont supérieures. De type oxygaz, il a été modifié de manière à permettre le passage de solides au centre de la flamme. La figure 2.3 en présente un schéma. Combinant les avantages du brûleur oxygaz et du procédé Gaz-Contact, ce brûleur produit une flamme facile à contrôler à l'intérieur de laquelle le déchet est alimenté sans affecter la combustion. Le brûleur est formé de trois tubes concentriques munis de buses. Ils peuvent être déplacés axialement les uns par rapport aux autres afin d'ajuster les sections d'injection des flux gazeux en fonction des caractéristiques de flamme désirées. On contrôle ainsi la température de la flamme, sa forme, ses caractéristiques de mélange et ses propriétés radiantes et convectives. La puissance nominale de ce brûleur est de 50 kW. Plusieurs types d'applications sont possibles : incinération, fonte, vitrification, traitement thermique, oxydation de déchets toxiques.

Zhang (1995) a évalué les performances d'un tel brûleur concernant le traitement thermique de sables de fonderie. Il a observé que de plus hauts taux de destruction de résine pouvaient être atteints avec le brûleur oxygaz modifié qu'avec le brûleur contre-rotation du procédé Gaz-Contact. Au niveau des performances environnementales, il a remarqué que, pour une puissance et un débit d'alimentation de sable donnés, l'utilisation d'oxygène pur augmentait la production de NO_x mais diminuait celle de CO. En augmentant le débit de sable, la quantité de CO produite s'accroissait tandis que la quantité de NO_x demeurait la même. À partir des résultats d'une longue campagne d'essais, il a mis au point un modèle de prédiction des NO_x . Les principales conclusions

tirées étaient que le procédé oxygaz s'avérait plus performant que le procédé Gaz-Contact en ce qui a trait à la capacité de traitement (dû à une température de traitement supérieure), tout en étant plus propre (la production de CO étant moindre). Le procédé étant prometteur, on a voulu l'appliquer à d'autres types de traitement pour en évaluer la versatilité, d'où le projet de vitrification de cendres volantes dans une unité oxygaz.

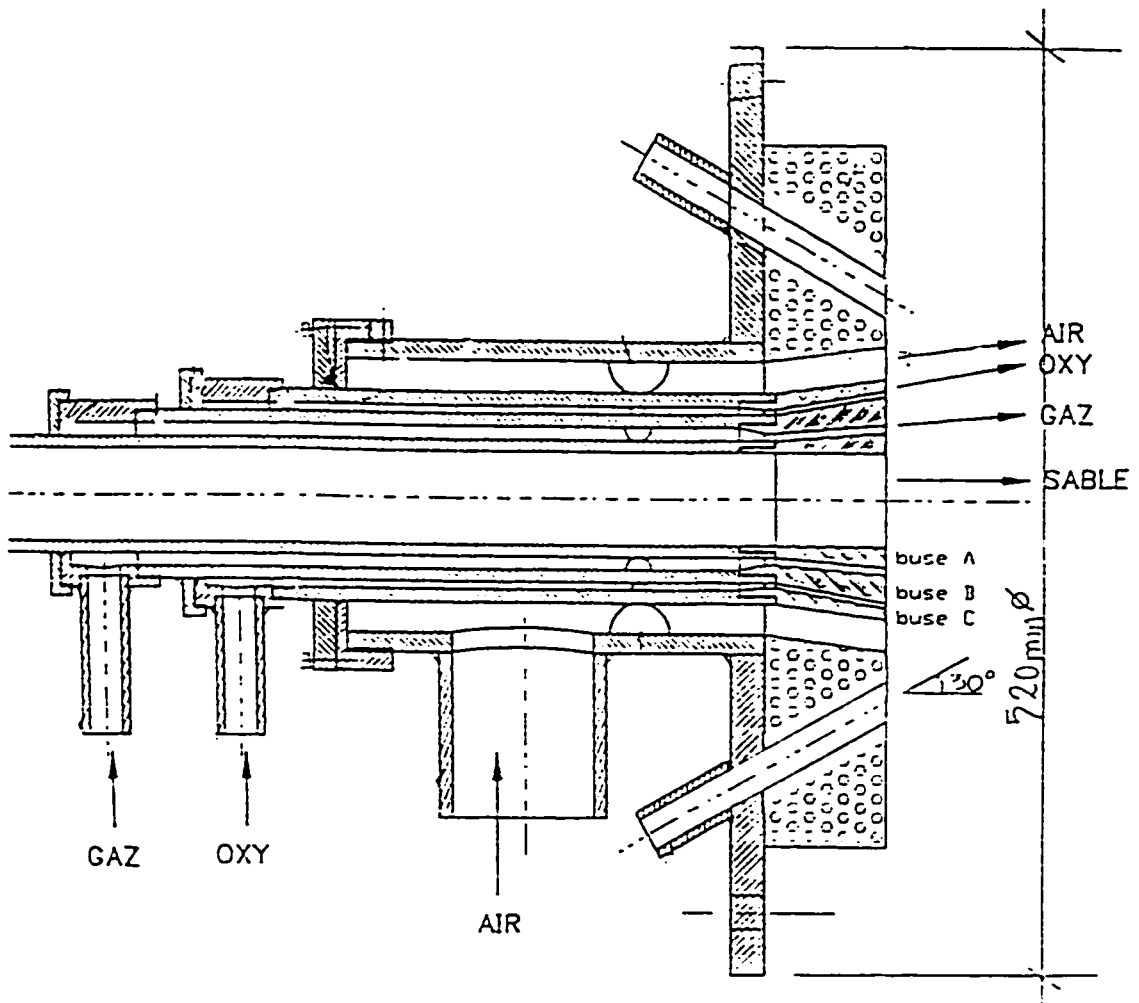


Figure 2. 3 Schéma du brûleur oxygaz modifié (Guy, Chaouki et Chouinard, 1995).

2.2 Description de l'unité proposée

L'unité proposée est celle employée par Zhang (1995) pour le traitement par procédé Gaz-Contact des sables de fonderie. Elle a été modifiée de manière à convenir à la vitrification des cendres volantes. Telle que représentée aux figures 2.4 et 2.5, elle est constituée d'une chambre verticale, d'une chambre de séparation, d'un cyclone et d'une cuve de récupération. On retrouve aussi un système d'alimentation de solides, un brûleur et un ventilateur d'extraction des fumées.

Les cendres sont stockées dans une trémie puis acheminées jusqu'au brûleur par le biais d'une vis d'Archimède. Afin d'éviter le colmatage des cendres dans le tube d'accès au brûleur, un petit conduit d'air d'injection a été mis en place.

On utilise un brûleur oxygaz modifié de 50 kW (voir figure 2.6). Le réglage de la position des buses a été déterminé à partir d'essais effectués par Lavallée (1996) sur un brûleur similaire de 20 kW. Ces essais ont démontré que la flamme est plus stable quand son impulsion est grande, et que c'est l'impulsion de l'air qui influence le plus la forme de la flamme et les caractéristiques du mélange. L'impulsion du gaz n'a d'effet que lorsque l'air est à basse impulsion. Des essais avec utilisation d'oxygène ont prouvé que son impulsion n'influence pas significativement la flamme lorsque l'air est à haute impulsion. À partir de ces constatations, la buse d'air a été réglée à haute impulsion de même que celle de l'oxygène. Quant à la buse de gaz, elle a été réglée à basse impulsion.

La chambre verticale, appelée four, a un diamètre interne de 20 cm et une longueur de 1,5 m. Elle est protégée à l'intérieur par 5 cm de réfractaire à base d'alumine, et à l'extérieur par 5 cm d'isolant en fibres de verre. Le brûleur est fixé à sa partie supérieure. C'est dans cette partie de l'unité qu'a lieu la vitrification.

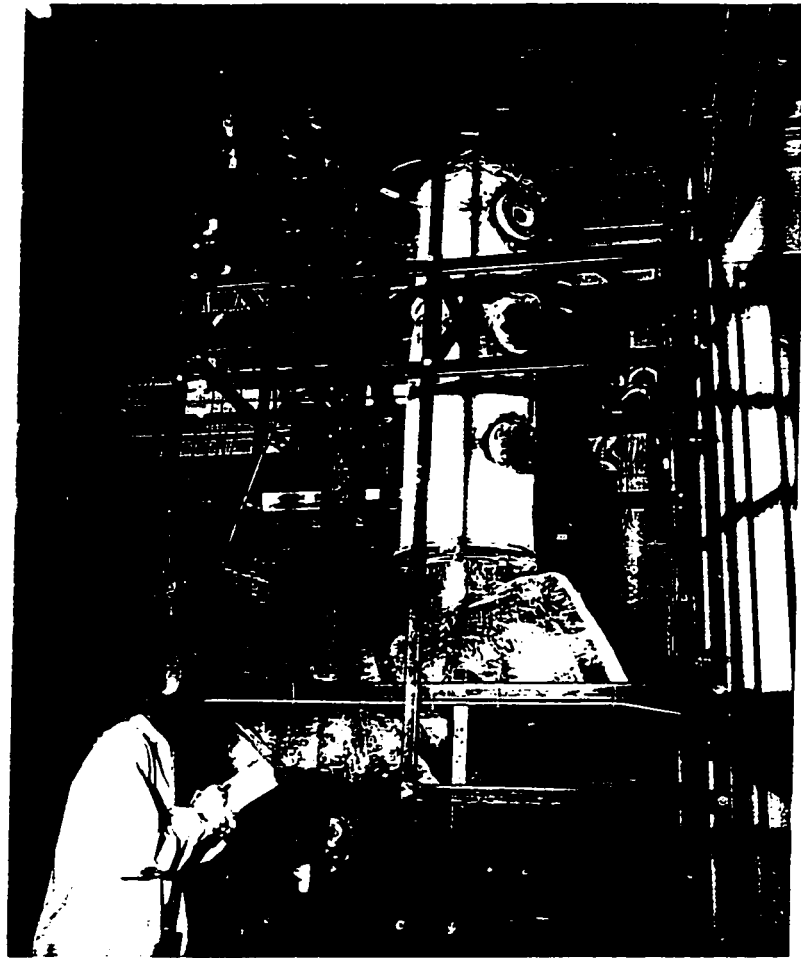


Figure 2. 4 Photo de l'unité de vitrification.

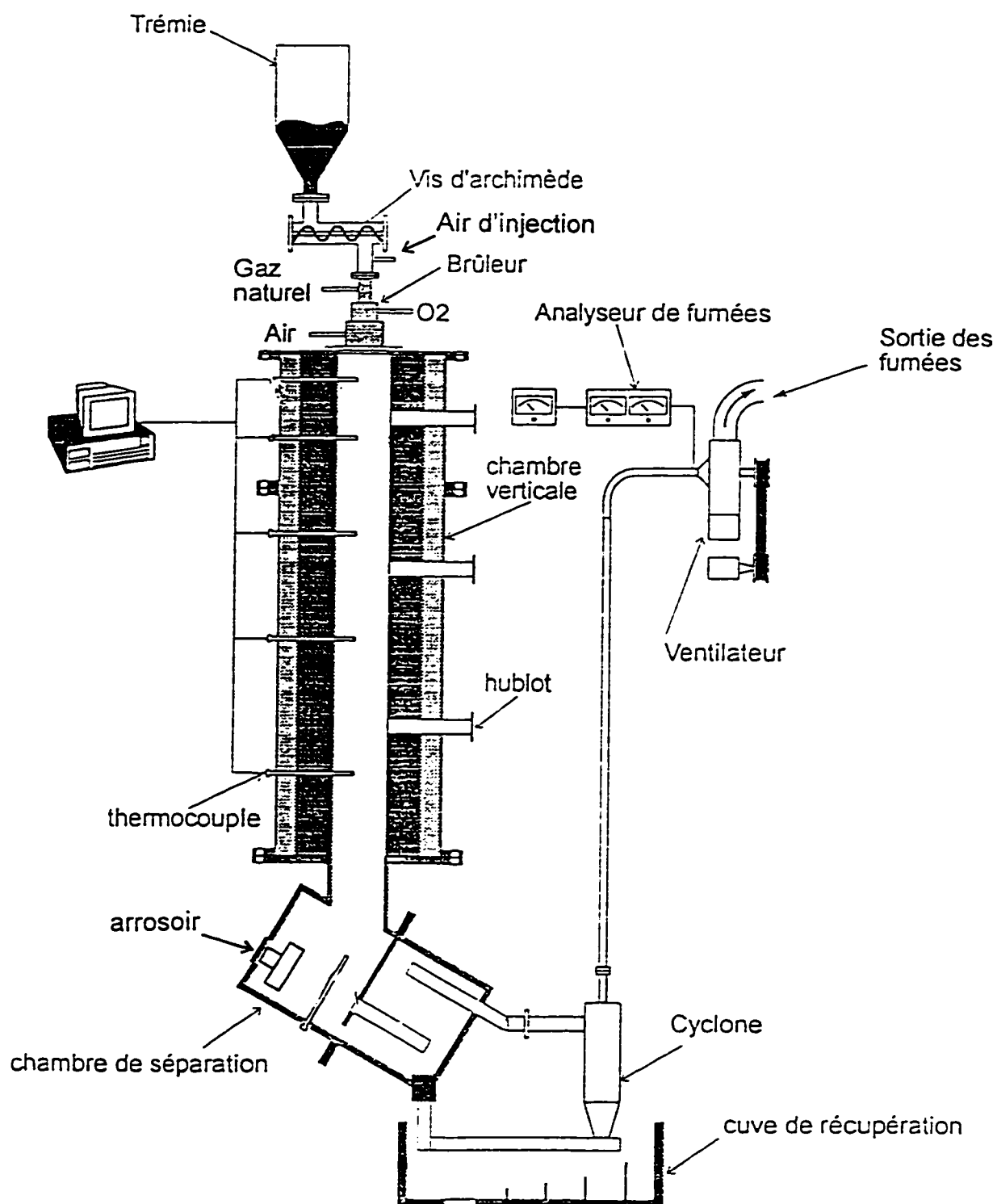


Figure 2. 5 Schéma de l'unité de vitrification.

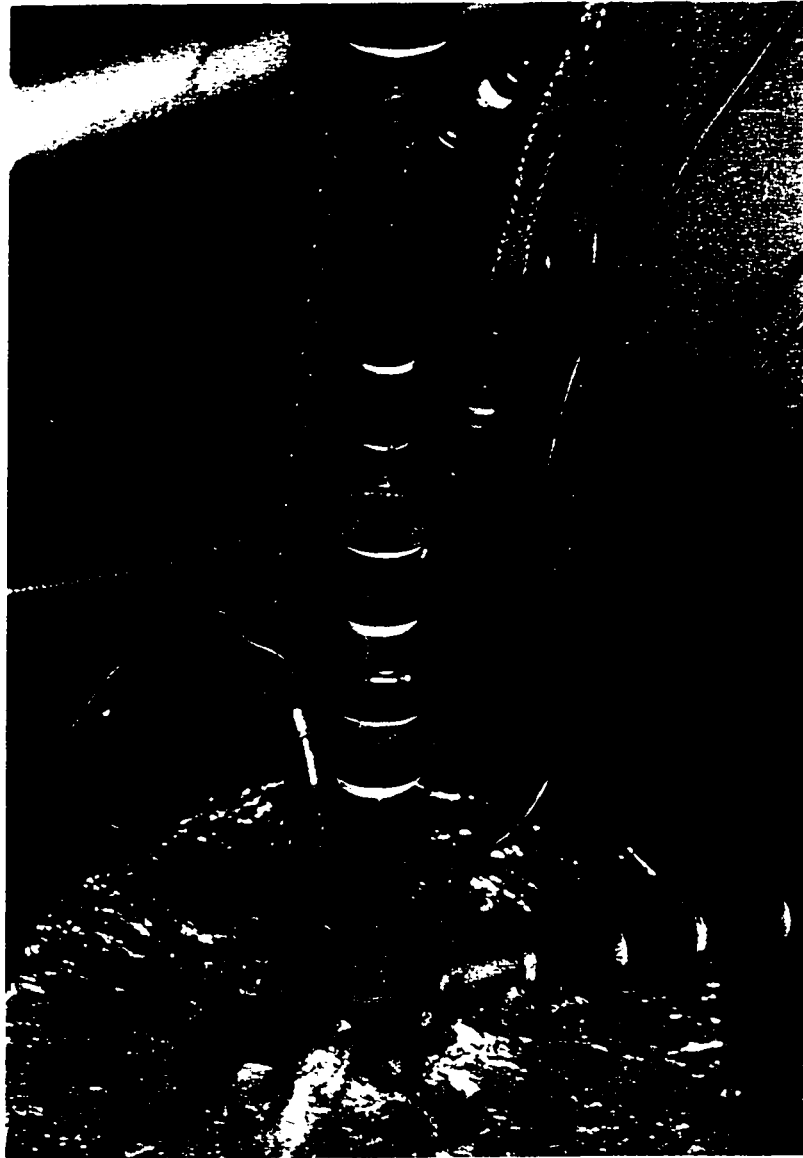


Figure 2. 6 Photo du brûleur oxygaz utilisé.

La chambre de séparation est inclinée de 60° par rapport à l'axe du four pour faciliter l'écoulement des cendres vitrifiées. Celles-ci subissent une première trempe en traversant un jet d'eau provenant d'un arrosoir fixé à la tête de la chambre. À l'autre extrémité, une canalisation amène les cendres traitées vers la cuve de récupération. La chambre est recouverte par 5 cm d'isolant en fibres de céramique. Elle ne possède aucun isolant interne.

Un cyclone débarrasse les fumées des fines particules à leur sortie de la chambre de séparation. Ces dernières sont rejetées au bas du cyclone puis entraînées par l'eau de refroidissement sortant de la chambre. Les fumées propres sont aspirées vers l'extérieur par un ventilateur.

Quant à la cuve de récupération, elle sert à recueillir les cendres traitées. De plus, elle leur permet de se refroidir entièrement et de compléter la trempe. En sortie de cuve, un filtre laisse s'écouler l'eau vers le drain de plancher.

Sept thermocouples sont répartis de manière à donner le profil axial de température à l'intérieur du four. Ils sont tous de type B et munis d'une gaine en céramique, sauf le thermocouple de la chambre de séparation qui est de type K avec gaine en acier inoxydable. Un des thermocouples de type B est plus court afin de mesurer la température de la paroi interne. Les autres sont positionnés au centre de l'unité. Les thermocouples sont reliés à un ordinateur pourvu d'un programme d'acquisition de données.

La cheminée, quant à elle, possède un orifice à l'intérieur duquel peut être introduite la sonde d'un appareil d'analyse des produits de combustion.

L'allumage de la flamme se fait à partir d'un boîtier de contrôle. Ce dernier, au moment opportun, ouvre les électrovannes de la ligne d'alimentation de gaz naturel, et lance la

phase d'ignition en envoyant un courant pour créer un arc électrique à l'extrémité de la bougie d'allumage. C'est alors que le mélange air-gaz s'enflamme. Une cellule photoélectrique détecte les rayons ultraviolets émis par la flamme. Liée aux électrovannes, elle sert de dispositif de sécurité : en cas de perte de flamme le gaz est coupé. Le laboratoire est muni d'un système de détection de CH_4 couplé lui aussi au réseau de gaz. Les caractéristiques du gaz naturel se trouvent à l'annexe A et la procédure complète d'opération de l'unité se trouve à l'annexe B.

2.3 Conditions d'opération

La réussite de la vitrification dépend du niveau de température atteint et du laps de temps dont les particules bénéficient pour réagir à cette température. Le but ultime des essais est de trouver pour quelles conditions d'opération une température supérieure au point de fusion des cendres peut être maintenue sur la plus grande distance possible. Pour ce faire, il faut déterminer l'influence de la puissance du brûleur, de l'ajout d'oxygène pur et de l'alimentation de cendres sur la température des produits de combustion.

L'excès d'air n a été fixé à 1,1. Cette mesure permet d'avoir un peu plus de comburant qu'à la stoechiométrie, et favorise l'obtention de hautes températures puisque la quantité d'azote à chauffer est alors minimum. Lorsqu'on passe à l'enrichissement en oxygène, n devient le taux d'oxygène en surplus par rapport à la stoechiométrie, soit le *taux d'oxygénation*.

Baukal et Romano (1991) ont remarqué que l'ajout d'oxygène pur au comburant a pour effet d'aviver la combustion et de hausser les niveaux de température pouvant être atteints en augmentant la température adiabatique de flamme (figure 2.7).

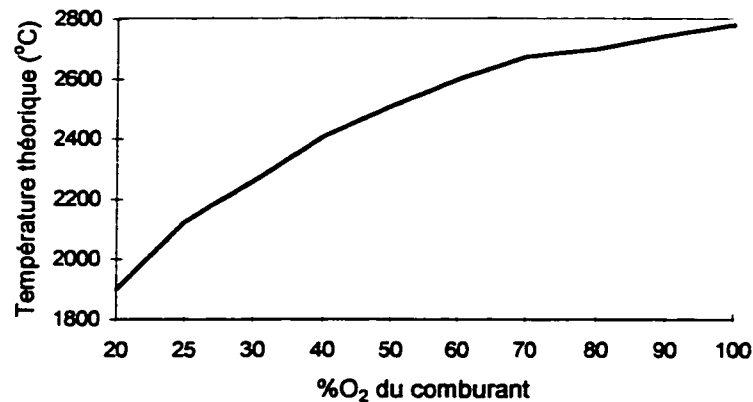


Figure 2. 7 Température adiabatique de flamme en fonction du taux d'O₂ du comburant.

De plus, leurs travaux confirment qu'il existe une plage de concentration en oxygène pur sous laquelle il est préférable d'opérer. C'est qu'à mesure que le taux d'oxygène augmente, la température de la flamme augmente aussi, déplaçant l'équilibre des réactions en favorisant la formation de NO_x. Toutefois, la quantité d'azote présente est réduite simultanément. On obtient ainsi deux zones où la proportion de NO_x produits est acceptable soit de 0 à 30 % d'oxygène et au-delà de 90 %, comme montré à la figure 2.8.

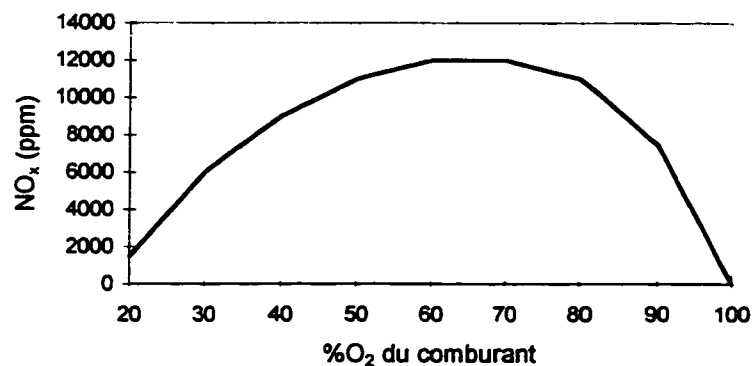


Figure 2. 8 Concentration en NO_x en fonction du taux d'O₂ du comburant.

CHAPITRE 3

LES CENDRES VOLANTES

3.1 Introduction

Québec est actuellement la seule ville de la province à incinérer ses ordures ménagères. Non conditionnées, ces dernières sont incinérées dans un incinérateur à grille sans système de combustion d'appoint. Le schéma du processus apparaît à la figure 3.1. Depuis la parution du document dont il est issu, se sont ajoutés un système d'épuration par voie sèche et un traitement final au charbon activé.

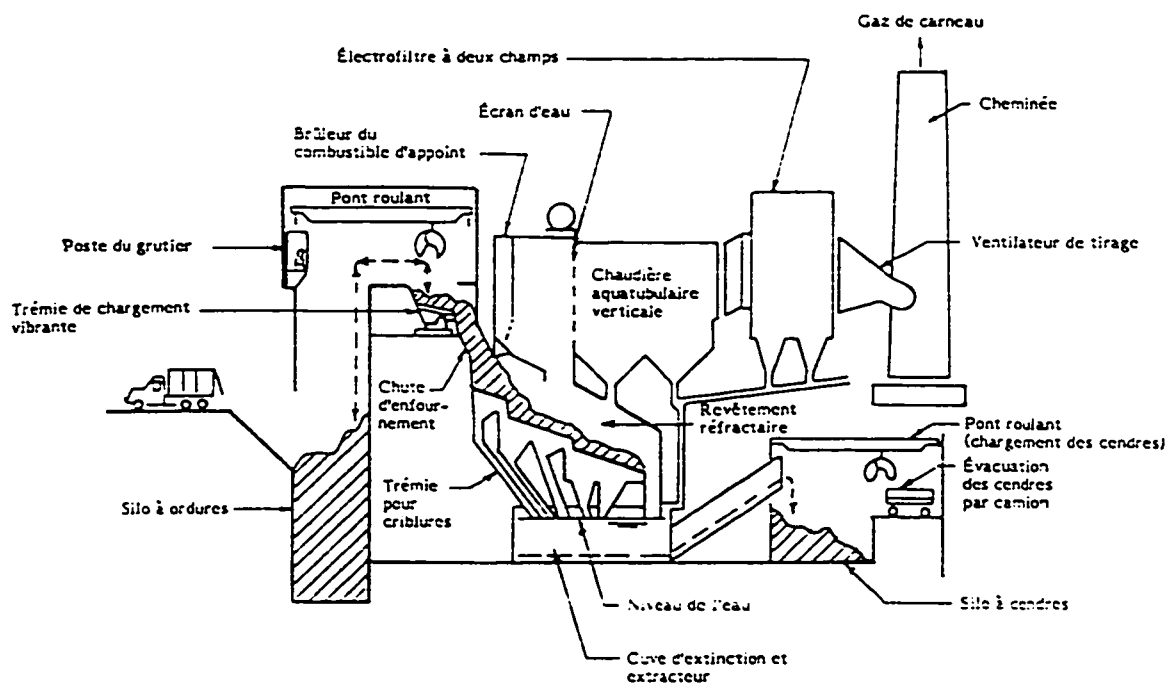


Figure 3. 1 Processus d'incinération des ordures ménagères de la ville de Québec
(Environnement Canada, 1988).

Chaque année, près de 260 000 tonnes de déchets sont traitées, produisant 90 000 tonnes de cendres. Celles-ci sont réparties de la manière suivante : 81 000 tonnes de cendres de grille, 6 000 tonnes de cendres volantes d'électrofiltres et de chaudière et 3 000 tonnes de chaux usée. Les deux premiers types de cendres sont combinés et destinés à l'enfouissement, tandis que la fraction de chaux usée qui n'est pas recyclée dans le procédé est envoyée à une entreprise privée pour être stabilisée. Les cendres volantes utilisées pour les essais de vitrification proviennent exclusivement des électrofiltres de l'incinérateur de la Communauté Urbaine de Québec (CUQ).

3.2 Caractéristiques thermophysiques

Afin de mieux comprendre et d'expliquer les phénomènes se produisant lors de la vitrification, il est nécessaire de connaître les caractéristiques thermophysiques des cendres.

Composition chimique

La composition chimique des cendres volantes a été analysée par absorption atomique au laboratoire de Géochimie Analytique du département de génie minéral, et par activation neutronique à l'Institut de génie nucléaire du département de génie mécanique. Les résultats figurent au tableau 3.1. À titre de comparaison, il y apparaît une composition chimique typique de cendres volantes telle que publiée par le CRITT Matériaux de France en 1993. La composition moyenne s'apparentant à celle du verre, il est possible d'établir quelques parallèles intéressants lors de l'analyse ultérieure de leur comportement physico-chimique.

Une dernière analyse effectuée au laboratoire de CANMET à Ottawa a donné les résultats présentés au tableau 3.2.

Tableau 3. 1 Composition chimique des cendres volantes.*

Élément	Absorption atomique (% massique)	Activation neutronique (% massique)	Moyenne (% massique)	Composition typique (% massique)
Ca	15,65	15,45	15,55	18,9
Si	13,16	12,90	13,03	16,0
Al	6,64	7,45	7,04	9,20
S	2,45	< 7	2,45	1,70
Fe	1,90	2,25	2,08	1,48
Na	1,81	1,80	1,80	3,05
Ti	1,67	2,10	1,88	N.D.
P	1,66	N.D.	1,66	0,89
Cl	1,62	1,95	1,78	6,80
K	1,49	2,15	1,82	3,47
Mg	1,47	1,50	1,48	2,20
Pertes au feu	15,55	N.D.	15,55	N.D.

	ppm	ppm	ppm	ppm
Zn	5 875	5 806	5 840	10 100
Mn	1 240	1 442	1 341	1 400
Cr	570	662	616	600
Cu	205	542	374	520
Ni	162	93	128	120
Co	74	52	63	N.D.
Pb	60	N.D.	60	1 800
Cd	N.D.	48	48	160
As	N.D.	42	42	< 44
Hg	N.D.	6	6	< 20

* N.D. : non déterminé

Tableau 3. 2 Résultats d'une analyse effectuée chez CANMET.

	Tel qu'analysé	sec à 105 °C	sec sans cendre
<i>Proximate analysis</i> (% mass.)			
Humidité	2,38		
Cendre	82,60	84,61	
<i>Ultimate analysis</i> (% mass.)			
Carbone	9,21	9,43	61,32
Hydrogène	0,25	0,26	1,68
Azote	< 0,24	< 0,24	< 1,59
Soufre	2,23	2,28	14,85
Oxygène	3,33	3,42	22,15
Analyse calorifique (MJ/kg)	2,24	2,29	14,90

Un rapport sur l'évaluation des émissions de l'incinérateur de la CUQ publié en 1988 par Environnement Canada a dévoilé les teneurs en composés organiques des cendres volantes d'électrofiltres (tableau 3.3).

Tableau 3. 3 Teneurs moyennes des composés organiques présents dans les cendres volantes.

Composé organique	Teneur (ppb)
Dioxines	718
Furannes	244
HAP	239
Chlorophénols	2300
Chlorobenzènes	1510
BPC	6

Un test de lixiviation a été effectué sur les cendres volantes conformément à la *Procédure d'évaluation des caractéristiques de déchets solides et de boues pompables*, publiée par le Ministère de l'Environnement du Québec en 1985. Le but de ce test était de reproduire l'influence des pluies acides sur des déchets enfouis pour une période de vingt cinq ans. On a obtenu les résultats suivants :

Tableau 3. 4 Résultats du test de lixiviation effectué sur les cendres volantes.

Composé	Teneur (ppm)	Normes du MENVIQ (ppm)
Cd	2,47	2,0
Cr	2,35	5,0
Cu	3,11	10,0
Ni	1,40	10,0
Pb	9,75	5,0
Zn	290	10,0
Dioxines (ppb)*	non détecté	pas en vigueur
Furannes (ppb)*	non détecté	pas en vigueur
HAP (ppb)*	0,01	pas en vigueur
Chlorophénols (ppb)*	0,14	2,0
Chlorobenzènes (ppb)*	0,02	1,0
BPC (ppb)*	non détecté	0,01

* Source : Environnement Canada, 1988.

Densité ρ

Le laboratoire de géotechnique du département de génie civil a évalué la densité ρ des cendres volantes à 2 460 kg/m³, selon la norme ASTM D-854.

Conductivité thermique k

La conductivité thermique k des cendres volantes est supposée égale à celle de la silice soit 0,27 W/m·K (Incropera et De Witt, 1990).

Capacité calorifique

La capacité calorifique des cendres est obtenue par le biais d'une formule d'additivité couramment employée dans le domaine de la fabrication du verre. Les cendres sont considérées comme un mélange de composants contribuant indépendamment à la capacité calorifique.

Selon Zarzycki (1987),

$$c_p = \sum_{i=1}^n x_i c_{pi} \quad (3.1)$$

où x_i : fraction massique du composant i
 c_{pi} : capacité calorifique du composant i

Une valeur moyenne de 900 J/kg·K a été obtenue après un calcul du c_p à différentes températures.

Point de fusion

Vassilev et coll. (1995) ont publié un article traitant de l'influence de la composition chimique des cendres de charbon sur leur point de fusion. Ils ont étudié les caractéristiques et le comportement face à la chaleur de cendres provenant de plusieurs pays. Ils distinguent les cendres à faible et moyen point de fusion (1 200 à 1 370 °C) de celles à haut point de fusion (1 400 à 1 500 °C).

Malgré ces tendances, une prédiction fiable du point de fusion des cendres basée uniquement sur la composition chimique est inadéquate. Plus importants encore sont les modes de combinaison des éléments, leurs proportions, et leur comportement pendant le chauffage. Car chacun a un effet différent selon son caractère fondant ou réfractaire. Des mélanges d'éléments aussi complexes et variés ne possèdent pas de point de fusion défini mais un *intervalle* de température de fusion. Les cendres à bas et haut point de fusion ont un mécanisme de fonte différent, dépendant des points de fusion des composés présents et de ceux formés. Dans le cas des cendres à bas point de fusion, on observe des réactions et changements de phases intensifs dès la montée en température. La masse de cendre est ramollie et les substances fondues mettent en solution les autres composés en les absorbant ou en les dissolvant. Par contre, les cendres à haut point de fusion fondent de manière graduelle et continue sur un intervalle de température plus court mais plus élevé.

Différents processus physico-chimiques interviennent lors d'un chauffage : oxydation, volatilisation de composés, décomposition, formation de nouvelles phases, conversion de certains minéraux et/ou phases ou de tout le résidu jusqu'à la fonte complète. Vassilev et coll. (1995) ont recensé les principales transformations que subissent les cendres dans le cadre d'une analyse thermique différentielle (ATD). Cette méthode consiste à comparer les réactions thermiques d'un échantillon à celles d'une référence. Un traceur graphique enregistre les résultats. Le dernier point de fusion détecté indique la température de fusion de l'échantillon. Une ATD effectuée sur les cendres volantes d'électrofiltres de la CUQ par le Centre de thermoanalyse du département de métallurgie et de génie des matériaux a donné un faible point de fusion d'environ 1 225 °C. Les étapes caractéristiques de la fusion des cendres de charbon ont été superposées au tracé d'ATD des cendres volantes à la figure 3.3. Pour la plupart, ces étapes s'appliquent aux deux types de cendres puisque leur composition chimique est similaire. En aucun cas il ne faut les considérer comme absolues. Elles donnent toutefois un aperçu de l'étendue des réactions admissibles.

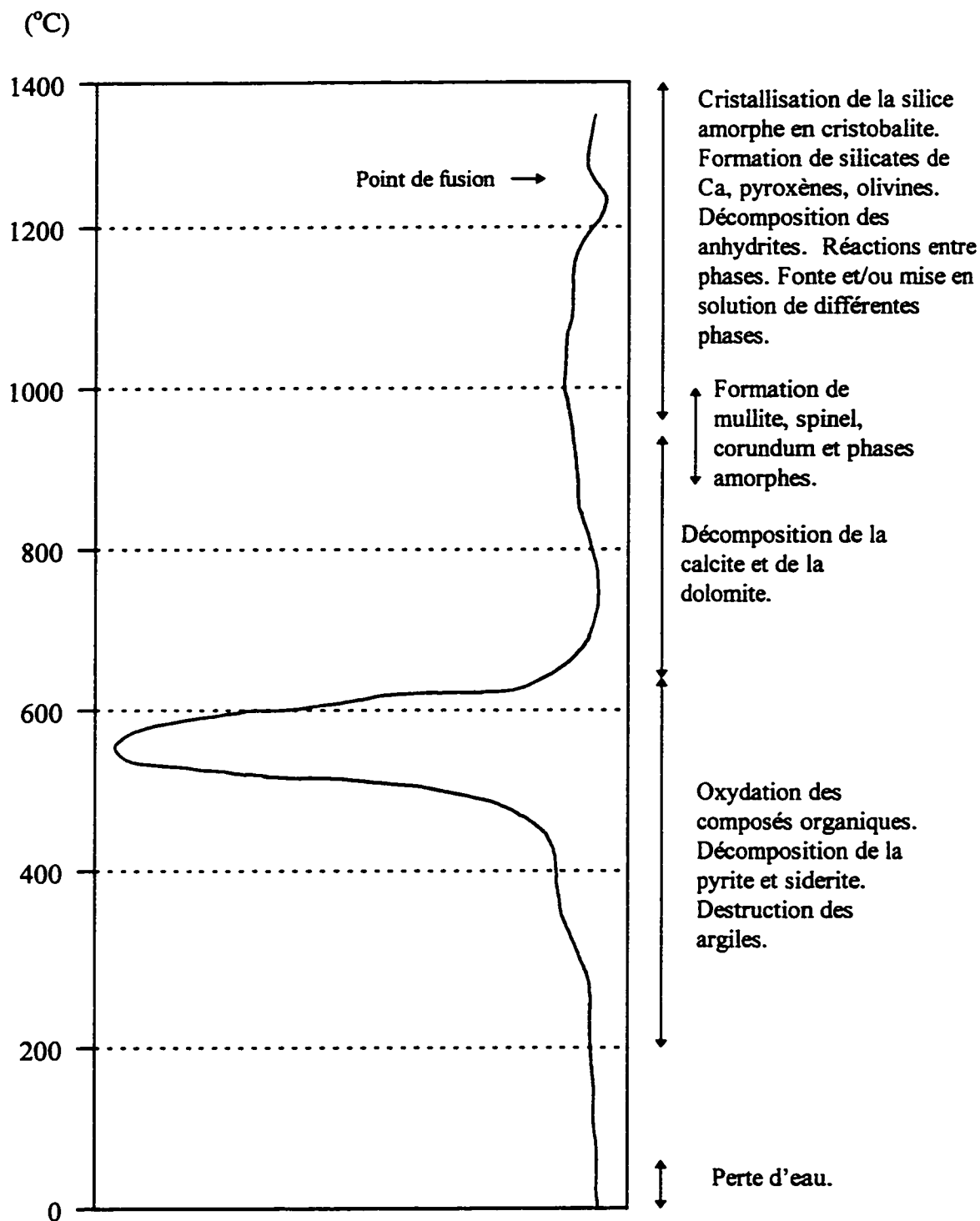


Figure 3. 3 Résumé des principales réactions survenant lors de la fusion de cendres de charbon, appliqué au tracé d'ATD des cendres de la CUQ.

L'étude de Vassilev et coll. (1995) a démontré qu'il est possible d'expliquer avec justesse et de prédire les caractéristiques de fusion des cendres lorsque les composés formés lors du chauffage peuvent être identifiés et quantifiés. Leur caractère fondant ou réfractaire contrôle le mécanisme de fusion. C'est ce qui explique que des cendres de même composition ne possèdent pas nécessairement des caractéristiques de fusion identiques. Ces différences peuvent être attribuables à la taille et à la morphologie des matières minérales, aux associations arbitraires de ces minéraux, à leur agglomération, à la préparation des cendres, à leur granulométrie, à la vitesse de chauffage, à l'atmosphère, etc.

Distribution granulométrique

La méthode d'analyse d'image Zeiss-Kontron employée par le Centre de Caractérisation Microscopique des Matériaux de l'École Polytechnique a permis d'obtenir la distribution granulométrique des cendres selon leur diamètre équivalent. Cette méthode consiste à faire une plaquette d'un échantillon représentatif et à observer les particules au hasard à l'aide d'un microscope électronique. Le diamètre équivalent mesuré correspond au diamètre d'une sphère de volume égal à celui d'une particule. L'histogramme obtenu est illustré à la figure 3.4.

Un tamisage des cendres par tamis vibrant a aussi été réalisé. Le diamètre nominal mesuré correspond à leur plus longue dimension, non à leur épaisseur. Les résultats apparaissent à la figure 3.5.

Les deux histogrammes donnent des résultats qui semblent différents puisque le tamisage tient compte du facteur de forme des particules mais pas l'analyse d'image.

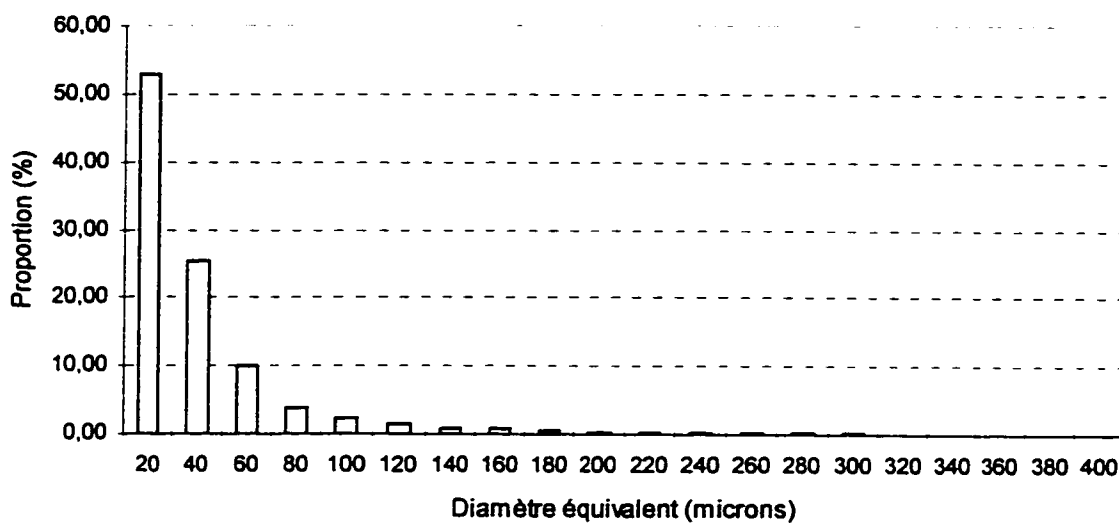


Figure 3. 4 Distribution granulométrique obtenue par analyse d'image.

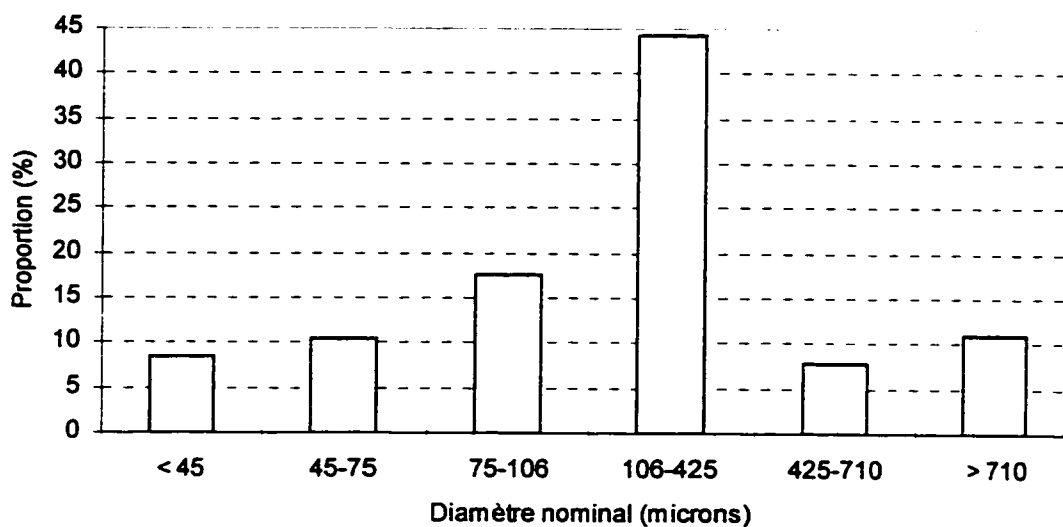


Figure 3. 5 Distribution granulométrique obtenue par tamisage.

On appelle *flocons* les particules ayant un diamètre nominal supérieur à 710 microns. La figure 3.5 démontre qu'ils constituent environ 10 % des cendres. Leur facteur de forme n'a pu être évalué puisque les éprouvettes du granulomètre à faisceau laser de l'École

Polytechnique étaient trop petites pour les contenir. Cependant, on peut les considérer semblables à des flocons de mica ayant une sphéricité de 0,28 (McCabe, Smith et Harriot, 1993). Pour ce qui est des *fines* (particules dont le diamètre nominal est inférieur à 710 microns), elles peuvent être considérées relativement sphériques puisque leur sphéricité a été évaluée à 0,61 (voir figure 3.6). Ce facteur de sphéricité intervient lorsqu'on souhaite calculer la surface réelle A_p d'une particule à partir de son diamètre équivalent d_p selon l'équation (3.2).

$$A_p = \frac{6m_p}{\Phi \rho_p d_p} \quad (3.2)$$

où m_p : masse de particules de même taille (kg)

ρ_p : densité de la particule (kg/m³)

Φ : sphéricité de la particule

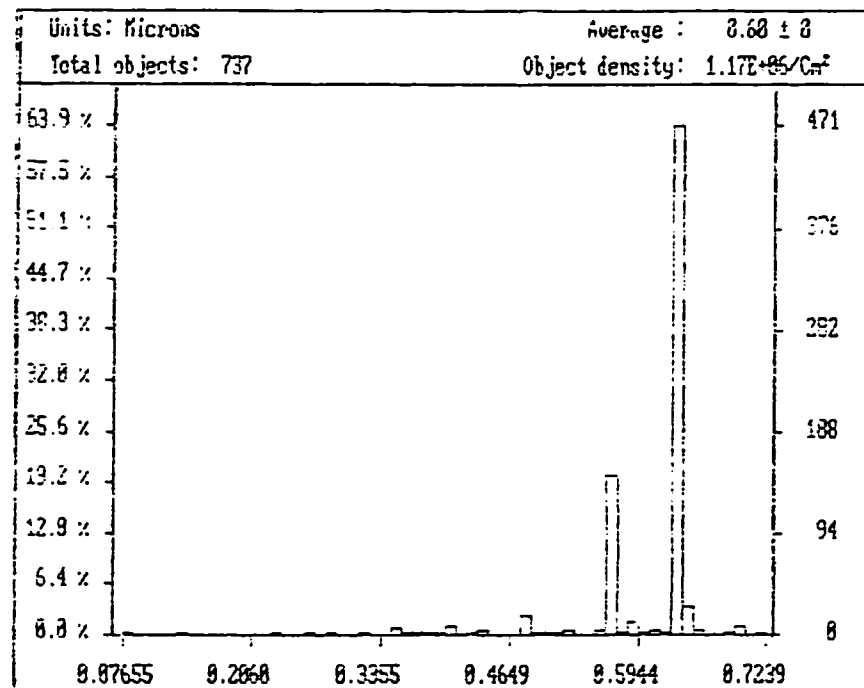


Figure 3. 6 Histogramme du facteur de forme des fines.

CHAPITRE 4

LES FONDANTS

L'effet des fondants est bien connu de l'industrie. Ils jouent un rôle fondamental dans la fabrication du verre en abaissant le point de fusion des mélanges. Depuis quelques années, l'industrie du traitement thermique des déchets dangereux expérimente elle aussi l'emploi de fondants (Wagner et coll. (1996), Boley et coll. (1992), Lees et coll. (1994)). Cependant, les entreprises qui publient ou font breveter leur procédé sont avares de détails quant aux recettes utilisées (types de fondants, quantités).

À titre informatif, on a voulu vérifier dans quelle mesure l'ajout de fondants aux cendres volantes de la CUQ serait bénéfique. Une brève étude à l'aide du logiciel FAIT (Formulation Analytique Interactive en Thermodynamique) avait pour but de cerner les fondants les plus efficaces en vue d'essais en laboratoire.

Le système expert FAIT a été mis au point par le Centre de Recherche en Calcul Thermochimique (CRCT) de l'École Polytechnique. Il sert à effectuer des calculs thermochimiques à l'aide d'une banque de données thermodynamiques. Constitué d'une douzaine de programmes, il permet de prédire les propriétés thermodynamiques de produits à multi-composants. Plus concrètement, à partir d'une composition donnée, il peut calculer le *solidus* d'un mélange (température de fusion du premier composé à se liquéfier) ou le *liquidus* (température de fusion du dernier composé à se liquéfier). Il identifie aussi les phases présentes. Pour l'utiliser, on a posé l'hypothèse que les éléments sont présents exclusivement sous forme d'oxydes, sauf pour le chlore qu'on a supposé être présent en CaCl_2 . En réalité, on trouve aussi des chlorures, fluorures ou autres. Cette composition chimique transformée des cendres figure au tableau 4.1.

Tableau 4. 1 Composition chimique des cendres volantes sous forme d'oxydes simples.

Composé	% massique
SiO ₂	31,9
CaO	23,3
Al ₂ O ₃	15,2
SO ₃ ⁻	7,0
P ₂ O ₅	4,3
TiO ₂	3,6
Fe ₂ O ₃	3,4
CaCl ₂	3,2
MgO	2,8
Na ₂ O	2,8
K ₂ O	2,5

Les onze composés des cendres volantes ne pouvaient être étudiés simultanément. La meilleure façon de faire consistait à partir du diagramme de phase CaO - Al₂O₃ - SiO₂ et à vérifier l'effet de l'ajout d'un quatrième composé sur le liquidus. Eriksson et Pelton (1993) ont calculé avec précision le diagramme de phase optimisé du système CaO - Al₂O₃ - SiO₂. On le retrouve à la figure 4.1. On peut y voir que c'est pour une composition de 62 % SiO₂ - 25 % CaO - 13 % Al₂O₃ que se trouve l'eutectique survenant à la plus faible température soit 1 190 °C.

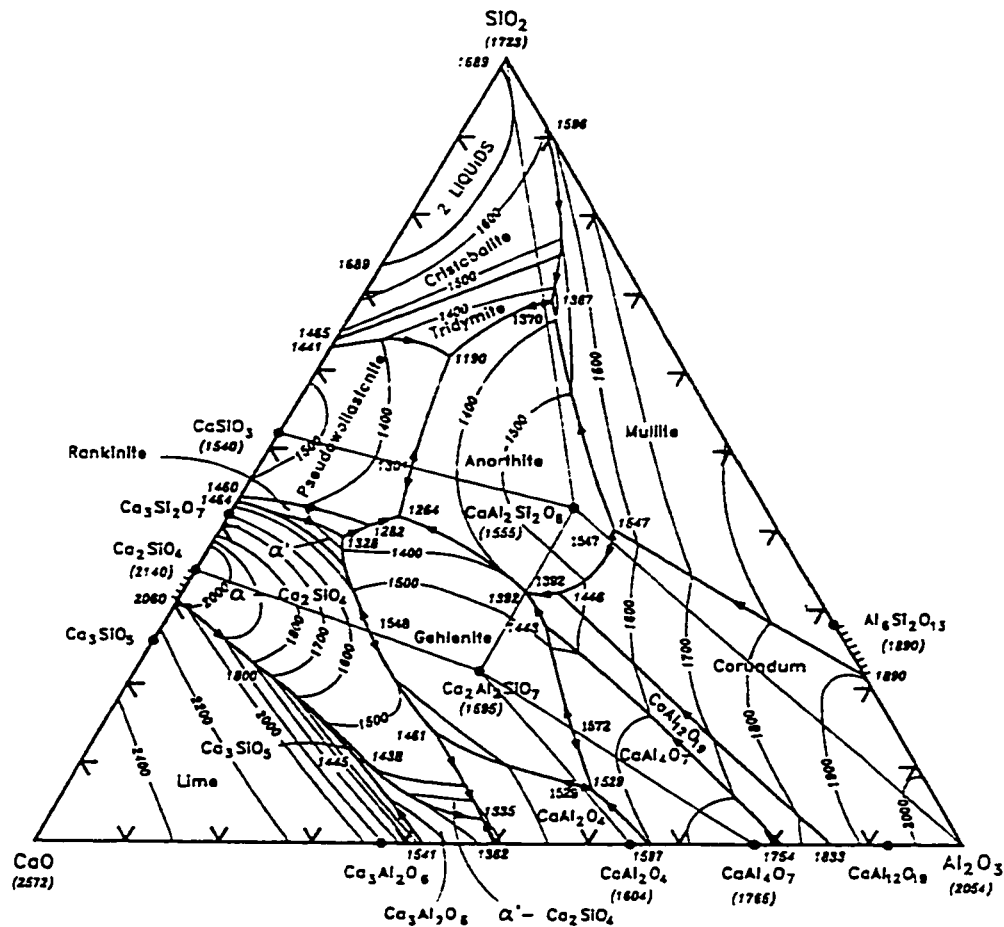


Figure 4. 1 Diagramme de phase optimisé du système $\text{CaO} - \text{Al}_2\text{O}_3 - \text{SiO}_2$. Températures en $^{\circ}\text{C}$. Pourcentages massiques. (Eriksson et Pelton, 1993)

Le diagramme de phase et le logiciel évaluent à $1\,380\,^{\circ}\text{C}$ le point de fusion des cendres lorsque leur composition se limite au système $\text{CaO} - \text{Al}_2\text{O}_3 - \text{SiO}_2$, alors que l'analyse par ATD (section 3.2) donne $1\,225\,^{\circ}\text{C}$. Les résultats de l'étude menée à l'aide du logiciel sont présentés aux figures 4.2 à 4.8. On a observé que l'augmentation de la concentration en SiO_2 et CaO n'abaissait pas le point de fusion de manière significative, c'est-à-dire que la baisse de point de fusion provoquée était faible par rapport à l'augmentation de volume nécessaire. Il en était de même de l'ajout de TiO_2 . Quant au Al_2O_3 , il ne fait qu'augmenter le point de fusion car ce n'est pas un fondant. Les fondants les plus

intéressants sont ceux qui permettent de diminuer considérablement le point de fusion pour un ajout minimal de produit. C'est le cas du MgO et du Na_2O . Avec seulement 15% de plus d'un de ces deux oxydes le point de fusion chute de 1 380 °C à 1 075 - 1 160 °C. Pour ce qui est du K_2O , un ajout de 12,5 % abaisse le point de fusion du système à 1 255 °C. Il a été impossible d'observer l'action de S, P, Cl et Fe sur le système. Le logiciel n'arrivait pas à trouver de produits pouvant équilibrer les réactions chimiques impliquant de tels constituants. Mais on sait que d'après Vassilev et coll. (1995), leur effet fondant est non négligeable.

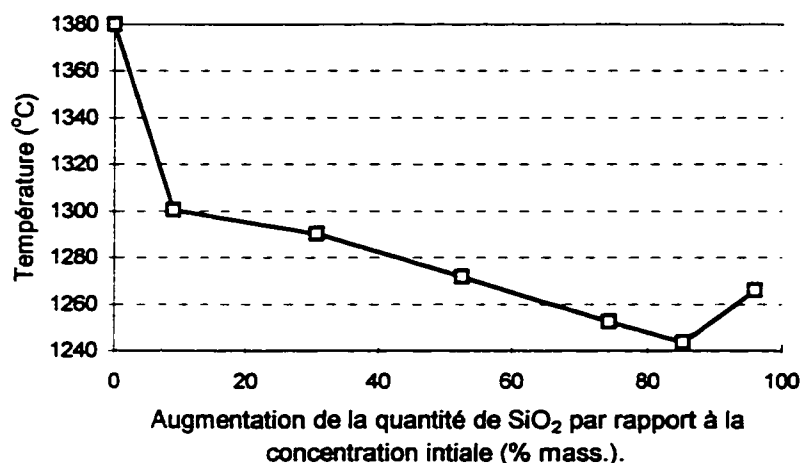


Figure 4. 2 Effet du SiO_2 sur la température de fusion du système $\text{CaO-Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$.

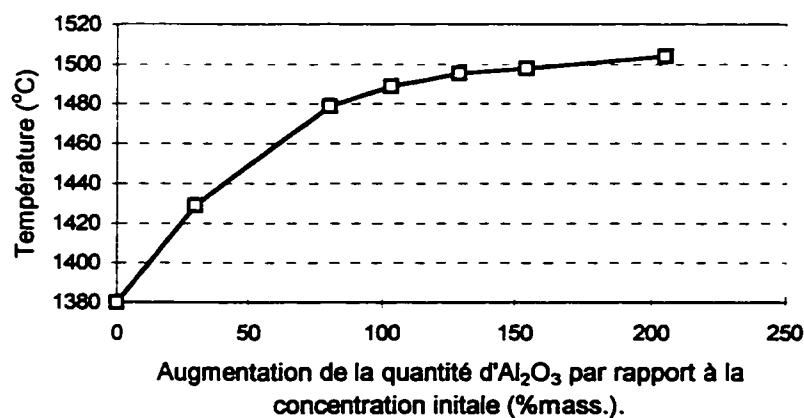


Figure 4. 3 Effet du Al_2O_3 sur la température de fusion du système $\text{CaO-Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$.

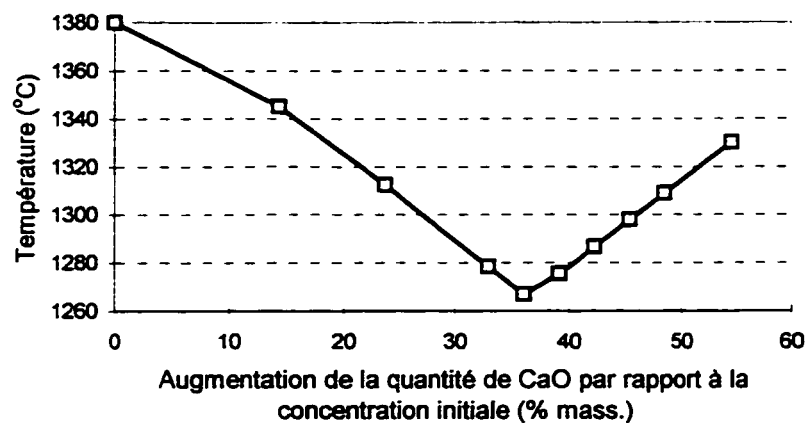


Figure 4. 4 Effet du CaO sur la température de fusion du système CaO-Al₂O₃-SiO₂.

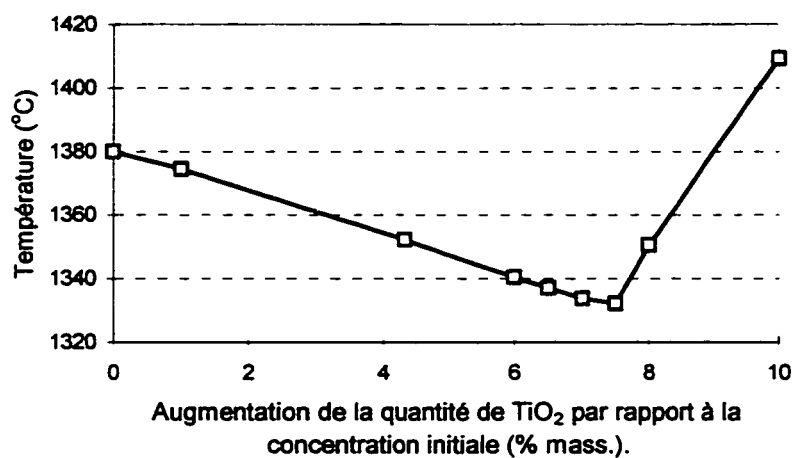


Figure 4. 5 Effet du TiO₂ sur la température de fusion du système CaO-Al₂O₃-SiO₂-TiO₂.

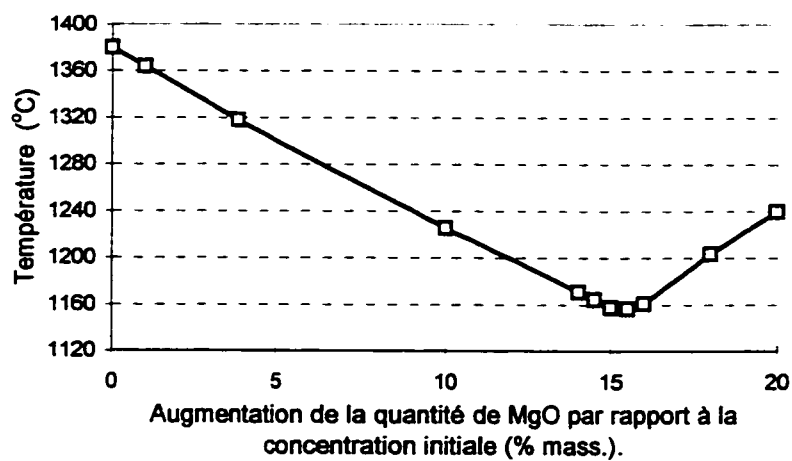


Figure 4. 6 Effet du MgO sur la température de fusion du système CaO-Al₂O₃-SiO₂-MgO.

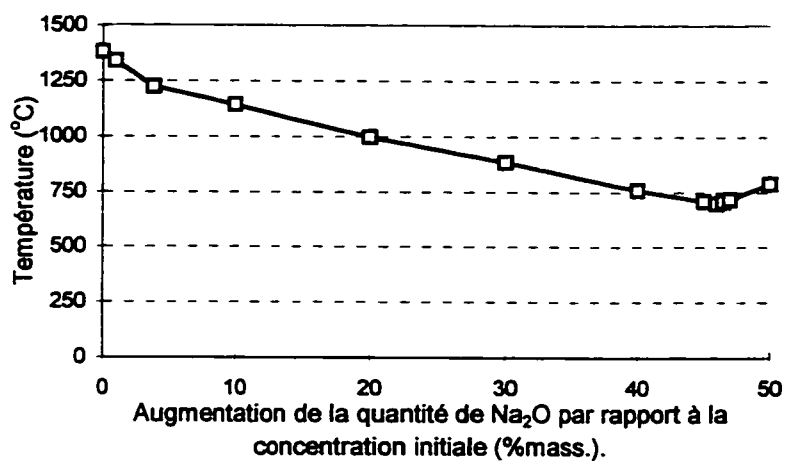


Figure 4. 7 Effet du Na₂O sur la température de fusion du système CaO-Al₂O₃-SiO₂-Na₂O.

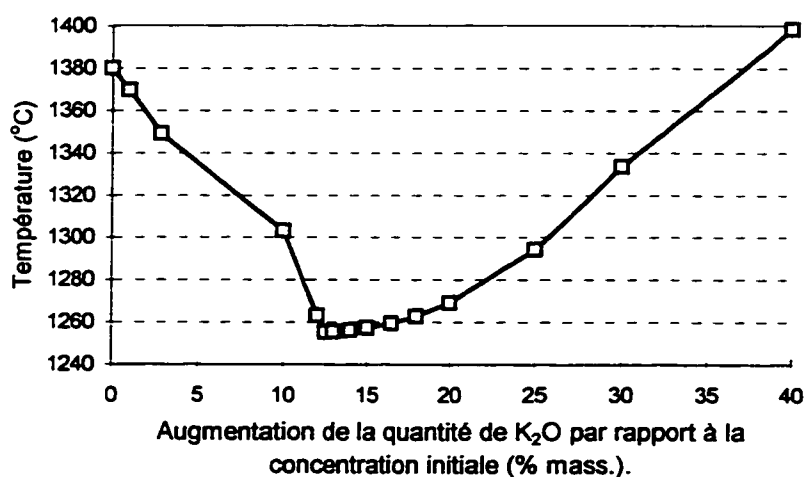


Figure 4. 8 Effet du K₂O sur la température de fusion du système CaO-Al₂O₃-SiO₂-K₂O.

Des essais d'ATD en laboratoire avaient été planifiés sur des échantillons de cendres de diverses concentrations en CaO et MgO. Ils ont dû être annulés en raison de la grande adhérence des cendres fondues au creuset de platine et de la difficulté que cela causait lors du nettoyage.

Dans le cas de la vitrification des cendres volantes de la CUQ, l'ajout de fondants n'est pas justifié compte tenu qu'elles possèdent un point de fusion peu élevé. L'emploi de fondants nécessiterait la mise en place d'un système de dosage et de mélange. Il en résulterait une augmentation du volume de solides à traiter. De plus, le réfractaire interne étant acide (il est composé de 67% d'Al₂O₃), des problèmes de corrosion liés à une augmentation du pH de la matière en fusion pourraient survenir. Il convient d'utiliser un réfractaire de même pH que la matière traitée (Dorlot et coll., 1986).

CHAPITRE 5

RÉSULTATS EXPÉRIMENTAUX

Plusieurs problèmes opératoires sont survenus lors des essais.

- La formation de condensation dans la trémie et sur la vis d'Archimède causait l'agglomération des cendres. En augmentant l'aspiration du ventilateur, le problème a été réglé par la création d'une pression légèrement négative à l'intérieur du four.
- Le tube d'air d'injection situé en amont du brûleur bloquait le passage des cendres. Il a été remplacé par un tube en Y de manière à ne plus obstruer la buse de transport des cendres.
- Le réfractaire, endommagé par des chocs thermiques successifs, tombait en morceaux. Le mode d'opération de l'unité a été modifié afin que le chauffage et le refroidissement soient progressifs.
- Le mode de trempe existant a été changé pour effectuer une trempe plus rapide et minimiser la recristallisation des cendres. Un tuyau transversal muni de plusieurs trous a été fabriqué pour disperser un jet d'eau directement à l'entrée de la chambre de séparation, à la sortie du four.
- Les thermocouples n'ayant pas résisté aux essais à 100 % O₂ pur ont été remplacés par des thermocouples de type B avec gaine en céramique.
- Lors de ces mêmes essais, la bougie d'allumage a aussi fondu. On a mis au point une autre bougie d'allumage que l'on doit retirer du four une fois le brûleur démarré. Cette bougie peut être insérée jusqu'au centre du four sans nécessiter une proximité avec une

autre pièce métallique comme l'exigeait la bougie initiale. Elle est constituée d'un tuyau central et d'un tube extérieur, tous deux en acier inoxydable 310, séparés par une gaine céramique isolante. Le tout est couplé à une alimentation électrique et au système de démarrage automatique du brûleur. Ce système permet de créer un arc électrique entre le tuyau et le tube externe, à l'extrémité de la bougie.

- L'isolant externe de la chambre de séparation n'a pas résisté aux hautes températures et a dû être remplacé par un isolant en fibre céramique.
- L'alimentation de cendres pendant plus de trente minutes était impossible. Une accumulation de cendres agglomérées bloquait le conduit d'évacuation, causant la montée d'eau dans la chambre de séparation, la perte de la flamme et la sortie des fumées par la trémie.

Le tableau 5.1 présente un résumé des résultats obtenus lors des essais. Le détail des conditions d'opération et des actions correctives apportées figure à l'annexe C.

Tableau 5. 1 Résultats obtenus lors des essais

Essai	Conditions d'opération	Observations
# 1	- puissance de 50 kW - essai avec 15% et 50% d'O₂ pur - alimentation de cendres	- l'ajout d'O₂ augmente légèrement la température des fumées - l'alimentation de cendres la fait chuter - blocage de l'unité par des morceaux de réfractaire
# 2	- puissance de 50 kW - essai avec 25% et 40% d'O₂ pur - alimentation de cendres	blocage de l'unité par des morceaux de réfractaire
# 3	- essai sans O₂ pur - puissance de 50 kW et de 70 kW	une augmentation de puissance accroît la température des fumées
# 4	- puissance de 80 kW - essai à 100% d'O₂ pur	- montée rapide de la température des fumées - perte de 3 thermocouples - fonte de la bougie d'allumage
# 5	- puissance de 80 kW - essai à 100% d'O₂ pur - alimentation de cendres	blocage du système d'alimentation des cendres
# 6	- puissance de 80 kW - essai à 100% d'O₂ pur - alimentation de cendres	blocage du système d'alimentation des cendres
# 7	- puissance de 80 kW - essai à 17% d'O₂ pur - alimentation de cendres	blocage de la sortie de l'unité
# 8	- puissance de 80 kW - essai à 30% d'O₂ pur - alimentation de cendres	- blocage de la sortie de l'unité - résidus solides recueillis dans la cuve de récupération
# 9	- puissance de 80 kW - essai à 40% d'O₂ pur - alimentation de cendres	- blocage de la sortie de l'unité - résidus solides recueillis dans la cuve de récupération - production de CO lors de l'alimentation de cendres - production de NO_x quand %O₂ pur augmente - observation d'un gradient radial de température

5.1 Analyse globale des essais

Effet de la puissance du brûleur

La figure 5.1 suivante prouve que pour un excès d'air donné (en l'occurrence 10%), sans ajout d'oxygène pur et sans alimentation de cendres, la température à l'intérieur du four augmente avec la puissance. La position en cm est en fait la distance qui sépare chaque thermocouple du brûleur.

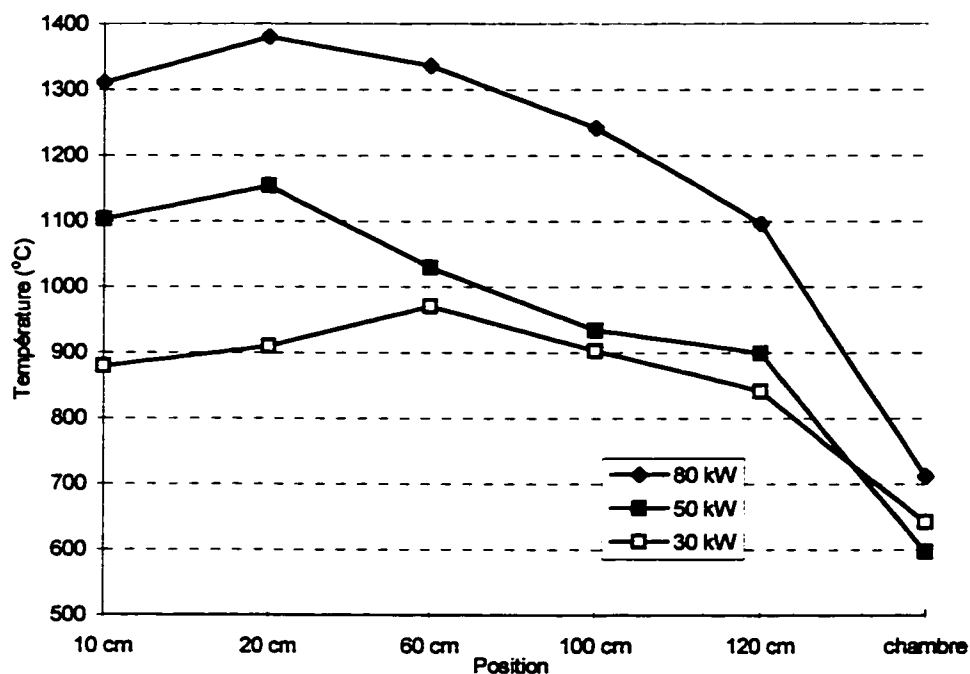


Figure 5. 1 Comparaison des profils de température pour différentes puissances.

Enrichissement en oxygène pur

D'après les courbes de la figure 5.2, l'ajout d'oxygène pur à une puissance de 80 kW ne semble pas avoir d'effet marqué sur la température du four. Cela est attribué à la force d'aspiration du ventilateur : il sape les produits de combustion sans leur laisser le temps de se réchauffer ou de recirculer et suscite l'infiltration d'air parasite. Le premier essai réalisé

avec 100% d'oxygène pur se démarque des autres. Il a été fait avant le changement des poulies du ventilateur, au moment où l'aspiration était faible. Notons qu'il manque un point ou deux à certaines courbes dû au bris de deux thermocouples. Une accumulation de cendres sur ceux-ci a empêché leur remplacement. De plus, comme le thermocouple situé à 40 cm du brûleur mesurait la température de paroi lors de ces essais, les données ont été soustraites du graphique pour éviter toute confusion.

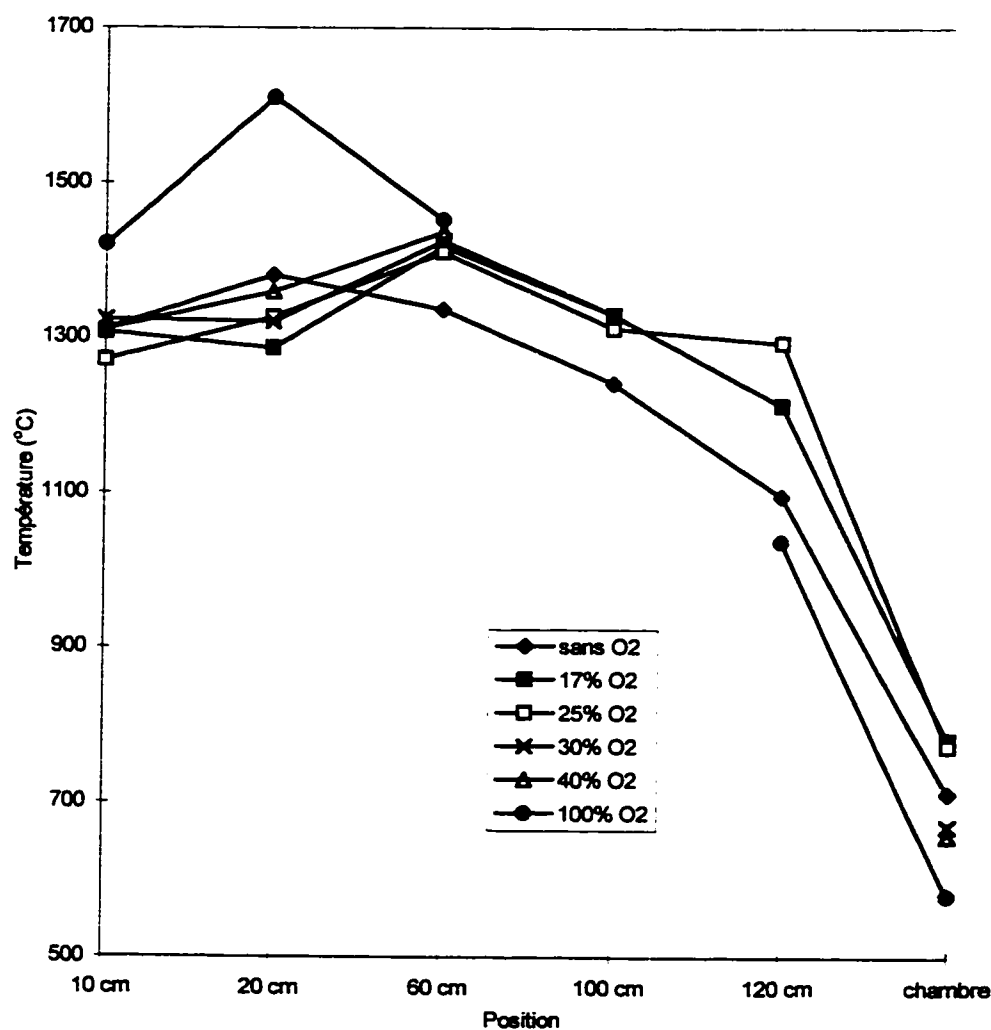


Figure 5.2 Comparaison des profils de température à l'intérieur du four pour différentes proportions d'O₂ pur. P = 80 kW.

Gradient radial de température

L'essai # 4 effectué sans alimentation de cendres et sans oxygène pur à 80 kW, révèle que le point le plus chaud au centre du four se situe à 40 cm du brûleur (figure 5.3). On y mesure 1 405 °C, soit une trentaine de degrés de plus qu'à 20 cm. C'est le seul essai dans de telles conditions où on ne mesurait pas la température de paroi interne à cet endroit. De même, en étudiant les données des essais # 4 à 7 on a constaté que le point le plus froid se situe à 120 cm du brûleur (à la sortie du four), avec une température moyenne de 1 100 °C. On a voulu connaître la température de la paroi à ces deux points extrêmes en vue de vérifier s'il existait un gradient radial de température.

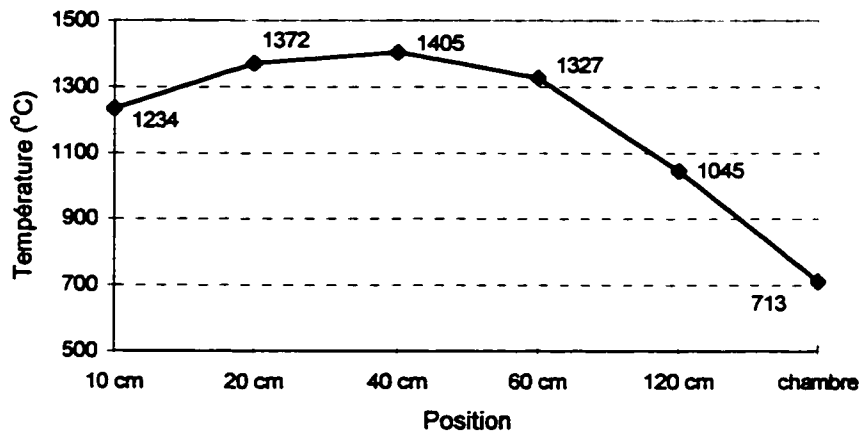


Figure 5. 3 Profil de température à l'intérieur du four lors de l'essai # 4.

Les essais # 6 à 9 ont démontré qu'à 40 cm, la température moyenne de la paroi interne est de 1 310 °C, tandis qu'à 120 cm elle est de 995 °C. Un gradient radial d'environ 100 °C existe donc pour ces deux positions. On peut supposer que cela s'applique sur toute la longueur du four. Ce constat est important puisqu'il explique la difficulté qu'ont les cendres à se vitrifier si elles entrent en contact avec une paroi plus froide que le courant gazeux.

Alimentation de cendres

Comme on peut le voir à la figure 5.4, l'alimentation de cendres cause une importante chute de température sur les soixante premiers centimètres du four. Le premier thermocouple, placé à 10 cm du nez du brûleur, subit la plus forte baisse (250 °C) puisqu'il reçoit directement les cendres. Cet effet se fait sentir jusqu'à environ 60 cm du brûleur et se répercute même sur la température de la paroi interne, à 40 cm. Tout ce qui retarde la combustion et dilue dans l'espace le dégagement de chaleur tend à diminuer la transmission de chaleur (Association Technique de l'Industrie du Gaz en France , 1973).

Les oscillations observées sur les courbes peuvent être attribuées à de légères fluctuations du débit de cendres alimenté par la vis d'Archimède.

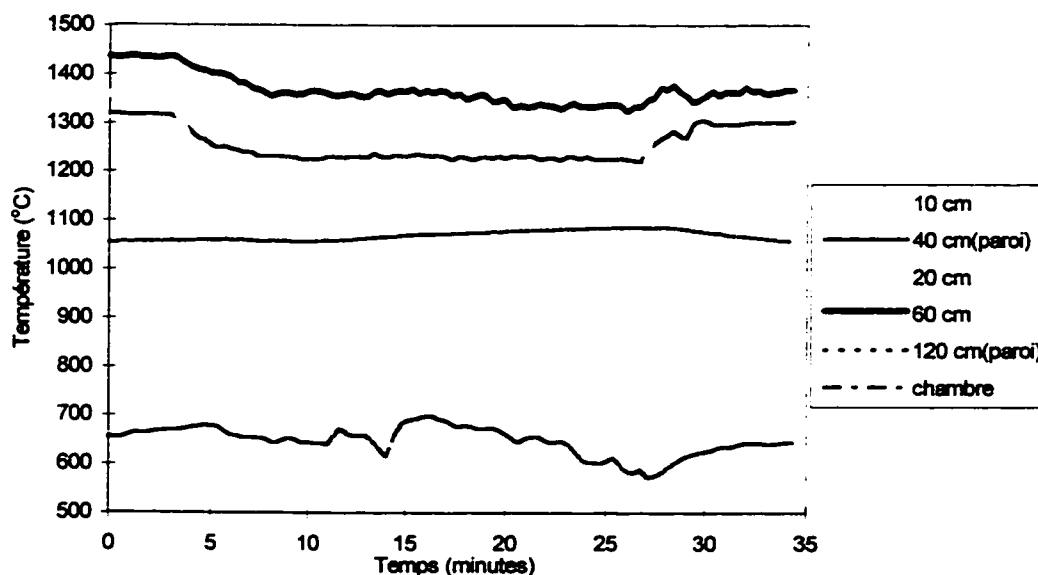


Figure 5. 4 Effet de l'alimentation de cendres à 80 kW et 40 % O₂ pur. Essai # 9.

Les figures 5.5 et 5.6 illustrent les profils moyens de température avant et après l'alimentation de cendres, sans et avec oxygène pur. Les températures au centre du four à 40 et 120 cm du brûleur ont été corrigées de 100 °C, en fonction du gradient radial estimé plus tôt. On constate qu'après l'alimentation de cendres, les produits de combustion sont à une température supérieure au point de fusion des cendres (soit 1 225 °C) sur une longueur de 65 cm à 0 % d'oxygène et sur 88 cm à 40 % d'oxygène. Ces longueurs représentent l'intervalle à l'intérieur duquel peut survenir la vitrification des particules circulant au centre du four. Quant à la température à la paroi, elle est supérieure au point de fusion des cendres à 40 % d'O₂ pur seulement et ce sur environ 40 cm (de 40 à près de 80 cm du brûleur). Cette courbe hypothétique est estimée à partir de la mesure d'un gradient radial moyen de 100 °C.

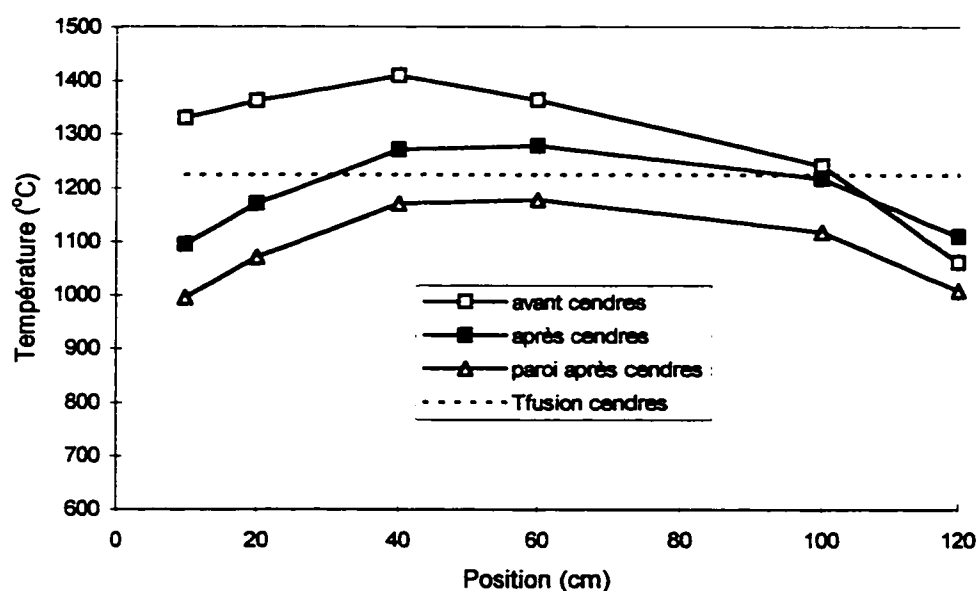


Figure 5. 5 Effet de l'alimentation de cendres sur les profils de température à 0 % d'oxygène pur.

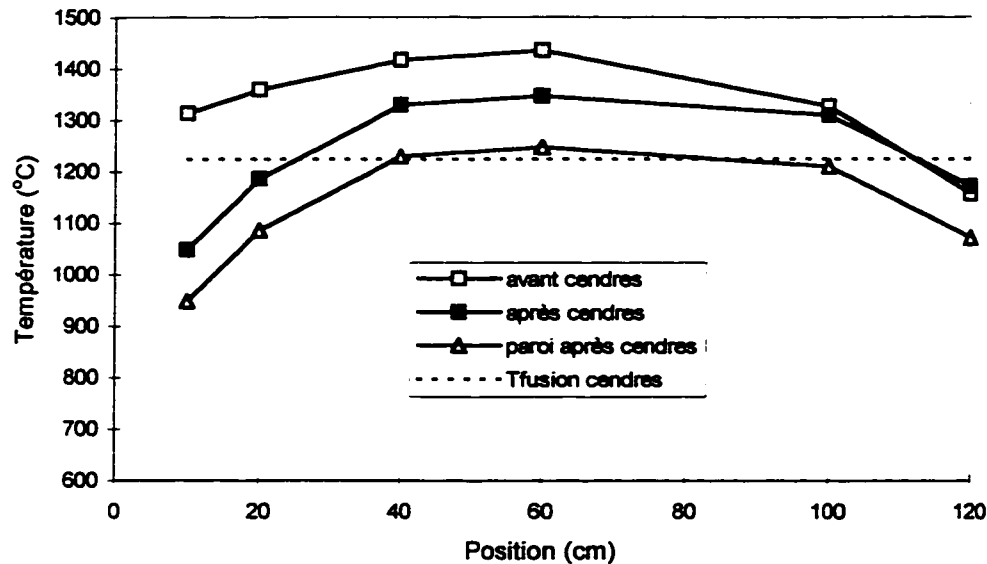


Figure 5. 6 Effet de l'alimentation de cendres sur les profils de température à 40 % d'oxygène pur.

Avec les profils axiaux et radiaux mesurés, il est possible d'établir une cartographie des différentes zones de température à l'intérieur du four à 0 % et à 40 % d'oxygène pur. La figure 5.7 présente les résultats obtenus.

Le point d'impact des cendres avec la paroi peut aussi être évalué. On sait que pour une flamme de diffusion turbulente en atmosphère libre, le jet produit conserve un angle au sommet constant et égal à 22° , quelle que soit la nature du fluide constituant le jet (Association technique de l'industrie du gaz en France, 1983). Si on pose l'hypothèse que cet angle est le même lorsque la flamme se trouve en atmosphère confinée et qu'on le transpose sur un schéma à l'échelle de l'intérieur de l'unité, on observe que les cendres frappent la paroi à environ 50 cm du brûleur. La figure 5.8 illustre ce résultat.

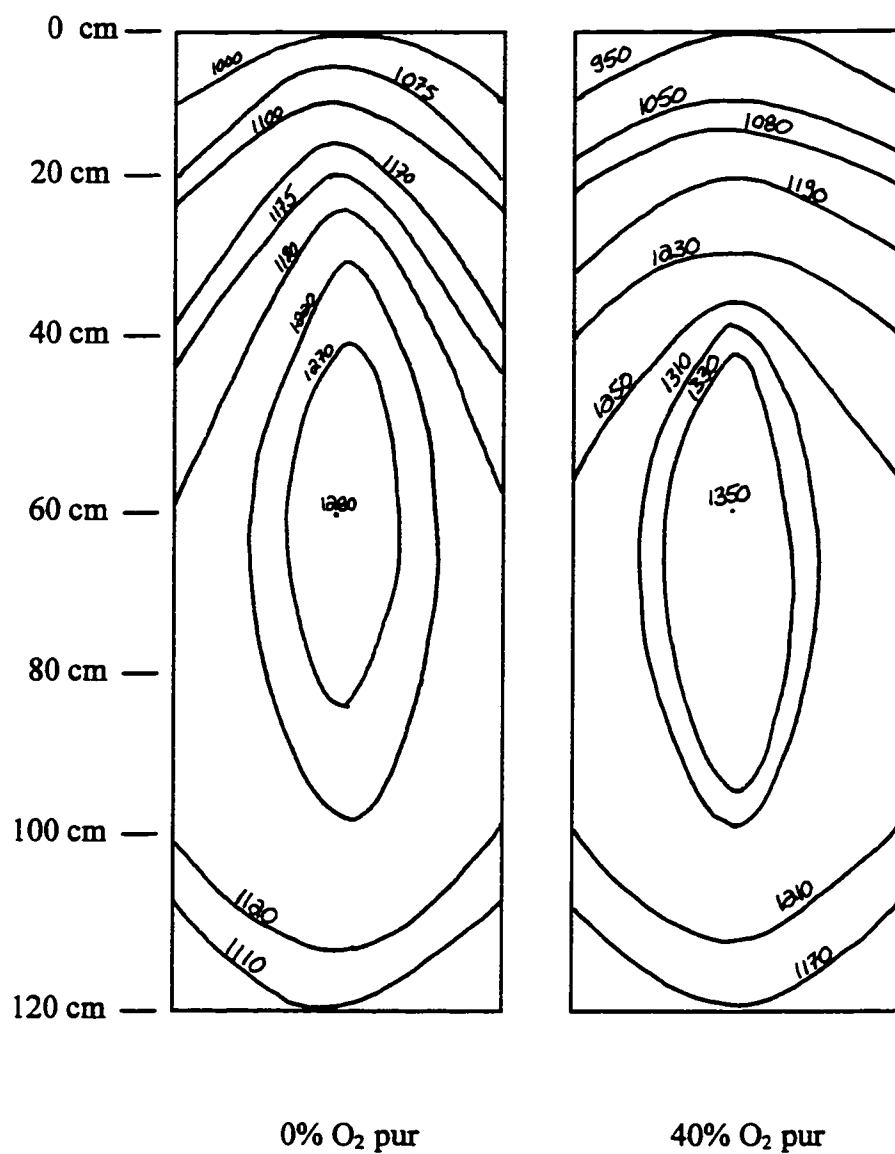
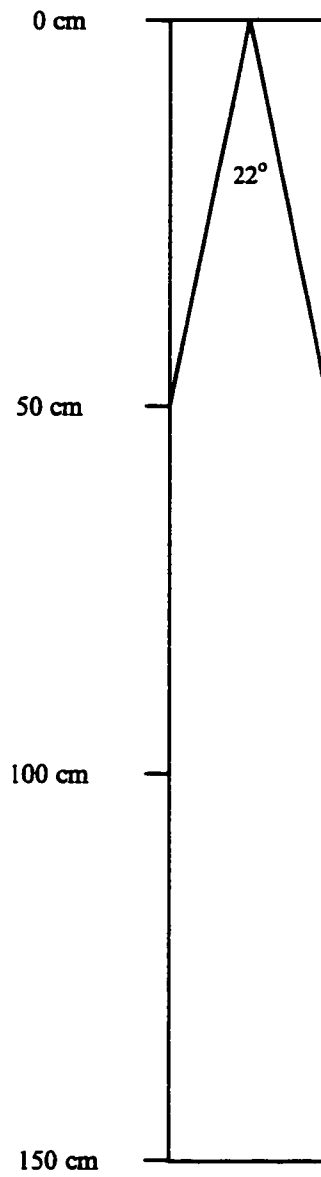


Figure 5. 7 Cartographie des différentes zones de température en °C à l'intérieur du four après l'alimentation de cendres à 0 et 40 % d'oxygène pur.



Échelle : 5 mm = 5 cm

Figure 5. 8 Calcul du point d'impact des cendres avec la paroi.

Caractéristiques de la flamme

Pour mieux comprendre les mécanismes de transfert de chaleur lors du traitement il est intéressant de connaître la longueur de la flamme. Pour une flamme de diffusion en régime turbulent d'un fluide incompressible, la longueur de flamme en jet libre coïncide avec la longueur de mélange stoechiométrique L_o .

$$L_o = 6,65 \frac{Q_m}{\sqrt{\rho_f I}} \left(1 + \frac{V_a}{d} \right) \quad (5.1)$$

- où Q_m : débit massique de fluide (kg/s)
 ρ_f : masse volumique du mélange en fin de flamme (kg/m³)
 I : impulsion du jet de gaz (N)
 V_a : pouvoir comburivore du gaz (m³(n) d'air/m³(n) de gaz)
 d : densité du gaz par rapport à l'air

L'impulsion, force capable d'entraîner l'air entourant le jet, est donnée par

$$I = \frac{Q_m^2}{\rho_{gaz} S} \quad (5.2)$$

- où ρ_{gaz} : masse volumique du gaz (kg/m³)
 S : section de l'injecteur (m²)

Ces équations montrent que la longueur de flamme est inversement proportionnelle à l'impulsion et que celle-ci est indépendante du débit mais proportionnelle à la section de l'injecteur. Selon l'Association Technique de l'Industrie du Gaz de France (1973), les flammes à forte impulsion sont courtes et transmettent plus de chaleur au produit à

chauffer que celles à faible impulsion, lumineuses mais plus froides parce que la combustion se déroule dans un volume plus grand. Le confinement d'une flamme dans une enceinte a pour effet de transformer une partie de l'impulsion en force de pression. Cela provoque un accroissement de la pression dans la zone de l'enceinte à l'opposé du brûleur, forçant la recirculation des produits de combustion vers l'injecteur. La flamme, aspirant alors un mélange appauvri en oxygène, voit sa longueur augmenter puisque la distance nécessaire à l'obtention du mélange stoechiométrique est accrue. Le paramètre de Craya et Curtet, noté m , permet de calculer ce débit recirculé.

$$m = \frac{I_o}{I_\infty} + \frac{I_a}{2I_\infty} - \frac{1}{2} \quad (5.3)$$

où I_o : impulsion du gaz (N)

I_a : impulsion de l'air (N)

I_∞ : impulsion du mélange en fin de flamme (N)

Le débit recirculé relatif τ s'exprime par

$$\tau = 0,43(\sqrt{m} - 1,65) \quad (5.4)$$

La formule de Kissel permet de calculer le rapport de la longueur de flamme en atmosphère confinée L à la longueur de flamme en atmosphère libre L_o .

$$\frac{L}{L_o} = \frac{1}{e + \frac{1}{1 + \tau}} \quad (5.5)$$

où e : excès d'air

À 0 % d'O₂ pur on a calculé une longueur de flamme L de 0,63 m. Le même calcul à 40 % d'O₂ pur n'a pu être effectué puisque les relations précédentes ne sont valides que pour les flammes air/gaz.

De plus, il n'est pas possible, à partir du profil de température, de déterminer avec précision la longueur de flamme lors d'un essai. L'effet d'aspiration du ventilateur atténue toute démarcation de niveau de température et le nombre de thermocouples mesurant au centre du four n'est pas suffisant pour donner une idée juste. Toutefois, on sait que l'utilisation d'oxygène pur diminue la longueur de flamme. La quantité d'azote décroissant, la longueur de mélange stoechiométrique est vite atteinte.

La réussite de la vitrification nécessite la plus haute température possible sur la plus longue distance possible, la température étant le paramètre le plus important. On a donc avantage à utiliser de l'oxygène pur à forte impulsion.

5.2 Analyse des résidus recueillis

Quatre types de résidus ont été recueillis dans la cuve de récupération et ce, peu importe les conditions d'opération de l'unité. Ils sont présentés à la figure 5.9. On retrouve d'abord des flocons de cendres ne semblant avoir subi aucun traitement. Le transfert de chaleur à l'intérieur de ces particules est lent dû à leur grande taille. De plus, leur forme les rend plus vulnérables aux courants internes et à l'aspiration du ventilateur. Cette fraction constitue de 30 à 40 % du volume de résidus recueillis.

Approximativement 40 % des rejets solides ont l'aspect de *boulettes* poreuses et friables de cendres fondues agglomérées. Leur surface externe est grise et rugueuse. L'intérieur renferme parfois des flocons de cendre non fondus. À très haute température (à 40 % d'oxygène pur), ces boulettes ont l'apparence de braises à leur sortie de l'unité. À plus

faible température, il semble que la force de leur impact sur les parois de la chambre de séparation les brise en morceaux. Ci-après appelés *gravier*, ces derniers composent le troisième type de fraction recueilli. Ils sont rigides et couverts d'aspérités, de couleur noire et brillants, ou bruns et mats. Cette dernière caractéristique est signe d'une température de traitement insuffisante. Ils peuvent représenter de 5 à 15 % du volume de résidus.

La dernière fraction est la plus intéressante. Des particules, agglomérées sous forme de *filaments*, paraissent s'être vitrifiées à en juger par leur couleur noire et leur texture lisse et brillante. De diamètres et longueurs variés, ces filaments sont rigides et peu poreux. Ils ne représentent que de 0 à 5 % du volume des rejets. Apparus lors des derniers essais effectués à 30 % et 40 % d'oxygène pur, on ne sait si leur présence est due aux hautes températures atteintes ou à la combinaison des facteurs temps et accumulation de matière.

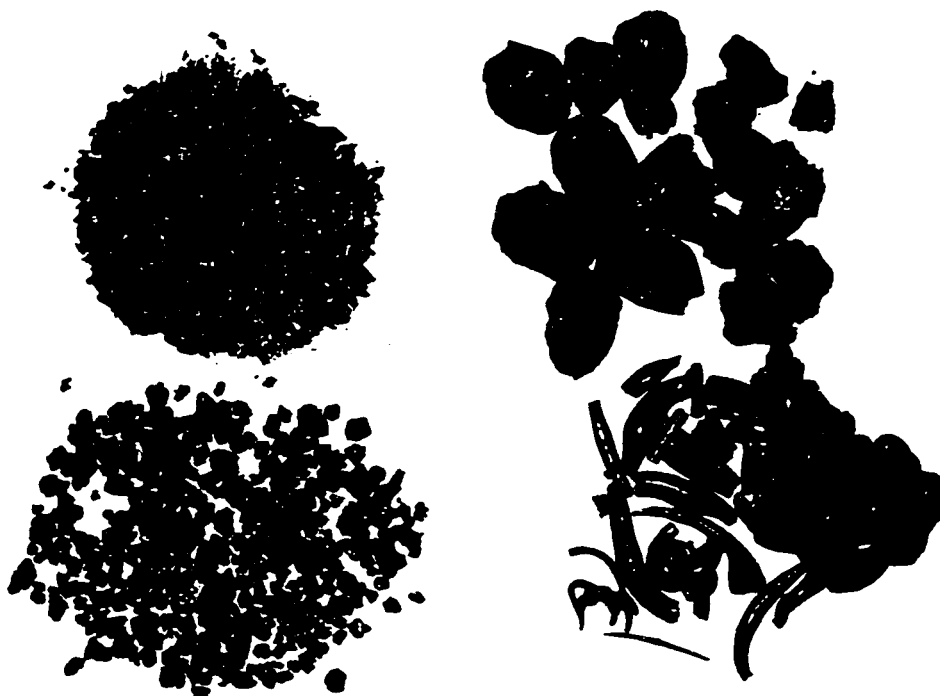


Figure 5. 9 Résidus recueillis lors des essais de vitrification. De gauche à droite : cendres, boulettes, gravier, filaments.

Au cours de l'alimentation de cendres à haute température, on assiste d'abord au passage direct de cendres intactes vers la sortie. Après quelques minutes les boulettes apparaissent et, à mesure que le temps s'écoule, leur proportion par rapport aux cendres intactes s'accroît. Tel que mentionné plus tôt, on ne sait pas à quel moment les filaments apparaissent. Notons qu'un adoucissement des méthodes de chauffage et de refroidissement de l'unité a permis de freiner la chute de morceaux de réfractaire et autorisé la formation d'une couche de cendres fondues sur la paroi interne.

Il est ardu de faire un bilan de matière rigoureux puisqu'à chaque essai, des particules partent aux fumées, passent à l'égout ou s'accumulent sur les parois internes du four. Ces quantités sont difficilement mesurables. De plus, d'un essai à l'autre les fractions sortant de l'unité peuvent être le résultat d'une accumulation graduelle de cendres alimentées lors des essais précédents. Diverses analyses ont été faites sur les fractions recueillies. Les résultats sont compilés au tableau 5.2 suivant.

Tableau 5. 2 Caractéristiques des résidus recueillis lors des essais de vitrification.*

Fraction	Taille	Densité relative g/cm ³	Résistance à la compression (MPa)
Flocons de cendre	épaisseur : $\cong 100 \mu\text{m}$ diamètre : 5 à 10 mm	2,46	N.D.
Gravier	diamètre : 3 à 7 mm	2,77	2,3 à 23,6
Boulettes	diamètre : 1 à 2,5 cm	N.D.	N.D.
Filaments	longueur : 1 à 3 cm diamètre : 1 à 5 mm	2,47	N.D.

* N.D. : non déterminé

Une analyse effectuée par le laboratoire de géotechnique de l'École Polytechnique démontre que la densité relative des résidus a augmenté suite au traitement. Cependant, la valeur obtenue pour les filaments est faussée par la présence d'air dans les pores internes. La résistance à la compression mesurée correspond à celle d'un verre contenant des microfissures (Oliver, 1975) ou encore à celle d'une céramique réfractaire (Dorlot et coll., 1986). Il est clair que la forme et la porosité de l'échantillon testé ont une grande importance sur le résultat.

Une analyse de la composition chimique par activation neutronique a été réalisée sur les trois fractions ayant subi un traitement thermique. Le tableau 5.3 permet de constater qu'il n'y a pas de différence marquée entre les types de résidus. Globalement, les plus grandes variations de concentration touchent le zinc, le chlore, l'arsenic, le cadmium et le mercure. Ces éléments se sont volatilisés, ayant tous des températures de transformation inférieures à 1 000 °C (Lide, 1995).

Un test de lixiviation a été effectué sur chaque fraction, sans broyage préalable. La méthodologie suivie était conforme à celle prévue dans *Procédure d'évaluation des caractéristiques de déchets solides et de boues pompables*, publiée par le Ministère de l'Environnement du Québec en 1985. Le tableau 5.4 donne les résultats obtenus et les compare aux normes du Ministère de l'Environnement du Québec (Annexe III du Règlement sur les déchets dangereux). Notons que le laboratoire de Géochimie Analytique de l'École Polytechnique a procédé à l'analyse chimique des lixiviats, mais la méthode employée ne permettait pas la mesure de l'arsenic ni du mercure.

Tableau 5. 3 Composition chimique des différentes fractions.

Élément (% massique)	Gravier	Boulettes	Filaments	Cendres initiales
Ca	17,0	16,9	16,5	15,6
Si	27	23	22	13,0
Al	10,3	10,7	11,1	7,0
Fe	3,1	3,2	3,2	2,08
Ti	2,4	2,5	2,4	1,88
Na	1,8	1,75	1,75	1,80
Mg	1,6	1,4	1,5	1,48
K	1,55	1,52	1,58	1,82
S	< 6	< 6	< 6	< 7
Zn	0,32	0,21	0,25	0,58
Cr (ppm)	706	731	683	616
Cl (ppm)	684	688	599	17 800
Cu (ppm)	554	589	543	374
Ni (ppm)	123	168	131	128
Co (ppm)	73	81	85	63
Mn (ppm)	1535	1520	1487	1341
As (ppm)	11,2	8,2	7,4	42
Cd (ppm)	< 3	< 3	< 3	48
Hg (ppm)	< 0,5	< 0,5	< 0,5	6

Tableau 5. 4 Résultats du test de lixiviation effectué sur les résidus recueillis.

Élément	Gravier	Boulettes	Filaments	Cendres initiales	Normes du MENVIQ
As	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	5,0
Cd	< 0,002	< 0,002	< 0,002	2,47	2,0
Cr	0,560	0,745	0,275	2,35	5,0
Cu	0,030	0,033	< 0,005	3,11	10,0
Hg	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0,2
Ni	0,435	0,400	< 0,005	1,40	10,0
Pb	0,070	0,090	< 0,010	9,75	5,0
Zn	2,470	1,650	< 0,270	290	10,0

On constate que pour toutes les fractions les quantités de métaux lourds contenus dans les lixiviats sont très inférieures aux normes. Le gravier et les boulettes présentent des caractéristiques de lixiviation similaires, ce qui était prévisible compte tenu de l'hypothèse émise sur la provenance du gravier. Par contre, les filaments semblent retenir davantage les contaminants. La comparaison avec les cendres initiales montre qu'il y a effectivement eu un traitement de fait. Tel que mentionné en 1.1, le type de structure cristalline des résidus et, par conséquent, leurs caractéristiques physico-chimiques, sont déterminés par le mode de trempe. Le système de trempe de l'unité ne respecte peut être pas les conditions idéales de rapidité et de temps de séjour nécessaires à l'obtention d'une phase vitreuse amorphe. Cela pourrait être vérifié par la tenue de nouveaux tests de lixiviation sur des résidus broyés. On serait alors en mesure de distinguer s'il s'agit de vitrification ou plutôt d'encapsulation des contaminants.

5.3 Analyse des émissions

5.3.1 Caractéristiques des fumées

La combustion du gaz naturel est une réaction chimique d'oxydation de type exothermique générant des produits de combustion appelés fumées. Celles-ci sont composées de CO_2 , de H_2O , des produits imbrûlés et de l'air en excès.



La quantité de CO produit étant faible avant l'alimentation en cendres (voir figure 5.11), on a supposé une combustion complète lors du calcul des caractéristiques des fumées. On a donc

$$Q_{\text{fum}} = Q_{\text{CO}_2} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{N}_2 \text{ excès}} + Q_{\text{O}_2 \text{ excès}} \quad (5.7)$$

où Q_{fum} : débit volumique de fumées ($\text{m}^3(\text{n})/\text{h}$)
 Q_{CO_2} : débit volumique de CO_2 produit ($\text{m}^3(\text{n})/\text{h}$)
 $Q_{\text{H}_2\text{O}}$: débit volumique de H_2O produit ($\text{m}^3(\text{n})/\text{h}$)
 $Q_{\text{N}_2 \text{ excès}}$: débit volumique de N_2 en excès ($\text{m}^3(\text{n})/\text{h}$)
 $Q_{\text{O}_2 \text{ excès}}$: débit volumique de O_2 en excès ($\text{m}^3(\text{n})/\text{h}$)

Pour un essai donné, effectué à une puissance de 80 kW au brûleur et à un taux d'aération de 1,1

Q_{gaz} : débit de gaz naturel ($8 \text{ m}^3(\text{n})/\text{h}$)
 Q_{air} : débit d'air fourni en fonction de n ($\text{m}^3(\text{n})/\text{h}$)
 Q_{inj} : débit d'air d'injection des cendres ($1 \text{ m}^3(\text{n})/\text{h}$)

- Q_{apf} : débit d'air parasite s'infiltrant dans le four ($11 \text{ m}^3(\text{n})/\text{h}$, voir annexe D)
 n : taux d'aération (1,1)
 m : pourcentage d'oxygène pur utilisé

Lorsqu'on passe à l'utilisation d'oxygène pur, on ne parle plus de taux d'aération mais plutôt de taux d'oxygénation puisqu'on fournit légèrement plus d'oxygène que requis par la stoechiométrie. À ce moment Q_{air} devient $Q_{air \text{ réel}} = Q_{air} (1-m)$. Le pourcentage m d'oxygène pur utilisé est le rapport entre le volume d' O_2 pur fourni et le volume total d' O_2 du comburant (O_2 pur + O_2 de l'air).

De l'annexe A

V_{CO_2} : volume de CO_2 produit lors de la combustion ($1 \text{ m}^3(\text{n})/\text{m}^3(\text{n})$ de gaz)

$V_{\text{H}_2\text{O}}$: volume de H_2O produit lors de la combustion ($2 \text{ m}^3(\text{n})/\text{m}^3(\text{n})$ de gaz)

$$\text{d'où } Q_{\text{CO}_2} = Q_{\text{gaz}} \cdot V_{\text{CO}_2} = 8 \text{ m}^3(\text{n})/\text{h} \quad (5.8)$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = Q_{\text{gaz}} \cdot V_{\text{H}_2\text{O}} = 16 \text{ m}^3(\text{n})/\text{h} \quad (5.9)$$

Le débit volumique d'azote en excès est la somme des quantités d'azote provenant de l'air de combustion fourni, de l'air d'injection des cendres et de l'air parasite, soit

$$Q_{\text{N}_2 \text{ excès}} = 0,79(1-m) Q_{\text{air}} + 0,79 Q_{\text{inj}} + 0,79 Q_{\text{apf}} = 51 \text{ à } 79 \text{ m}^3(\text{n})/\text{h} \quad (5.10)$$

De même

$$Q_{\text{O}_2 \text{ excès}} = 0,21(n-1)(Q_{\text{air}} + Q_{\text{inj}}) + 0,21 Q_{\text{apf}} = 4,18 \text{ m}^3(\text{n})/\text{h} \quad (5.11)$$

À l'aide de l'équation 5.7, il est possible de calculer les débits volumiques de fumées avec ou sans oxygène pur.

$$Q_{fum} |_{0\% O_2} \approx 107 \text{ m}^3(\text{n})/\text{h} \quad \text{et} \quad Q_{fum} |_{40\% O_2} \approx 79 \text{ m}^3(\text{n})/\text{h}$$

Ces débits doivent être corrigés en fonction de la température moyenne réelle des fumées à l'intérieur de l'unité après l'alimentation de cendres soit 1 251 °C à 0 % d'oxygène pur et 1 201 °C à 40 % d'oxygène pur.

$$Q_{fum} |_{T_{fumées}} = Q_{fum} |_{273 \text{ K}} \cdot \frac{T_{fum}}{273} \quad (5.12)$$

On trouve que $Q_{fum \text{ réel}} |_{0\% O_2} \approx 597 \text{ m}^3/\text{h}$ et $Q_{fum \text{ réel}} |_{40\% O_2} \approx 426 \text{ m}^3/\text{h}$.

La vitesse des fumées se calcule en divisant le débit réel par la section de l'unité soit

$$v_{fum} = \frac{4Q_{fum \text{ réel}}}{\pi d^2} \quad (5.13)$$

Ainsi $v_{fum} |_{0\% O_2} = 5,28 \text{ m/s}$ et $v_{fum} |_{40\% O_2} = 3,77 \text{ m/s}$.

La composition volumique des fumées apparaît au tableau 5.5 suivant.

Tableau 5. 5 Composition volumique des fumées.

Composés	0 % O ₂ pur	40 % O ₂ pur
CO ₂	7,5	10,1
H ₂ O	15,0	20,2
N ₂	73,8	64,5
O ₂	3,9	5,3

5.3.2 Polluants atmosphériques mesurés

Les fumées du dernier essai ont pu être analysées à l'aide d'un appareil de marque Land combustion, modèle Lancom 3200. Cependant, les résultats obtenus sont faussés par l'infiltration d'air parasite venant diluer les polluants. On a évalué que $11 \text{ m}^3(\text{n})/\text{h}$ de cet air s'infiltrait à l'intérieur de l'unité par diverses ouvertures, et que le reste provenait de la sortie d'eau vers la cuve de récupération. En effectuant un bilan sur l'oxygène et en corrigeant le volume des fumées en fonction de l'air parasite réel, on obtient l'excès d'oxygène réel. Le détail des calculs se trouve à l'annexe D.

Lorsqu'on augmente le taux d'oxygène pur alimenté tout en gardant la quantité totale d'oxygène au brûleur constante, le volume de fumées diminue. On observe alors une hausse de l'oxygène en excès aux fumées. La figure 5.10 le démontre bien.

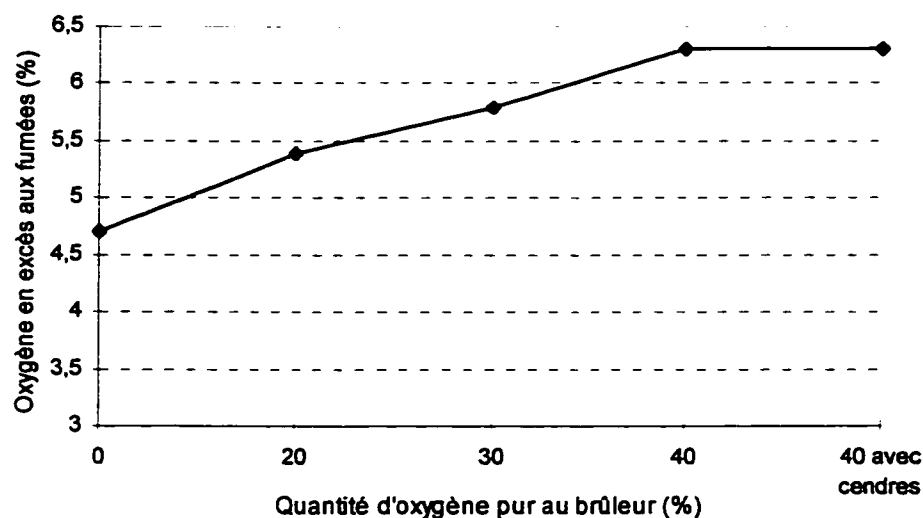


Figure 5. 10 Évolution du taux corrigé d'oxygène en excès aux fumées.

Sans apport d'oxygène pur, le débit d'air au brûleur est maximal, conférant à la flamme une stabilité et une efficacité de mélange garants d'une faible production de CO. La figure 5.11 démontre qu'à mesure que le taux d'oxygène pur s'accroît, ces conditions idéales se dégradent, entraînant une formation plus importante de CO. Le maximum est atteint lorsque l'alimentation de cendre vient perturber et refroidir une flamme dont la stabilité était déjà amoindrie. Ce seuil correspond à la limite de détection de l'appareil. Pour réduire la production de CO il faudrait augmenter le temps de résidence des produits de combustion à haute température ou faire varier l'impulsion au brûleur en ajustant le réglage des buses de manière à améliorer le mélange gaz-comburant lorsque de l'oxygène pur est employé.

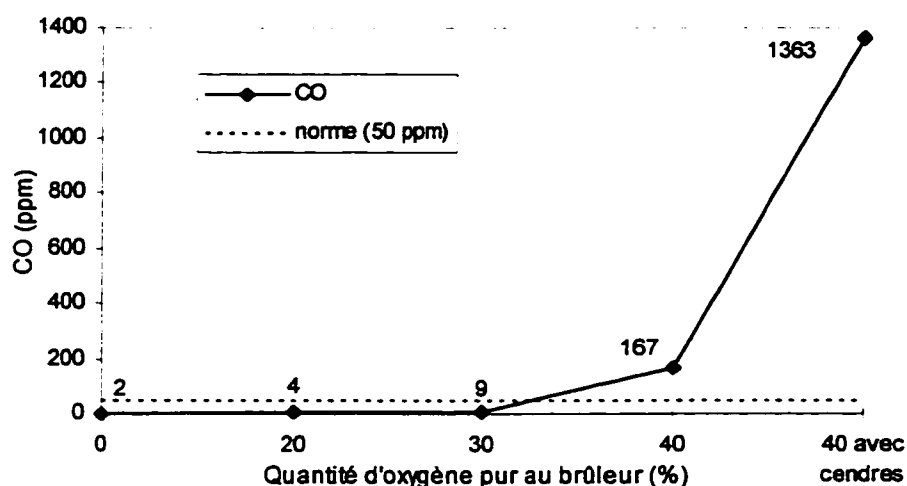


Figure 5. 11 Évolution de la quantité de CO rejetée aux fumées à 11% O₂.

Quant aux émissions d'oxydes d'azote, la figure 5.12 démontre qu'elles croissent en fonction du taux d'oxygène pur employé. Ce qui est normal étant donné l'augmentation simultanée de la température de flamme. Ce phénomène, remarqué entre autres par Baukal et Romano (1991), est expliqué à la section 2.3. On observe que l'alimentation de

cendres diminue la température de la flamme et du même coup, la formation de NO_x . En limitant les infiltrations d'air parasite on peut abaisser davantage leur production.

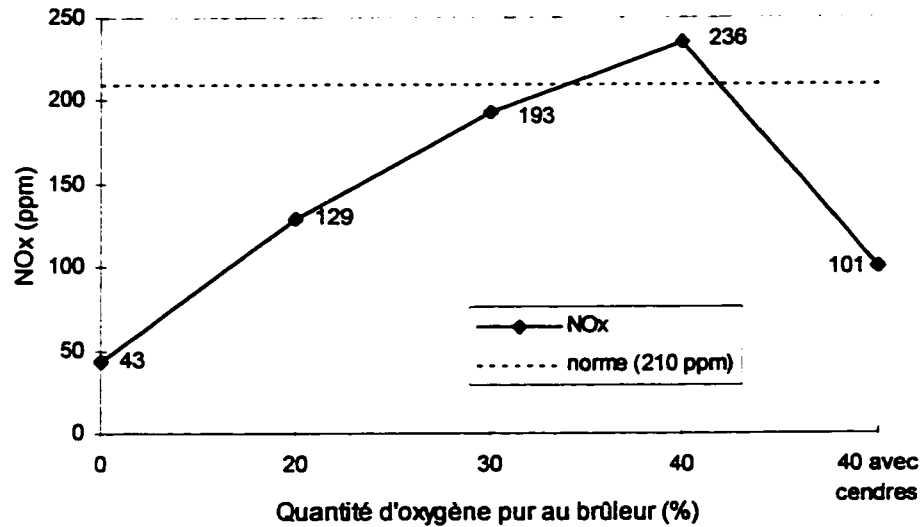


Figure 5. 12 Évolution de la quantité de NO_x rejetée aux fumées à 11% O_2 .

Sur les figures 5.11 et 5.12 se trouvent aussi, à titre de comparaison, les limites recommandées par le Conseil Canadien des Ministres de l'Environnement (1989) pour une combustion air/gaz. Les données expérimentales ont été converties sur la base de 11 % d' O_2 à partir de l'équation 5.14.

$$[teneur]_2 = [teneur]_1 \frac{(21 - 11)}{(21 - [O_2]_1)} \quad (5.14)$$

où $[teneur]_1$: teneur du polluant aux conditions réelles (ppm)
 $[teneur]_2$: teneur du polluant à 11 % d' O_2 (ppm)
 $[O_2]_1$: pourcentage d' O_2 mesuré aux fumées aux conditions réelles

CHAPITRE 6

ÉVALUATION DE LA FAISABILITÉ DE LA VITRIFICATION

Le présent chapitre tente d'identifier les facteurs responsables du manque d'homogénéité des résidus générés par le traitement, et ceux influençant la réussite ou non de la vitrification. Ils peuvent être de nature physique ou chimique.

6.1 Bilan énergétique global

L'établissement du bilan des flux énergétiques mis en jeu dans le four permet de vérifier qu'il y a suffisamment d'énergie disponible pour vitrifier les cendres volantes. Il sert aussi à déterminer le rendement de l'unité. On peut le résumer par le schéma qui suit

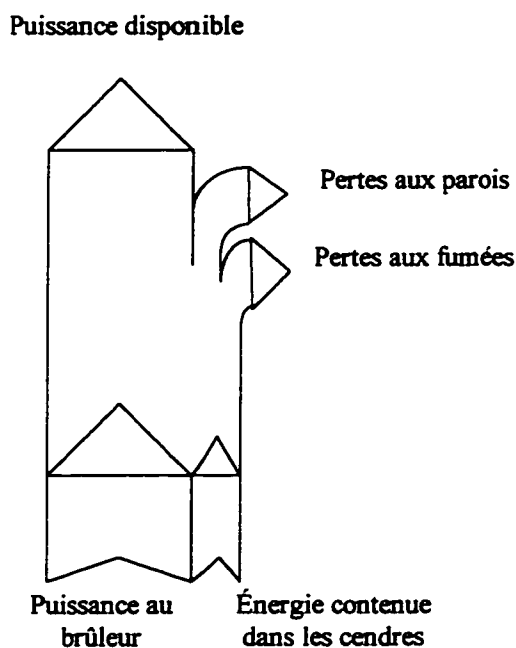


Figure 6. 1 Bilan énergétique sur le four.

La chaleur sensible apportée par le combustible et les comburants est négligeable compte tenu que la température de référence choisie est égale à leur température d'entrée, soit 298 K. La puissance au brûleur est calculée sur PCI à partir du débit volumique de gaz Q_{gaz} ($8 \text{ m}^3(\text{n})/\text{h}$).

$$P_{brûleur} = Q_{gaz} \cdot PCI = 79,44 \text{ kW} \text{ soit environ } 80 \text{ kW} \quad (6.1)$$

L'énergie contenue dans la matière à traiter est le produit du débit massique des cendres $\dot{m}_c$ (10 kg/h) et de leur pouvoir calorifique P_c .

$$P_{cendres} = \dot{m}_c \cdot P_c = 6,22 \text{ kW} \quad (6.2)$$

Les pertes aux parois sont déterminées expérimentalement lors des essais sans alimentation de cendres à 0% et 40% d' O_2 pur, à partir de la chute des profils de température des fumées à l'intérieur du four

$$P_{parois \text{ réelles}} = \dot{m}_{fum} \cdot c_{pfum} (T_{fum \text{ max}} - T_{fum \text{ sortie}}) = h_{tot \text{ réel}} A_{moy} (T_{fum} - T_{amb}) \quad (6.3)$$

- où
- $\dot{m}_{fum}$: débit massique de fumées ($0,038 \text{ kg/s}$ à 0%, $0,028 \text{ kg/s}$ à 40%)
 - c_{pfum} : capacité calorifique des fumées ($\approx 1,217 \text{ kJ/kg}\cdot\text{K}$)
 - $T_{fum \text{ max}}$: température maximale des fumées (1696 K à 0%, 1708 K à 40%)
 - $T_{fum \text{ sortie}}$: température des fumées à la sortie du four (1417 K à 0%, 1429 K à 40%)
 - $h_{tot \text{ réel}}$: coefficient de transfert thermique global ($16 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$ à 0%, 19 à 40%)
 - A_{moy} : moyenne logarithmique des surfaces interne et externe du four ($1,45 \text{ m}^2$)
 - T_{fum} : température moyenne des fumées (1586 K à 0%, 1628 K à 40%)
 - T_{amb} : température de l'air ambiant (298 K)

On trouve que

$$P_{\text{parois réelles}}|_{0\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 30,0 \text{ kW} \quad P_{\text{parois réelles}}|_{40\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 36,4 \text{ kW}$$

Les calculs détaillés se trouvent à l'annexe E.

Les pertes aux fumées P_{fum} comprennent la chaleur d'échauffement des gaz constituant les produits de combustion. Elles s'expriment par l'équation

$$P_{fum} = \sum_{i=1}^n V_{fi} c_{vi} (T_{fum} - T_{ref}) \quad (6.4)$$

où V_{fi} : volume du gaz i dans les fumées (m^3)
 c_{vi} : chaleur volumique du gaz i ($\text{J}/\text{m}^3 \cdot \text{K}$)
 T_{fum} : température des fumées à la sortie de l'unité (K)
 T_{ref} : température de référence (298 K)

On obtient $P_{fum}|_{0\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 50,27 \text{ kW}$ et $P_{fum}|_{40\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 40,94 \text{ kW}$.

La puissance disponible P_{disp} pour le traitement des cendres est donnée par

$$P_{disp} = P_{brûleur} + P_{cendres} - P_{paroi réelles} - P_{fum} \quad (6.5)$$

Ainsi $P_{disp}|_{0\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 5,26 \text{ kW}$ et $P_{disp}|_{40\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 10,36 \text{ kW}$.

La chaleur nécessaire P_{nec} à la fusion des cendres à partir de leur capacité calorifique est égale à environ 5 kW d'après l'équation (6.6).

$$P_{nec} = \dot{m}_c c_{pc} (T_{fusion} - T_{ref}) + \dot{m}_c \Delta H_{fusion} \quad (6.6)$$

où $\dot{m}_c$: débit massique de cendres alimenté (0,028 kg/s)

c_{pc} : capacité calorifique des cendres (0,9 kJ/kg·K)

T_{fusion} : température de fusion des cendres (1 498 K)

T_{ref} : température de référence (298 K)

ΔH_{fusion} : chaleur latente de fusion des cendres (687 kJ/kg)

La chaleur latente de fusion des cendres ΔH_{fusion} est estimée par une somme pondérée des chaleurs latentes de fusion de chaque oxyde constituant les cendres.

À la lumière de ce bilan global on constate que, théoriquement, il y a suffisamment d'énergie pour vitrifier les cendres, peu importent les conditions d'opération. Il faut cependant vérifier que le niveau de température nécessaire est atteint.

Il est possible de déterminer le rendement de combustion R_c et le rendement utile R_u de l'unité. Le rendement de combustion est le rapport entre la puissance restant dans l'unité et la puissance fournie au brûleur.

$$R_c = \frac{P_{bruleur} - P_{fum}}{P_{bruleur}} \quad (6.7)$$

$$R_c|_{0\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 36,7 \% \quad \text{et} \quad R_c|_{40\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 48,5 \%$$

Le rendement utile est le rapport de la puissance disponible à la puissance fournie au brûleur.

$$R_u = \frac{P_{disp}}{P_{bruleur}} \quad (6.8)$$

$$R_u|_{0\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 6,6 \% \quad \text{et} \quad R_u|_{40\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 13,0 \%$$

Afin d'augmenter le rendement lors d'une éventuelle implantation en milieu industriel, il faudrait améliorer l'isolation de l'unité. L'ajout d'un économiseur permettant de récupérer l'énergie des fumées est aussi envisageable.

6.2 Bilan sur une particule

Une modélisation des profils de température des différentes tailles de particules à partir des profils expérimentaux de température des fumées a été réalisée. Elle est basée sur le bilan d'énergie suivant autour des particules

$$\dot{m}_p c_{pp} \frac{dT_p}{dz} + x_{vit} \cdot \dot{m}_p \Delta H_{fusion} = h_{ech} A_p (T_{fum} - T_p) \quad (6.9)$$

- où
- $\dot{m}_p$: débit massique d'une taille de particules donnée (kg/s)
 - c_{pp} : capacité calorifique des particules (kJ/kg.K)
 - x_{vit} : fraction de particules ayant vitrifié
 - ΔH_{fusion} : chaleur latente de fusion des cendres (kJ/kg)
 - h_{ech} : coefficient d'échange gaz-particule (W/m².K)
 - A_p : surface totale des particules d'une taille donnée (m²)
 - T_{fum} : température moyenne des fumées dans l'intervalle considéré (K)
 - T_p : température des particules à l'entrée de l'intervalle considéré (K)

Un programme informatique réalisé sur MATLAB a été proposé. Il calcule la température d'une particule de taille donnée à la sortie de chaque intervalle dz , jusqu'à l'obtention du profil de température des particules sur toute la longueur du four. Pour ce faire, il évalue à chaque fois le coefficient d'échange gaz-particule h_{ech} en fonction de la température

moyenne des fumées dans l'intervalle considéré. Cette dernière est obtenue de l'équation du profil de température des fumées après l'alimentation de cendres à 0 et 40% d'oxygène pur. Lorsque les particules ont atteint la température de vitrification (1 498 K), le programme calcule la fraction x_{vit} de cendres vitrifiées avec l'énergie restante.

Le coefficient h_{ech} tient compte de la chaleur transmise par convection (h_c) et par rayonnement (h_r).

$$h_{ech} = h_c + h_r \quad (6.10)$$

Pour calculer h_c il faut d'abord connaître le nombre de Reynolds Re , puis le nombre de Nusselt Nu .

$$Re = \frac{u_t d_p}{\nu_{fum}} \quad (6.11)$$

où u_t : vitesse terminale d'une particule (m/s)
 d_p : diamètre équivalent d'une particule (m)
 ν_{fum} : viscosité cinématique des fumées (m²/s)

La vitesse terminale u_t est en fait le décalage de vitesse des particules par rapport à celle des fumées. Benali et coll. (1992) a montré qu'elle représentait bien la vitesse relative des deux phases dans une unité Gaz-Contact. Elle est donnée par la formule suivante (Kunii, 1969)

$$u_t = \left[\frac{4 (\rho_c - \rho_{fum})^2 g^2}{225 \rho_{fum} \mu_{fum}} \right]^{1/3} d_p \quad \text{pour } 0,4 < Re < 500 \quad (6.12)$$

où ρ_c : densité des cendres (kg/m³)
 ρ_{fum} : densité des fumées (kg/m³)

μ_{fum} : viscosité des fumées (N·s/m²)

g : force gravitationnelle (9,81 m²/s)

La vitesse d'une particule u_p est sa vitesse terminale additionnée à la vitesse des fumées soit

$$u_p = u_t + u_{fum} \quad (6.13)$$

D'après la corrélation de Ranz et Marshall (Incropera et De Witt, 1990)

$$Nu = 2 + 0,6 Re^{1/2} Pr^{1/3} \quad (6.14)$$

$$h_c = \frac{Nu \cdot k_{fum}}{d_p} \quad (6.15)$$

où Pr : nombre de Prandtl des fumées

k_{fum} : conductivité thermique des fumées (W/m·K)

Le coefficient h_r est calculé selon Botterill (1986)

$$h_r = \frac{\varepsilon_{fum} \sigma (T_{fum}^4 - T_p^4)}{(T_{fum} - T_p)} \quad (6.16)$$

où ε_{fum} : émissivité moyenne des fumées

σ : constante de Stefan-Boltzmann (5,67 x 10⁻⁸ W/m²·K)

T_{fum} : température moyenne des fumées dans l'intervalle considéré (K)

T_p : température des particules à leur entrée dans l'intervalle considéré (K)

L'obtention du coefficient global h_{ech} permet de calculer le nombre de Biot Bi .

$$Bi = \frac{h_{ech} d_p}{6k_p} \quad (6.17)$$

où k_p : conductivité thermique de la particule (W/m.K)

Comme $Bi < 0,1$ en tout temps, on peut poser l'hypothèse que la distribution de température à l'intérieur de la particule est uniforme. Le temps de résidence d'une particule dans un intervalle dz est

$$t_{rés} = \frac{\Delta z}{u_p} \quad (6.18)$$

où Δz : longueur de l'intervalle considéré (m)

u_p : vitesse d'une particule (m/s)

Les hypothèses suivantes ont été émises :

- Toutes les particules sont sphériques et de même densité.
- Les fumées constituent un milieu dilué en solides. Les particules sont isolées les unes des autres.
- L'aspiration du ventilateur réduit au minimum les courants de recirculation des produits de combustion. La recirculation de particules est inexistante.
- Les particules d'une même taille atteignent simultanément les mêmes températures.
- Les pertes aux parois sont les mêmes avant et après l'alimentation de cendres.
- Les particules ne s'agglomèrent pas.

Notons que le programme tient compte de la sphéricité des particules lors du calcul de la surface d'échange gaz-particule A_p selon l'équation 3.2. On le retrouve à l'annexe F.

Les profils de température des particules obtenus sont illustrés aux figures 6.2 et 6.3. Ils démontrent que les particules de 100 microns et moins atteignent la température de vitrification dans le premier tiers du four et ce, autant à 0% d'oxygène pur qu'à 40%. Elles représentent 94,43% des particules de cendre (voir la distribution granulométrique de la section 3.2). Quant aux particules de diamètre équivalent supérieur ou égal à 200 microns, elles ne l'atteignent jamais. On observe aussi qu'à environ 100 cm du brûleur, les particules subissent un refroidissement causé par une baisse de la température des fumées en-dessous de la température de vitrification.

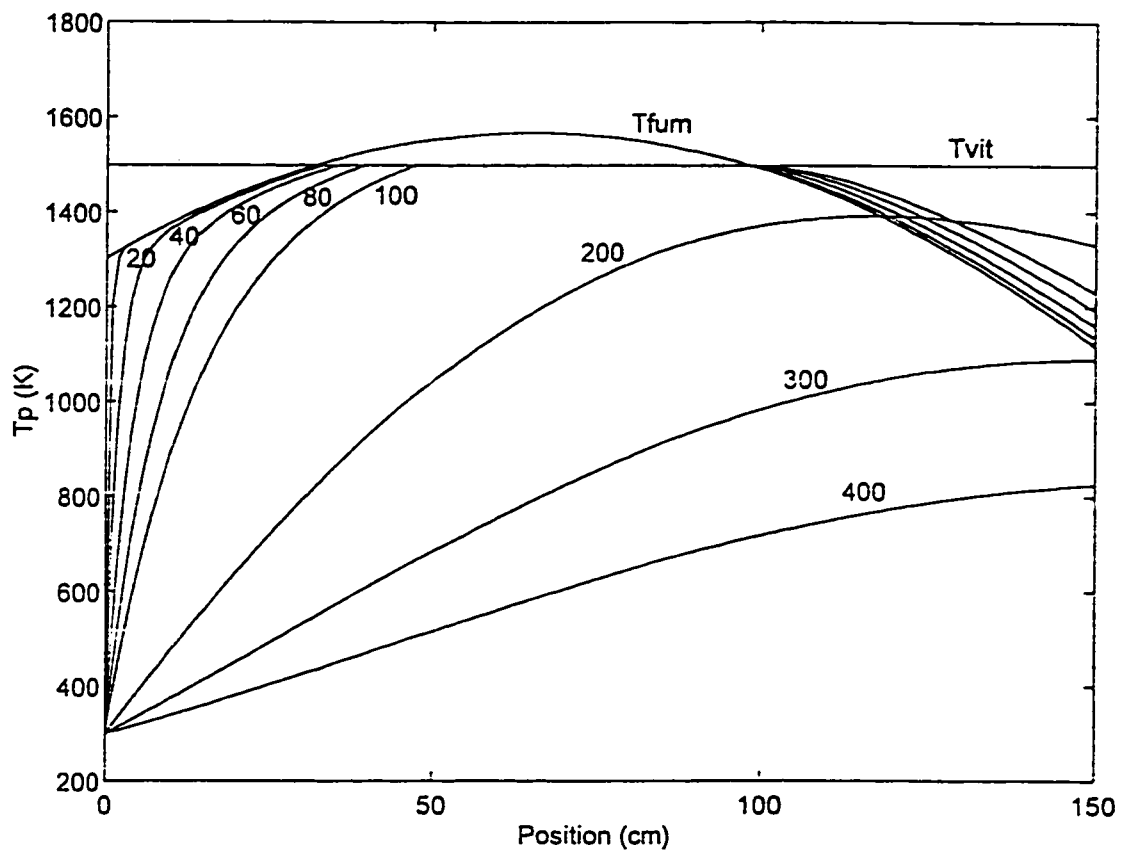


Figure 6. 2 Profil de température des particules (en microns) à 0% d'oxygène pur.

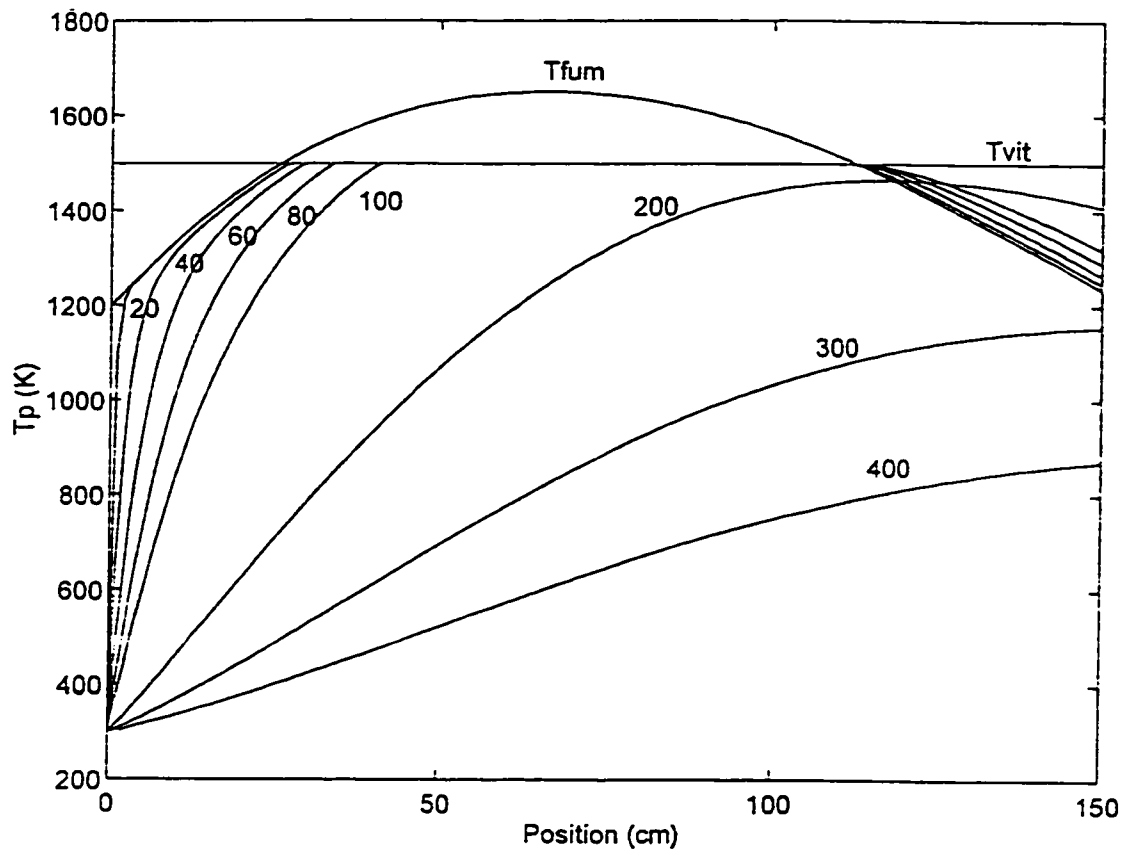


Figure 6. 3 Profil de température des particules (en microns) à 40% d'oxygène pur.

La température des fumées étant plus élevée à 40% d'oxygène pur, les particules de 100 microns et moins bénéficient de plus d'énergie pour se transformer, ce qui résulte en une augmentation de la fraction de particules vitrifiées par rapport à 0% d'oxygène pur. On peut voir ce phénomène aux figures 6.4 et 6.5. Les particules de diamètre équivalent supérieur ou égal à 200 microns n'apparaissent pas sur ces courbes puisqu'elles n'acquièrent pas assez d'énergie pour vitrifier.

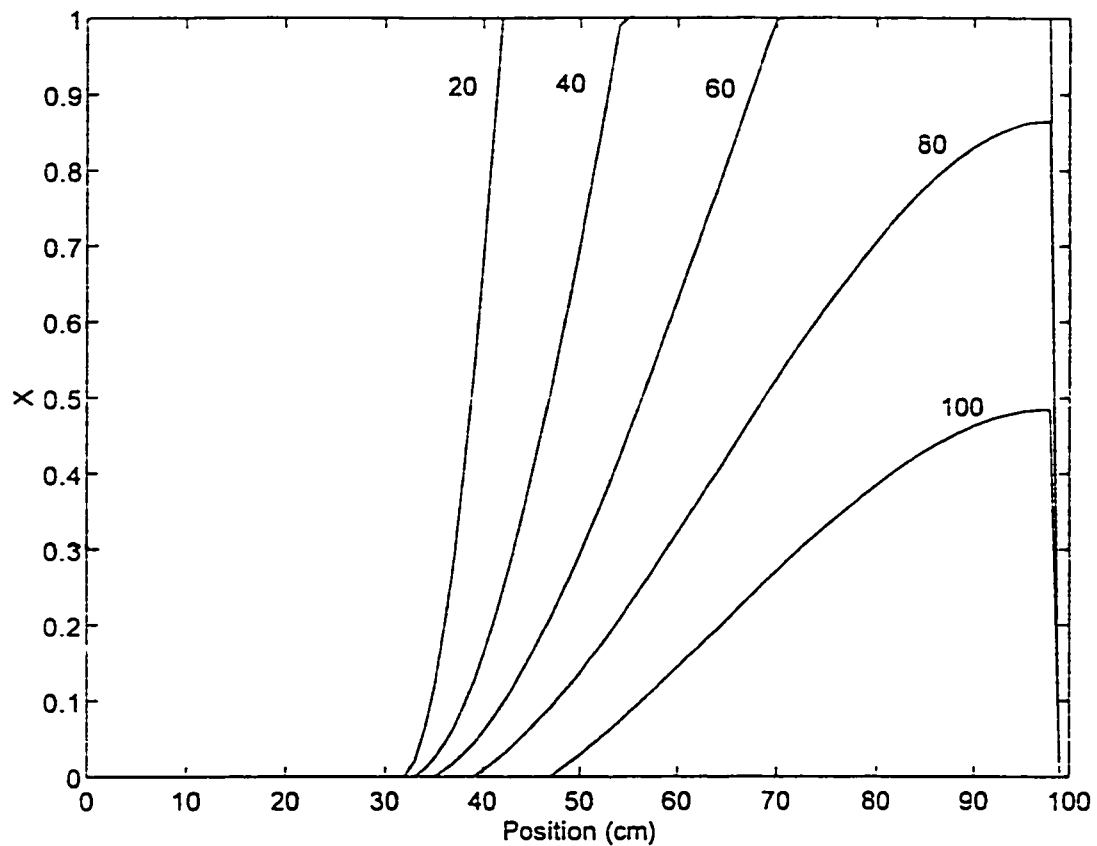


Figure 6. 4 Fraction de particules vitrifiées à 0% d'oxygène pur pour chaque taille de particules (en microns).

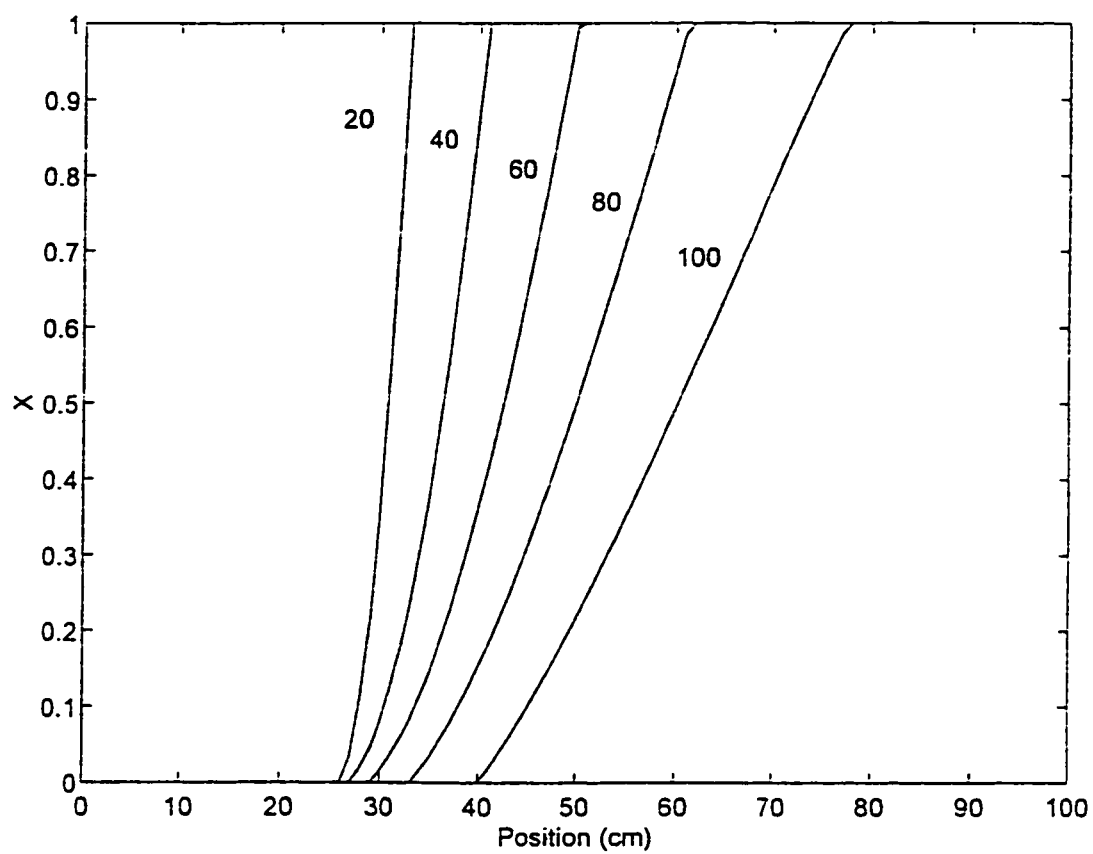


Figure 6. 5 Fraction de particules vitrifiées à 40% d'oxygène pur pour chaque taille de particules (en microns).

Ces courbes sont valides pour les particules circulant au centre du four. Cependant, certaines particules vont plutôt percuter la paroi et s'y coller jusqu'à former des coulées. Si cette paroi est à une température supérieure à la température de fusion des cendres, les particules bénéficient alors d'un certain temps de résidence pour vitrifier, dont l'ordre de grandeur est difficile à déterminer. Elles échappent donc à toute modélisation.

L'examen de l'intérieur du four à la fin de la série d'essais a permis de mieux comprendre le cheminement des cendres. Elles ne semblent entrer en contact avec la paroi qu'à la moitié du four, soit environ au même endroit que celui prédit à la figure 5.8. Certaines particules profitent de la porosité du réfractaire pour y pénétrer et s'infiltrer dans des fissures causées par choc thermique. Avec le temps, une couche de cendres fondues s'est formée. Les accumulations successives ont engendré des coulées qui, freinées par le refroidissement de la paroi au bas du four, en ont pratiquement bloqué la sortie. Les photos des figures 6.6 et 6.7 en témoignent.



Figure 6. 6 Photo de l'embouchure du four à la fin des essais (vue générale).

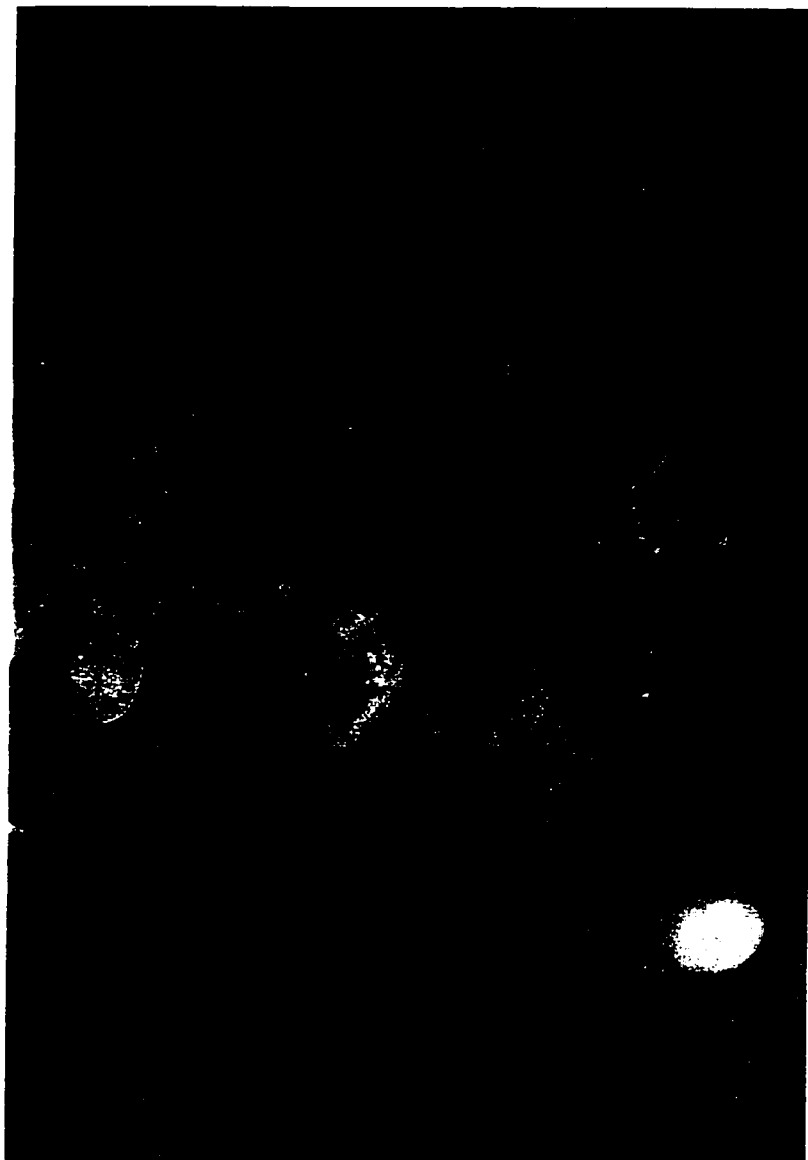


Figure 6. 7 Photo de l'embouchure du four à la fin des essais (détail).

6.3 Causes d'hétérogénéité des résidus recueillis

L'analyse globale a démontré qu'en théorie, la puissance disponible était suffisante pour vitrifier la totalité des cendres, à 0% d'oxygène pur comme à 40%. D'autant plus que les températures utilisées dans ces calculs ne tiennent pas compte de l'erreur de lecture causée par le rayonnement des thermocouples. D'après les calculs effectués à l'annexe G, les températures réelles seraient plus chaudes de 7 à 14 %. L'analyse différentielle a quant à elle confirmé que près de 95% des particules de cendres pouvaient atteindre la température de vitrification, avec une fraction vitrifiée x_{vir} égale à 1 pour toutes les tailles de particules à 40% d'oxygène pur. Les valeurs de x_{vir} sont légèrement inférieures pour les particules de 80 à 100 microns à 0% d'oxygène pur.

En pratique, on observe une certaine hétérogénéité des résidus recueillis lors des essais. Divers phénomènes peuvent en être la cause. Tout d'abord, les valeurs de sphéricité des particules employées dans le programme de modélisation ont été surévaluées. Il aurait fallu mesurer le facteur de forme de chaque taille de particules individuellement plutôt que de prendre une sphéricité moyenne. Ce facteur de forme peut avoir un effet sur l'efficacité du transfert thermique aux particules puisqu'il est lié directement à la surface d'échange gaz-particule.

Deuxièmement, la forte production de CO causée par l'alimentation de cendres dans la flamme suggère que la combustion du gaz devient incomplète. C'est donc dire qu'en réalité, l'énergie globale disponible est moindre que celle attendue. Une altération de la qualité de mélange gaz-comburant-cendres peut engendrer la formation de zones froides, remettant en question l'hypothèse que toutes les particules d'une même taille atteignent simultanément les mêmes températures.

De plus, la modélisation des profils de température des particules ne tient pas compte du facteur temps associé aux réactions chimiques se produisant lors de la vitrification. Il a un lien étroit avec la composition chimique des cendres et, par surcroît, un effet non négligeable sur leurs caractéristiques de fusion. Ces dernières, comme mentionné à la section 3.2, peuvent varier en fonction de la taille et de la morphologie des matières minérales présentes. Les cendres n'étant pas broyées, il est possible qu'il y ait des gradients de concentration de quelques composés chimiques qui favorisent certaines réactions plutôt que d'autres. La cinétique de telles réactions peut jouer un rôle décisif quant à la réussite ou non de la vitrification.

La force d'aspiration du ventilateur peut réduire le temps de résidence réel des particules dans l'unité et ainsi fausser les profils de température obtenus. Les profils réels de température des particules seraient légèrement moins élevés.

L'agglomération de particules peut réduire de manière significative l'efficacité du transfert thermique gaz-particule. La surface à traiter étant plus grande, la quantité d'énergie nécessaire est supérieure. Le nombre de Biot excède alors 0,1 et l'hypothèse de température uniforme à l'intérieur du solide n'est plus valide. Le temps de résidence s'en trouve diminué dû à l'augmentation de masse de la particule et du même coup de sa vitesse terminale. On assiste alors à de l'encapsulation plutôt qu'à de la vitrification.

Finalement, la température de fusion des cendres n'étant pas fixe mais consistant plutôt en une échelle de température difficilement mesurable, elle a pu être sous-évaluée.

CONCLUSION

Les principaux objectifs de ce projet de maîtrise consistaient à résoudre les problèmes opératoires de l'unité, à établir une procédure d'opération adéquate, à réaliser des essais dans le but de juger de la faisabilité de la vitrification des cendres et d'identifier les facteurs influençant sa réussite. Les cendres volantes d'électrofiltres provenant de l'incinérateur de la CUQ ont été choisies pour mener les essais. Une étude préalable de leurs caractéristiques physico-chimiques a été nécessaire.

Il a été démontré, par un survol des technologies de vitrification existantes, qu'il existe un besoin pour une technologie moins coûteuse en énergie et ne requérant pas l'ajout d'additifs. Inspiré de la technologie de régénération de sables de fonderie développée à l'École Polytechnique, le procédé de vitrification proposé mise sur le contact intime du déchet à traiter avec la flamme, favorisé par le passage de ce dernier au sein même du brûleur (procédé Gaz-Contact).

L'analyse des essais a permis de constater que l'augmentation de la puissance admise au brûleur avait pour effet d'accroître la température moyenne des produits de combustion. Il en va de même de l'utilisation d'oxygène pur, avec par contre une légère production de NO_x . Dans les deux cas, on a remarqué la présence d'un gradient radial de température de près de 100 °C entre le centre du four et la paroi interne. Le passage des cendres à l'intérieur de la flamme a engendré une perturbation de la qualité du mélange combustible/comburant causant la chute des températures et une forte production de CO. La flamme n'a toutefois pas été soufflée.

Quatre types de résidus ont été recueillis à la sortie : cendres, gravier, boulettes et filaments. La comparaison des compositions chimiques avant et après le traitement a révélé la volatilisation du chlore et des métaux lourds (surtout Zn, As, Cd et Hg). Quant

aux tests de lixiviation, ils ont prouvé que les résidus solides produits étaient résistants à la lixiviation. Les filaments en particulier. La comparaison de ces résultats avec ceux des cendres initiales démontre que la structure cristalline des cendres a effectivement été modifiée par le traitement. Une vitrification ou, à tout le moins, une encapsulation des contaminants a eu lieu. Sachant que le type de structure cristalline dépend directement du mode de trempe utilisé, on peut soupçonner que ce dernier est mal adapté au procédé dans sa forme actuelle.

L'établissement du bilan global des flux énergétiques du procédé a dévoilé que la puissance disponible était suffisante pour vitrifier les cendres. La modélisation des profils de température des particules à partir d'un bilan différentiel a confirmé que 95% d'entre elles atteignaient la température de vitrification et que la plupart disposaient d'un temps de contact assez long pour absorber l'énergie nécessaire à leur fusion. Toutefois, cette modélisation n'est valide que pour les particules circulant au centre du four et ne s'agglomérant pas.

L'hétérogénéité des résidus recueillis a été attribuée à divers facteurs dont entre autres : la surévaluation de la sphéricité des particules, l'altération de la qualité du mélange gaz-comburant-cendres, la composition chimique des cendres et son effet sur la cinétique, l'agglomération des cendres et la sous-évaluation de leur température réelle de fusion. La présence d'une zone froide à la fin du four et l'étroitesse du conduit de sortie des résidus produits constituaient d'autres facteurs limitatifs.

À la lumière de ces résultats, on peut conclure que le traitement thermique à haute température des cendres volantes engendre la production de résidus solides possédant des caractéristiques se rapprochant de celles du vitrifié, particulièrement en ce qui concerne les filaments. Devenues inertes, les cendres volantes voient leur coût d'enfouissement diminuer. Ayant une certaine valeur marchande, elles peuvent même être une source de

profits. Au niveau du brûleur, le passage direct des cendres à l'intérieur de la flamme leur a permis d'atteindre rapidement de hautes températures. Toutefois, la réussite de la vitrification n'étant pas totale, la réalisation de certaines recommandations émises au chapitre suivant permettrait de valider, d'optimiser et d'étudier l'applicabilité du procédé à d'autres déchets.

RECOMMANDATIONS

La possibilité d'effectuer la vitrification des cendres volantes avec l'unité actuelle a été évaluée. Quelques modifications permettraient de mieux comprendre les phénomènes physiques et chimiques impliqués, de vérifier la validité des hypothèses émises lors de l'analyse, et de conduire à l'obtention de résidus solides homogènes. Elles prennent la forme des recommandations suivantes :

1. Au niveau technique

- Opérer l'unité avec un comburant enrichi en oxygène pur de manière à s'assurer que le niveau de température atteint sera suffisant pour vitrifier complètement les cendres.
- Évaluer la possibilité d'installer un système de contrôle de l'aspiration du ventilateur en fonction de la pression à l'intérieur du four.
- Augmenter le nombre de thermocouples de manière à avoir un profil de température plus précis et à pouvoir évaluer la longueur de flamme réelle.
- Modifier le système de trempe de manière à favoriser la création de résidus ayant une structure cristalline plus stable, et éliminer les risques de blocage en sortie d'unité. Évaluer la possibilité de tremper les résidus dans un bassin fermé placé directement en sortie de four.
- Réduire au minimum les infiltrations d'air parasite. En améliorant l'étanchéité de l'unité et en installant un clapet à la sortie des produits.
- Diminuer la longueur du four ou ajouter un second brûleur de manière à parer au problème de refroidissement des coulées à la sortie.
- Envisager une étape de broyage préalable des cendres afin d'améliorer le transfert thermique aux particules.

2. Au niveau théorique

- Il serait avantageux d'étudier la dispersion des cendres par la flamme à l'intérieur du four.
 - Étudier davantage les caractéristiques des cendres telles que leur cinétique de vitrification et leur point de fusion, de manière à mieux déterminer les conditions favorables à leur traitement. On pourra par la suite évaluer la possibilité de limiter la volatilisation des contaminants.
3. Faire des essais supplémentaires en vue d'optimiser le procédé : augmenter sa capacité de traitement (évaluer sa consommation spécifique), diminuer les pertes.
 4. Évaluer la versatilité du procédé et sa compétitivité vis-à-vis des autres technologies de traitement thermique.
 5. Faire une étude complète des coûts engendrés : investissement, main d'œuvre et opération.
 6. Faire une étude de marché concernant la technologie mais aussi le résidu solide produit.
 7. Appliquer le procédé au niveau industriel en vue d'une commercialisation.
 - Lors de la construction d'une nouvelle unité, le diamètre interne pourrait être diminué afin de réduire le gradient radial de température. De plus, pour limiter la corrosion, le gonflement ou le bris du réfractaire, il faudrait en superposer deux types. Un premier, dense, empêcherait l'absorption de cendres chaudes et résisterait mieux aux chocs thermiques. Le second, plus poreux et plus épais, agirait plutôt à titre d'isolant et permettrait de réduire les pertes aux parois.

- Décider de l'ajout d'un système de traitement des fumées ou d'une extraction préalable des métaux lourds.
- Ajouter un économiseur afin de récupérer la chaleur des fumées et d'accroître ainsi le rendement de l'unité.
- Évaluer la mise au point d'une unité mobile.

Les points 1 et 2 ont pour but d'acquérir un meilleur contrôle des conditions d'opération et de tenter d'obtenir un temps de résidence à haute température supérieur. Les autres étapes visent à optimiser et à exploiter le procédé.

RÉFÉRENCES

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

ASSOCIATION TECHNIQUE DE L'INDUSTRIE DU GAZ EN FRANCE. (1973). *La combustion des gaz et les flammes*. Imprimerie Barnéoud, Laval (Mayenne).

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

BAUKAL, C.E. et F.J. ROMANO. (1992). Reducing NO_x and particulate. *Pollution Engineering*, septembre 1992, 76-79.

BENALI, M., GUY, C. et J. CHAOUKI. (1992) Thermal treatment of divided solid wastes by the Gas-Contact Process. *Chemical engineering and processing*, 31, 277-284.

BOLEY, G.L., HARTMAN, R.M., PLUMLEY, A.L. et M.L. SMITH. (1992). *RDF-materials recovery and utilization : an integrated approach*. National Waste Processing Conference. Détroit, Michigan. 17-20 mai 1992, 157-164.

BOTTERILL, J.S.M. (1986). Fluid bed heat transfer. *Gas fluidization technology*. John Wiley and Sons, New York, 219-255.

CONSEIL CANADIEN DES MINISTRES DE L'ENVIRONNEMENT. (1989). *Lignes directrices relatives au fonctionnement et aux émissions des incinérateurs de déchets solides urbains*. Ottawa.

DEMPSEY, C.R. et OPPELT, E.T., U.S.E.P.A. (1993). Incineration of hazardous waste : a critical review update. *Air and Waste*, numéro 43, 25-73.

DORLOT, J.-M., BAÏLON, J.-P., et J. MASOUNAVE. (1986). *Des matériaux*. 2^e édition, Éditions de l'École Polytechnique de Montréal.

ENVIRONNEMENT CANADA. (1988). *Le programme national d'essais et d'évaluation des incinérateurs : évaluation des émissions à l'incinérateur de déchets non conditionnés de la ville de Québec*. Ottawa.

ENVIRONNEMENT Canada. (1991). *Le programme d'essai et d'évaluation national des incinérateurs*. Ottawa.

ERIKSSON, G. et A.D. PELTON. (1992). Critical evaluation and optimization of the thermodynamic properties and phase diagrams of the $\text{CaO-Al}_2\text{O}_3$, $\text{Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$ and $\text{CaO-Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$ systems. *Metallurgical transactions B*. volume 24B, octobre 1993, 807-816.

GAURIER, L. (1987). *Le procédé Gaz-Contact*. Centre d'essais et de recherches sur les utilisations du Gaz, Gaz de France, brochure 88.14.

GUY, C., CHAOUKI, J. et J.-G. CHOUINARD. (1995). Oxygen-enriched gas burner for incinerating waste materials. *U.S. Patent* (numéro 08/552,280).

INCROPERA, F. et D.P. DE WITT. (1990). *Introduction to heat transfer*. 2^e édition, John Wiley and Sons, New York.

KUNII, D. et O. LEVENSPIEL. (1969). *Fluidization engineering*. John Wiley and Sons, New York.

LAVALLÉE, R.-J. (1996). *Traitement thermique de déchets solides à l'aide d'un réacteur à lit fluidisé circulant interne*. Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal.

LEES, J.N., HEIAN, G.A., RICHARDS, M.K., MCGOWAN, T.F. et R.A. CARNES. (1995). Thermal encapsulation of metals in superfund soils. *Journal of the air and waste management association*, volume 45, 514-520.

LIDE, D.R. (1995). *CRC Handbook of chemistry and physics*. 76^e édition, CRC Press, New York.

MAO, Z .N . (1991). *Foundry sand reclamation by the gas-contact process*. Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal.

MARTRES, J. (1991). *Technologies gazières appliquées au domaine de la métallurgie*. Notes de cours. École Polytechnique de Montréal.

MC CABE, W.L., SMITH, J.C. et P. HARRIOT. (1993). *Unit operation of chemical engineering*. 5^e édition. Mc Graw-Hill, New York.

OLABIN, V.M., PIORO, L.S. et A.B. MAXIMUK. (1995). *Submerged combustion furnace for glass melts*. 56th Glass Problems Conference, Champaign-Urbana, Illinois. Octobre 1995.

OLIVER, D. S. (1975). *The use of glass in engineering*. Presses de l'université d'Oxford, Angleterre.

RAJAGOPALAN, V. (1993). *Principes et applications des électrotechnologies*. Éditions de la Chenelière, Montréal.

VASSILEV, S.V., KUNIHIRO, K., TAKEDA, S., et T. TSURUE. (1995). Influence of mineral and chemical composition of coal ashes on their fusibility. *Fuel processing technology*. Numéro 45, 27-51.

WAGNER, J.C., ABBASI, H.A., et M.J. KHINKIS. (1995). *IGT's CYCOM Process for industrial waste stabilization*. Air and waste management association 88th annual meeting, Des Plaines, Illinois, 18-23 juin.

WAKAMURA, Y. et NAKAZATO, K. (1994). Recent trend of ash management from MSW incineration facilities in Japan. *National Waste Processing Conference Proceedings ASME*. États-Unis. 91-97.

WALSH, S. (1990). Turning up the heat on hazardous waste. *Chemical engineering*. Numéro d'octobre. 47-54.

WILES, C.C. (1996). Municipal solid waste combustion ash : state-of-the-knowledge. *Journal of haardous materials*. Numéro 47, 325-344.

ZARZYCKI, J. (1987). Les verres. *Techniques de l'ingénieur*. Paris. Fascicule A-238, 1-24.

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

ANNEXES

ANNEXE A

CARACTÉRISTIQUES DU GAZ NATUREL DU CANADA

Tableau A. 1 Composition chimique.*

Composé	% volumique
CH ₄	95,527
C ₂ H ₆	2,064
C ₃ H ₈	0,117
C ₄ H ₁₀	0,010
N ₂	1,942
O ₂	0,340

Tableau A. 2 Caractéristiques de la combustion théorique.*

Air théorique	V _a	m ³ (n)/m ³ (n)gaz	9,49
Pouvoir fumigène humide	V' _{fo}	m ³ (n)/m ³ (n)gaz	10,5
Pouvoir fumigène sec	V _{fo}	m ³ (n)/m ³ (n)gaz	8,53
CO ₂ total	VCO ₂	m ³ (n)/m ³ (n)gaz	1
H ₂ O total	VH ₂ O	m ³ (n)/m ³ (n)gaz	1,97
Pouvoir calorifique inférieur	PCI	kWh/m ³ (n)	9,93
Pouvoir calorifique supérieur	PCS	kWh/m ³ (n)	11,03
Masse volumique**	ρ	kg/m ³ (n)	0,75
Chaleur volumique**	c _p	kJ/m ³ ·K	1,45
Densité par rapport à l'air**	d		0,56

* Source : Gaz Métropolitain

** Source : Brais et Martres (1991)

ANNEXE B
PROCÉDURES D'OPÉRATION DE L'UNITÉ

Procédure de démarrage

1. Installer la bougie d'allumage.
2. Ouvrir la vanne du réseau d'air.
3. Régler, par la vis pointeau correspondante, un débit d'air quelconque sur l'ouverture de balayage de la cellule de détection de flamme. Cette opération a pour but de libérer la cellule de toute particule solide nuisant à la détection.
4. Ajuster la quantité d'air fournie au brûleur selon l'excès d'air désiré.
5. Ouvrir la vanne du réseau de gaz et ajuster le débit à la puissance minimum (≈ 30 kW).
6. Lancer la phase d'ignition à l'aide du boîtier de contrôle.

Lorsque la flamme est établie :

7. Mettre la ventilation en marche et vérifier la trajectoire des fumées en s'assurant que la pression à l'intérieur de l'unité est légèrement négative.
8. Retirer la bougie d'allumage.
9. Diminuer graduellement le débit d'air à la cellule de détection en augmentant simultanément celui au brûleur.
10. Faire circuler environ $1 \text{ m}^3/\text{h}$ d'air d'injection dans le conduit d'alimentation des cendres. Cela évitera la formation de condensation à cet endroit et forcera le passage des cendres.
11. Mesurer les débits de gaz et d'air à l'aide des courbes de calibration, et les ajuster en fonction de l'excès d'air voulu.
12. Ouvrir l'eau de refroidissement au minimum.
13. Démarrer le programme d'acquisition de données.
14. Mettre en marche l'appareil d'analyse des produits de combustion.

Augmenter progressivement la puissance du brûleur, le débit d'air et le débit d'eau. Il faut compter près de 24 heures pour passer de 30 à 80 kW. Cette procédure évitera de faire subir un choc thermique au réfractaire. Une fois la puissance visée atteinte, on doit

15. Remplir la trémie de cendres.

16. Démarrer le système d'alimentation.

Procédure d'enrichissement en oxygène

Lorsqu'on souhaite enrichir le comburant en oxygène, on effectue d'abord les étapes 1 à 14, puis on attend l'obtention du régime permanent à la puissance souhaitée. On ouvre ensuite la bombonne d'oxygène pur en veillant à avoir toujours la même pression au détendeur. Commencer par ajouter de l'oxygène et en mesurer le débit. Ajuster ensuite le débit d'air de manière à conserver la quantité d'oxygène en excès voulue. On ne parle plus de taux d'aération mais plutôt de *taux d'oxygénation*. Le rapport entre le volume d'O₂ pur envoyé au brûleur et le volume total d'O₂ dans le comburant est quant à lui appelé *pourcentage en O₂ pur*. On augmente la quantité d'O₂ pur alimenté jusqu'à ce qu'on ait atteint les niveaux de température désirés. Il est important de suivre la procédure contraire quand vient le temps de couper l'O₂ pur, c'est-à-dire qu'il faut ajouter de l'air d'abord et réduire l'apport d'O₂ pur ensuite.

Procédure d'arrêt

1. Couper l'alimentation de cendres.
2. Diminuer le débit de gaz au brûleur et ajuster l'air en conséquence. Encore une fois, il est important que le refroidissement soit graduel afin d'éviter le choc thermique.
3. Une fois la puissance minimum du brûleur atteinte, couper l'eau et le gaz et éteindre les appareils de mesure (ordinateur, analyseur).

4. Laisser circuler l'air jusqu'au refroidissement complet de l'unité.
5. Arrêter le ventilateur et couper l'air.

Procédures d'urgence

En cas de blocage de la vis d'Archimède : arrêter l'alimentation à l'aide de l'interrupteur de sûreté situé au bas de l'unité. Éteindre l'unité selon la procédure indiquée plus haut.

En cas de perte de la flamme : couper le gaz et laisser circuler l'air jusqu'au refroidissement complet de l'unité.

En cas de blocage de la sortie des produits : réduire le débit d'eau au minimum, couper graduellement l'apport d'O₂ pur (si utilisé) et diminuer graduellement mais rapidement la puissance au brûleur. Laisser circuler l'air jusqu'au refroidissement complet. Ne pas arrêter la ventilation tant que l'unité n'est pas froide sinon il se formera de la condensation à l'intérieur du système d'alimentation des cendres.

ANNEXE C**TABLEAU RÉCAPITULATIF DES ESSAIS DE VITRIFICATION**

Tableau C.1. Détails sur la conduite des essais de vitrification.

ESSAI	CONDITIONS D'OPÉRATION	PROBLÈMES RENCONTRÉS	OBSERVATIONS	TEMPÉRATURE MAX OBTENUE	ACTIONS CORRECTIVES
# 1	50 kW - pression positive dans l'unité - chauffe 50 min. à 15% O₂ puis 50 min. à 50% O₂. - alimentation de cendres	- déraillement de la courroie des engrenages de la vis - formation de gros morceaux de cendres agglomérées à du réfractaire qui restent pris dans la chambre	15% O₂ n'est pas très efficace - l'alimentation de cendre fait chuter la température - une couche de cendre se colle aux parois - des morceaux de réfractaire sont tombés	- à l'air : T_{max} = 1250 °C - à 50%O₂ : T_{max} = 1300 °C	- aligner les engrenages - enlever la plaque centrale de la chambre de séparation
# 2	50 kW - pression positive - chauffe à 25%O₂ pur pendant 1h20, à 42%O₂ pendant 40 min. (et alimentation de cendres), à 90% O₂ pendant 2 min.	- cendres ne semblent pas traitées - un manque d'O₂ a forcé l'arrêt de l'essai une fois à 90%O₂	- il y a une forte production de CO lors de l'alimentation des cendres - débit minimum de l'alimentation : 10 kg/h - le hublot de quartz s'est fissuré	à 42%O₂ : T_{max} = 1350 °C	- augmenter la puissance du brûleur afin d'avoir de plus hautes °T - changer le mode de trempe : pose d'une buse dans la chambre de séparation
# 3	- pression positive - essai sans O₂ pur - chauffé 3 hres à 50kW puis 1 hre à 70 kW		sans O₂, une plus haute puissance permet d'atteindre une °T plus élevée	- à 50 kW : T_{max} = 1240°C - à 70 kW : T_{max} = 1370°C	
# 4	80 kW - pression positive - chauffe à l'air 3½ hres et alimentation de cendre - chauffe à 100%O₂ pendant 15 min. et alimentation de cendre	- blocage de l'alimentation dû à la formation de condensation - on a perdu les thermocouples #1,3 et 5 - la bougie d'allumage a fondu	- montée en °T très rapide lorsqu'on est à 100%O₂ - ventilation trop faible crée de la condensation dans le système d'alimentation	à 100%O₂ : T_{max} = 1600 °C	- retirer le diaphragme du conduit du ventilateur dans le but de créer une pression négative dans l'unité - fabriquer une bougie d'allumage amovible

Tableau C.1 (suite). Détails sur la conduite des essais de vitrification.

ESSAI	CONDITIONS D'OPÉRATION	PROBLÈMES RENCONTRÉS	OBSERVATIONS	TEMPÉRATURE MAX OBTENUE	ACTIONS CORRECTIVES
# 5	80 kW - pression négative - chauffe à 100%O₂ pendant 15 min. - alimentation de cendres	- blocage de la vis d'alimentation - perdu thermocouple #4	près de 30m³/h d'air parasite dû à la pression négative	à 100%O₂ : T_{max} = 1600 °C	ajouter un mécanisme de vibration à la sortie de la vis pour éviter le blocage
# 6	80 kW - pression négative - chauffe à 100%O₂ pendant 30 min. - alimentation de cendres	- blocage de la vis malgré la vibration ; le tube amenant l'air d'injection des cendres semble empêcher les cendres de passer - air parasite - perdu thermocouple #2	après l'ouverture du four on a vu que : - des morceaux de réfractaire sont tombés - des thermocouples ont fondu et sont tombés - la surface du réfractaire est dégradée - l'isolation externe s'est dégradée	T_{max} impossible à mesurer	- poser thermocouple de type B avec gaines céramiques - refaire le réfractaire du brûleur - sabler le réfractaire du four - remplacer le tube d'air d'injection des cendres par tube en Y - modifier le mode d'opération - mesurer °T_{paroi}
# 7	- alimentation de cendres à 80 kW - ajout 17%O₂ et alimentation de cendres - pression négative	à 17%O₂ des cendres agglomérées bloquent la sortie de la chambre de séparation. L'eau s'accumule, la flamme s'éteint.	- même à 80 kW on observe une importante chute de température lors de l'alimentation de cendres - des cendres accumulées sur les thermocouples empêchent leur retrait	- sans O₂ T_{max} = 1360 °C - à 17%O₂ T_{max} = 1420 °C	- déboucher la sortie de la chambre de séparation et vider l'eau - raccourcir le thermocouple #6 pour mesurer °T_{paroi} à la sortie du four

Tableau C.1 (suite). Détails sur la conduite des essais de vitrification.

ESSAI	CONDITIONS D'OPÉRATION	PROBLÈMES RENCONTRÉS	OBSERVATIONS	TEMPÉRATURE MAX OBTENUE	ACTIONS CORRECTIVES
# 8	80 kW - ajout 30%O₂ et alimentation de cendres - pression négative	- perdu therm.#5 - blocage à la sortie de la chambre de séparation	des particules vitrifiées sont recueillies dans la cuve	- sans O₂ T_{max} = 1395 °C - à 30%O₂ T_{max} = 1425 °C	déboucher la sortie de la chambre de séparation et vider l'eau
# 9	80 kW - ajout 40%O₂ et alimentation de cendres - pression négative	blocage à la sortie de la chambre de séparation	- des particules vitrifiées sont recueillies dans la cuve - production de CO lors de l'alimentation de cendres - production de NO_x quand %O₂ augmente - il semble y avoir un gradient de °T entre le centre du four et la paroi	- sans O₂ T_{max} = 1365 °C - à 40%O₂ T_{max} = 1425 °C	démonter la chambre de séparation pour observer l'intérieur

ANNEXE D

**CALCUL DE L'AIR PARASITE ET DU TAUX CORRIGÉ D'OXYGÈNE AUX
FUMÉES**

Pour déterminer la quantité d'air parasite s'infiltrant dans le four, on a comparé les profils de température des fumées avant et après l'augmentation de l'aspiration du ventilateur. Ces profils, présentés à la figure D.1, proviennent des essais # 3 et # 5, à une puissance au brûleur de 80 kW, à 0 % d'oxygène pur et sans alimentation de cendres.

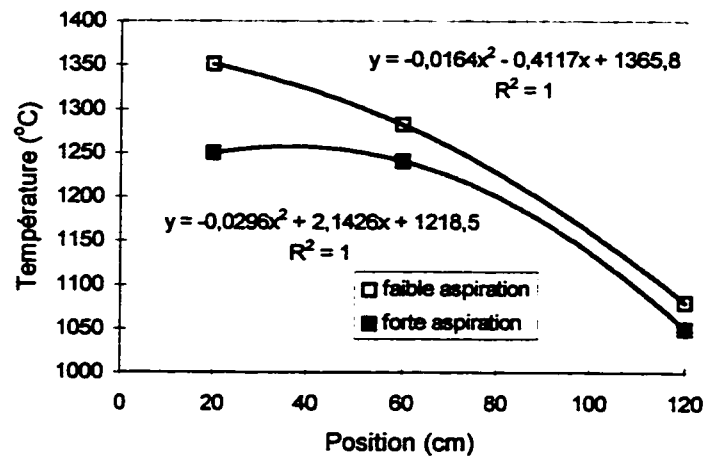


Figure D. 1 Effet de l'aspiration d'air parasite sur le profil de température.

Le refroidissement des températures est causé par le réchauffement de l'air parasite infiltré. Ce phénomène est représenté par l'équation

$$\dot{m}c_{p1}(T_1 - T_0) = \dot{m}_2c_{p2}(T_2 - T_0) \quad (D.1)$$

où $\dot{m}_2 = \dot{m}_1 + \Delta\dot{m}$ (D.2)

avec $\dot{m}_1$: débit massique de fumées à faible aspiration (kg/s)
 $\dot{m}_2$: débit massique de fumées à forte aspiration (kg/s)
 $\Delta\dot{m}$: débit massique d'air parasite infiltré (kg/s)
 c_{p1} : capacité calorifique des fumées à T_1 (kJ/kg·K)
 c_{p2} : capacité calorifique des fumées à T_2 (kJ/kg·K)

- T_1 : température moyenne des fumées à faible aspiration (K)
 T_2 : température moyenne des fumées à forte aspiration (K)
 T_0 : température de référence des fumées (298 K)

Les valeurs de T_1 et T_2 sont estimées en calculant les intégrales des équations des profils sur la longueur du four. On obtient

$$T_1 = 1\,395\text{ °C} = 1\,668\text{ K} \quad \text{et} \quad T_2 = 1\,199\text{ °C} = 1\,472\text{ K}$$

En combinant les équations D.1 et D.2 et en isolant $\Delta\dot{m}$, on trouve que

$$\Delta\dot{m} = 0,19 \dot{m}_1 = 0,19 \rho_1 Q_1 \quad (\text{D.3})$$

- où ρ_1 : densité des fumées à T_1 (kg/m^3)
 Q_1 : débit volumique de fumées produites à faible aspiration (m^3/s)

Le débit volumique d'air parasite ΔQ_2 est chauffé jusqu'à T_2 alors

$$\Delta Q_2 = 0,19 \left(\frac{\rho_1}{\rho_2} \right) Q_1 = 0,16 Q_1 \quad (\text{D.4})$$

Ainsi, l'air parasite s'infiltrant dans le four équivaut à 16 % du volume des fumées soit 15 m^3 (n)/h, pour les essais à 80 kW, sans oxygène pur, sans alimentation de cendres, la trémie vide.

Au cours des essais effectués dans les mêmes conditions, on a remarqué que la température à l'intérieur de l'unité augmentait de manière substantielle lorsque des cendres étaient déposées dans la trémie. Ce phénomène est illustré à la figure D.2. À l'aide des

équations D.1 à D.4, on a pu calculer que la présence de cendres dans la trémie bloquait le passage de $4 \text{ m}^3 (\text{n})/\text{h}$ d'air parasite. En soustrayant ce volume à la quantité totale d'air parasite infiltré on conclut que $11 \text{ m}^3 (\text{n})/\text{h}$ d'air parasite s'infiltré dans le four lors des essais avec alimentation de cendres, à 0 % d'oxygène pur. On pose l'hypothèse que cette quantité est constante et égale pour tous les essais, pour toutes les conditions d'opération puisqu'aucune autre donnée n'était disponible pour une analyse plus complète.

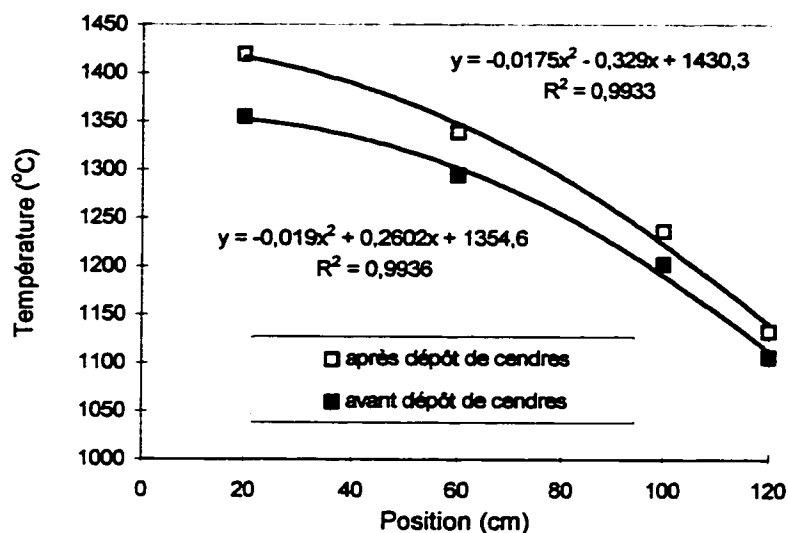


Figure D. 2 Effet du dépôt de cendres dans la trémie.

Le taux d'oxygène mesuré aux fumées permet de calculer la quantité d'air parasite totale, qui est la somme de l'air parasite s'infiltrant à l'intérieur du four et de celui s'ajoutant aux fumées à la sortie du four. Ce dernier n'a aucune influence sur le profil de température interne, mais fausse les résultats d'analyse des émissions. En conséquence, il faut pouvoir évaluer cette quantité afin de corriger les valeurs mesurées. Le schéma de la figure D.3 représente le bilan des flux gazeux sur le four.

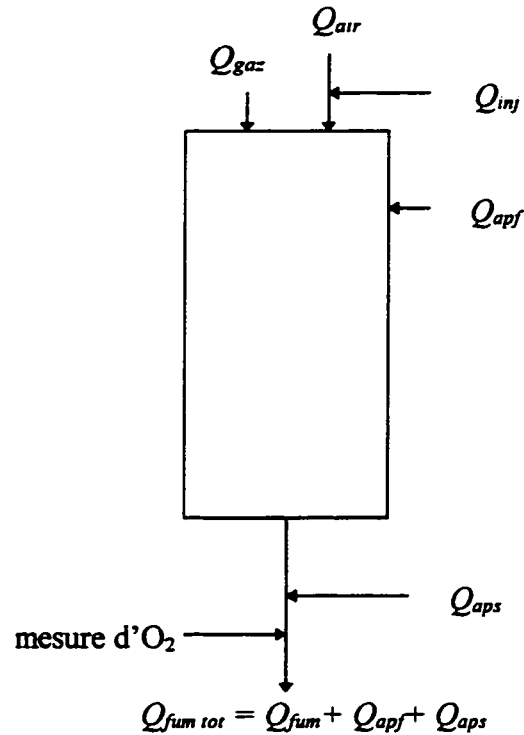


Figure D. 3 Schéma des entrées et sorties du four.

- Où
- Q_{air} : débit d'air fourni (88 m³ (n)/h à 21 % d'O₂ sans oxygène pur utilisé)
 - Q_{inj} : débit d'air d'injection des cendres au brûleur (1 m³/h à 21 % d'O₂)
 - Q_{apf} : débit d'air parasite s'infiltrant dans le four (21 % d'O₂)
 - Q_{aps} : débit d'air parasite entrant par la sortie d'eau (21 % d'O₂)
 - Q_{gaz} : débit de gaz naturel entrant (8 m³ (n)/h)
 - Q_{fum} : débit de produits de combustion
 - $Q_{fum\ tot}$: débit total de fumées rejetées à la cheminée

D'après la section 5.3.1, la quantité de produits de combustion Q_{fum} est donnée par

$$Q_{fum} = Q_{gaz}(VCO_2 + VH_2O) + 0,79(1-m) Q_{air} + 0,21(n-1)(Q_{air} + Q_{inj}) + 0,79 Q_{inj} \quad (D.5)$$

où VCO_2 : volume de CO_2 produit lors de la combustion ($1 \text{ m}^3(n)/\text{m}^3(n)$ de gaz)

VH_2O : volume de H_2O produit lors de la combustion ($2 \text{ m}^3(n)/\text{m}^3(n)$ de gaz)

n : taux d'aération (1,1)

m : taux d'oxygène pur utilisé (0 à 0,4)

Par un bilan sur l'oxygène il est possible de calculer la quantité d'air parasite. Sachant qu'en condition stoechiométrique 1 m^3 de gaz consomme 2 m^3 d' O_2 :

$$(O_{2 \text{ air}} + O_{2 \text{ inj}}) + (O_{2 \text{ apf}} + O_{2 \text{ aps}}) = O_{2 \text{ air en excès}} + O_{2 \text{ parasite}} + O_{2 \text{ consommé à stoechio}} \quad (D.6)$$

$$\text{mais } O_{2 \text{ air en excès}} + O_{2 \text{ parasite}} = x \cdot Q_{fum \text{ tot}} = x \cdot (Q_{fum} + Q_{apf} + Q_{aps}) \quad (D.7)$$

où x : taux d'oxygène mesuré aux fumées totales, ainsi

$$0,21(Q_{air} + Q_{inj}) + 0,21(Q_{apf} + Q_{aps}) = x \cdot (Q_{fum} + Q_{apf} + Q_{aps}) + 2 Q_{gaz} \quad (D.8)$$

En isolant $(Q_{apf} + Q_{aps})$ on trouve le volume d'air parasite correspondant au taux d'oxygène mesuré dans les fumées. À 0 % d' O_2 pur on obtient $32 \text{ m}^3(n)/\text{h}$ d'air parasite. On a estimé plus tôt que $Q_{apf \text{ réel}} = 11 \text{ m}^3(n)/\text{h}$ d'air parasite s'infiltrer à l'intérieur du four. Le débit de fumées totales réel est alors la somme du débit de produits de combustion et de l'air parasite réel au brûleur. À partir de ce débit corrigé on obtient le taux d'oxygène réel aux fumées en adaptant l'équation D.4 précédente et en isolant x .

$$x = \frac{0,21(Q_{air} + Q_{sech}) + 0,21Q_{apb\ réel} - 2Q_{gaz}}{Q_{fum\ corrigé} + Q_{apb\ réel}} \quad (D.9)$$

Le tableau D.1 donne un résumé des calculs.

Tableau D. 1 Taux corrigés d'excès d'O₂ aux fumées selon les conditions d'opération.

Données	Unités	0% O ₂ pur	20% O ₂ pur	30% O ₂ pur	40% O ₂ pur	40% O ₂ pur + cendres
$x_{mesuré}$	-	7,3	8,6	8,0	6,6	6,7
Q_{fum}	m ³ (n)/h	96	82	75	68	68
$(Q_{apf} + Q_{aps})$	m ³ (n)/h	32	35	26	13	13
$Q_{apf\ réel}$	m ³ (n)/h	11	11	11	11	11
$Q_{fum\ corrigé}$	m ³ (n)/h	107	93	86	79	79
$x_{réel}$	-	4,7	5,4	5,8	6,3	6,3

ANNEXE E
CALCUL DES PERTES AUX PAROIS

Les pertes aux parois peuvent être calculées de trois façons différentes. On peut d'abord se baser sur les corrélations courantes de la littérature pour évaluer les pertes théoriques.

Calcul du coefficient de transfert thermique interne h_{int}

Le coefficient de transfert thermique par convection h_c est donné par la corrélation de Graetz et Hausen (Incropera et De Witt, 1990)

$$Nu = 3,66 + \frac{0,0668Gz}{1 + 0,04Gz^{2/3}} \quad (E.1)$$

et par
$$h_c = \frac{Nu \cdot k_{fum}}{d_{four}} \quad (E.2)$$

sachant que Nu : nombre de Nusselt

Gz : nombre de Graetz

d_{four} : diamètre du four (m)

k_{fum} : conductivité thermique des fumées (W/m.K)

Le coefficient de transfert thermique par rayonnement h_r provient de l'équation suivante (Botterill, 1986)

$$h_r = \frac{\varepsilon_{fum} \sigma (T_{fum}^4 - T_{paroi\ interne}^4)}{(T_{fum} - T_{paroi\ interne})} \quad (E.3)$$

où ε_{fum} : émissivité des fumées

σ : constante de Stefan-Boltzmann

T_{fum} : température moyenne des fumées (K)

$T_{paroi\ interne}$: température moyenne de la paroi interne (K)

Le coefficient de transfert thermique interne h_{int} est égal à

$$h_{int} = h_c + h_r \quad (E.4)$$

Calcul du coefficient de transfert thermique externe h_{ext}

Le coefficient de convection naturelle h_{ext} à l'extérieur de l'unité provient de la corrélation du Churchill et Chu (Incropera et De Witt, 1990)

$$Nu = \left\{ 0,825 + \frac{0,387 Ra^{1/6}}{\left[1 + (0,492 / Pr)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\}^2 \quad (E.5)$$

et de
$$h_{ext} = \frac{Nu \cdot k_{amb}}{L_{four}} \quad (E.6)$$

où Ra : nombre de Rayleigh

Pr : nombre de Prandtl

L_{four} : longueur du four (m)

k_{amb} : conductivité thermique de l'air ambiant (W/m·K)

On considère que le rayonnement externe émis par l'unité est négligeable.

Les pertes aux parois théoriques sont données par

$$P_{parois} = h_{lou} A_{moy} (T_{fum} - T_{amb}) \quad (E.7)$$

avec
$$h_{tot} = \left[\frac{1}{\frac{1}{h_{int}} + \frac{e_{four}}{k_{four}} + \frac{1}{h_{ext}}} \right] \quad (E.8)$$

- où A_{moy} : surface moyenne de l'unité (m²)
 T_{fum} : température moyenne des fumées (K)
 T_{amb} : température de l'air ambiant (K)
 e_{four} : épaisseur du four (m)
 k_{four} : conductivité thermique du four (W/m·K)

Puisque le four possède une paroi cylindrique, la surface à considérer est la moyenne logarithmique des surfaces interne A_{int} et externe A_{ext} , définie comme suit

$$A_{moy} = \frac{A_{ext} - A_{int}}{\ln \frac{A_{ext}}{A_{int}}} \quad (E.9)$$

On obtient donc

$$h_{tot}|_{0\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 2,65 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad P_{parois}|_{0\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 5,46 \text{ kW}$$

$$h_{tot}|_{40\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 2,66 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad P_{parois}|_{40\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 5,49 \text{ kW}$$

On peut comparer les pertes théoriques aux pertes réelles. Pour ce faire, on calcule la valeur de $h_{tot \text{ réel}}$ obtenue à partir des profils de température des fumées avant l'alimentation de cendres (figures E.1 et E.2).

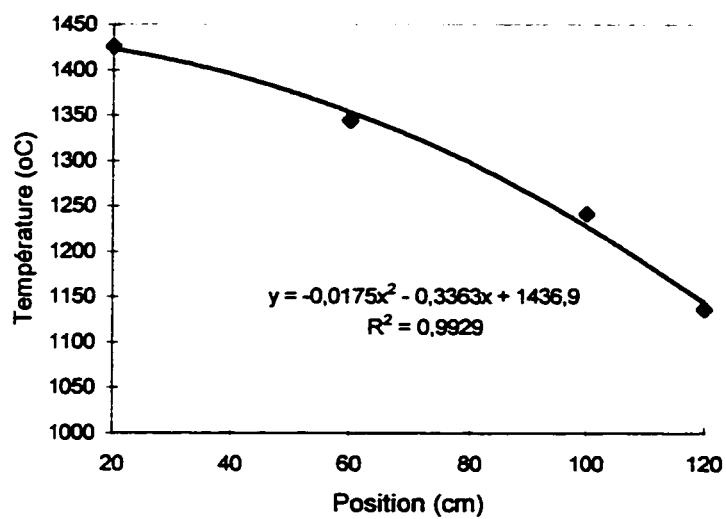


Figure E. 1 Profil de température à 0% d' O_2 pur. $T_{fum\ max}$ à 20 cm.

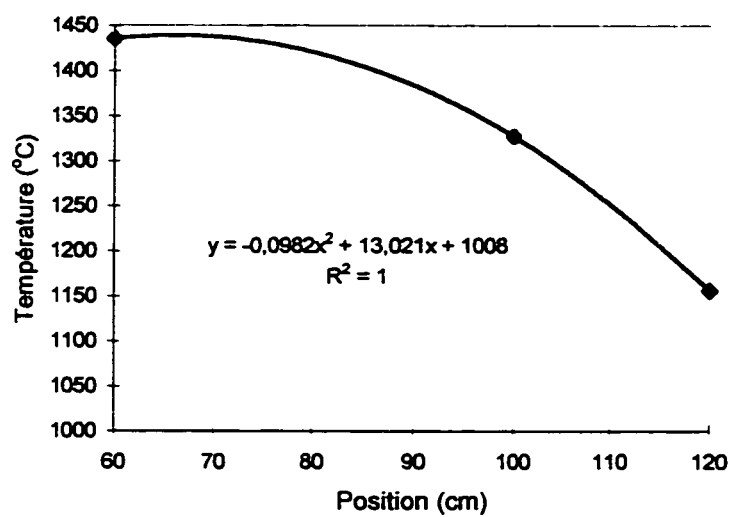


Figure E. 2 Profil de température à 40% d' O_2 pur. $T_{fum\ max}$ à 60 cm.

Sachant que la chute de température des profils est attribuée à la perte d'énergie par les parois, on a

$$P_{\text{parois}} = \dot{m}_{\text{fum}} \cdot c_{p\text{fum}} (T_{\text{fum max}} - T_{\text{fum sortie}}) = h_{\text{tot réel}} A_{\text{moy}} (T_{\text{fum}} - T_{\text{amb}}) \quad (\text{E.10})$$

où $\dot{m}_{\text{fum}}$: débit massique de fumées (kg/s)

$c_{p\text{fum}}$: capacité calorifique des fumées (kJ/kg.K)

$T_{\text{fum max}}$: température maximale des fumées (K)

$T_{\text{fum sortie}}$: température des fumées à la sortie du four (K)

La valeur de $c_{p\text{fum}}$ est tirée de la relation suivante (Association technique de l'industrie du gaz en France, 1983)

$$c_{p\text{fum}} = 0,00102 + 12 \cdot 10^{-8} \left(\frac{T_{\text{fum max}} + T_{\text{fum sortie}}}{2} \right) \quad (\text{E.11})$$

On calcule la valeur de h_{tot} pour la zone du four allant de $T_{\text{fum max}}$ à la sortie. Ensuite on retrouve les pertes par la même équation mais en prenant cette fois la surface totale moyenne du four. Ainsi on trouve que

$$h_{\text{tot réel}}|_{0\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 16,0 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$P_{\text{parois réelles}}|_{0\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 30,0 \text{ kW}$$

$$h_{\text{tot réel}}|_{40\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 18,8 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$P_{\text{parois réelles}}|_{40\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 36,4 \text{ kW}$$

Les pertes calculées à partir des corrélations sont plus faibles car elles ne tiennent pas compte de la chaleur perdue par le dos du brûleur. Les pertes réelles constituent une meilleure évaluation puisqu'elles proviennent des données expérimentales.

Pour corroborer ces résultats on peut calculer les pertes à partir du PCI du gaz selon l'équation

$$P_{\text{parois}} = Q_{\text{gaz}} \cdot \text{PCI} - \dot{m}_{\text{fum}} \cdot c_{p,\text{fum}}(T_{\text{fum sortie}} - 298) = h_{\text{tot réel}} A_{\text{moy}}(T_{\text{fum}} - T_{\text{amb}}) \quad (\text{E.12})$$

où Q_{gaz} : débit volumique de gaz naturel alimenté ($8 \text{ m}^3(\text{n})/\text{h}$)

On trouve

$$h_{\text{tot réel}}|_{0\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 15 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad P_{\text{parois réelles}}|_{0\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 28,1 \text{ kW}$$

$$h_{\text{tot réel}}|_{40\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 21 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad P_{\text{parois réelles}}|_{40\% \text{ O}_2 \text{ pur}} = 40,6 \text{ kW}$$

On remarque que les pertes sont du même ordre de grandeur qu'avec les résultats expérimentaux.

ANNEXE F

MODÉLISATION DES PROFILS DE TEMPÉRATURE DES PARTICULES
(PROGRAMME INFORMATIQUE)

% Calcul des profils de température des particules à 0% d'oxygène pur
% Propriétés des particules : diamètre, fraction massique, sphéricité.

```
Tp = zeros(151,1);
Tp(1) = 298;
mg = 0.038;
Cpc = 0.9
mc = 0.0028;
dp = [20e-6,40e-6,60e-6,80e-6,100e-6,200e-6,300e-6,400e-6];
f = [0.5280,0.2528,0.1006,0.0397,0.0232,0.0449,0.0108,0.003];
s = [0.6,0.6,0.6,0.6,0.6,0.28,0.28,0.28];
X = zeros(151,8);
```

% Courbe de température des fumées

```
for j = 1:length(dp)
    x = [0:1:150];
    Tfumee = (-0.0625*x.^2+8.1477*x+1028.6)+273;
    Tfumee(152) = Tfumee(151);
```

```
for x = 0:1:150;
    i = x + 1;
    Tvit(i) = 1498;
```

% Propriétés des fumées

```
if i > 1
    rhog = 336.214*((mean([Tfumee(i-1),Tfumee(i+1)]))^(-0.9993));
    visg = 3.1185e-7*((mean([Tfumee(i-1),Tfumee(i+1)]))^(0.7012));
    Cpg = (1074.094+0.301958*(mean([Tfumee(i-1),Tfumee(i+1)])))/1000;
    Kg = 0.005865+6.4075e-5*(mean([Tfumee(i-1),Tfumee(i+1)]));
else
    rhog = 336.214*((mean([Tfumee(i),Tfumee(i+1)]))^(-0.9993));
    visg = 3.1185e-7*((mean([Tfumee(i),Tfumee(i+1)]))^(0.7012));
    Cpg = (1074.094+0.301958*(mean([Tfumee(i),Tfumee(i+1)])))/1000;
    Kg = 0.005865+6.4075e-5*(mean([Tfumee(i),Tfumee(i+1)]));
end;
```

%Calcul du coefficient d'échange gaz-particules

```
rhop= 2460;
ut = dp(j)*((4/225*(rhop-rhog)^2*9.81^2)/(rhog*visg))^(1/3);
Re = (ut*dp(j)*rhog)/visg;
```

```

Pr = (Cpg*visg)/Kg;
Nu = 2+0.6*Re^0.5*Pr^(1/3);
hc = (Nu*Kg)/dp(j);
eg = 0.091;
Cpp = 0.900;

```

```

if i == 1
    Tp(i,j) = 298;
    hr = eg*(5.67e-8)*((mean([Tfume(i),Tfume(i+1)]))^4-Tp(i,j)^4)/
        (mean([Tfume(i),Tfume(i+1)])-Tp(i,j));
else
    hr = eg*(5.67e-8)*((mean([Tfume(i-1),Tfume(i+1)]))^4-Tp(i-1,j)^4)/
        (mean([Tfume(i-1),Tfume(i+1)])-Tp(i-1,j));
end;

```

```

h = (hc+hr)/1000;
Bi(i,j) = h*dp(j)/1.62;
tres = (1/100)/(5.28+ut);

```

%Calcul du profil de température des particules

```

if i>1
    Tp(i,j) = (Tp(i-1,j)-(mean([Tfume(i-1),Tfume(i+1)])))/
        (exp(tres*6*h/(rhop*Cpp*dp(j)))+mean([Tfume(i-1),Tfume(i+1)]));
end;

```

%Calcul de la fraction vitrifiée

```

if Tp(i,j) >= 1498
    Tp(i,j) = 1498;
    a = (6*mc*f(j))/(s(j)*rhop*dp(j));
    X(i,j) = tres*h*a*(mean([Tfume(i-1),Tfume(i+1)])-1498)/(mc*f(j)*687);

    if i > 1
        X(i,j) = X(i-1,j)+X(i,j);
    end;

    if X(i,j) > 1
        X(i,j) = 1;
    end;
end;
end;
end;
end;

```

ANNEXE G**CALCUL DE L'ERREUR DE LECTURE DES THERMOCOUPLES**

Lavallée (1996), et d'autres avant lui, a souligné l'importance de l'erreur de lecture associée au rayonnement des thermocouples sur la paroi. À très haute température, ce terme est en effet non négligeable. Pour en tenir compte, il suffit d'établir un bilan d'énergie sur un thermocouple.

$$h_c A_t (T_{fum} - T_t) + \varepsilon_{fum} \sigma A_t (T_{fum}^4 - T_t^4) = \varepsilon_{therm} \sigma A_t (T_t^4 - T_{paroi}^4) \quad (G.1)$$

- où h_c : coefficient de convection gaz-thermocouple (W/m²·K)
 A_t : surface du thermocouple (m²)
 T_{fum} : température moyenne des fumées (K)
 T_t : température lue par le thermocouple (K)
 T_{paroi} : température moyenne de la paroi (K)
 ε_{fum} : émissivité moyenne des fumées
 ε_{therm} : émissivité du thermocouple
 σ : constante de Stefan-Boltzmann (5,67·10⁻⁸ W/m²·K⁴)

Selon Incropera et De Witt (1990), l'émissivité des fumées est exprimée par

$$\varepsilon_{fum} = C_{CO_2} \varepsilon_{CO_2} + C_{H_2O} \varepsilon_{H_2O} - \Delta \varepsilon \quad (G.2)$$

- où ε_{CO_2} : émissivité du CO₂ des fumées
 ε_{H_2O} : émissivité de l'H₂O des fumées
 C_{CO_2} : facteur de correction associé au CO₂
 C_{H_2O} : facteur de correction associé au H₂O
 $\Delta \varepsilon$: facteur de correction associé aux mélanges de CO₂ et H₂O

Le coefficient de convection h_c est quant à lui estimé par

$$h_c = \frac{k_{fum} \cdot Nu}{d_{therm}} \quad (G.3)$$

et la corrélation de Hilpert

$$Nu = 0,683 Re^{0,466} Pr^{0,333} \quad (G.4)$$

- où
- k_{fum} : conductivité thermique des fumées (W/m·K)
 - d_{therm} : diamètre du thermocouple (m)
 - Nu : nombre de Nusselt
 - Re : nombre de Reynolds
 - Pr : nombre de Prandtl

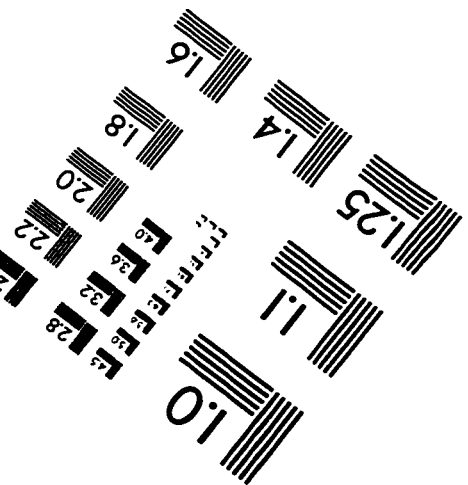
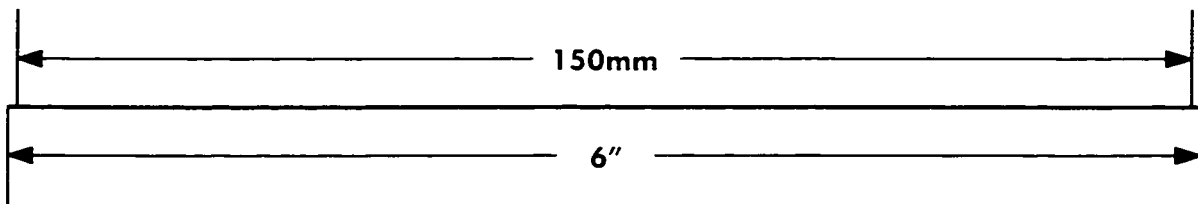
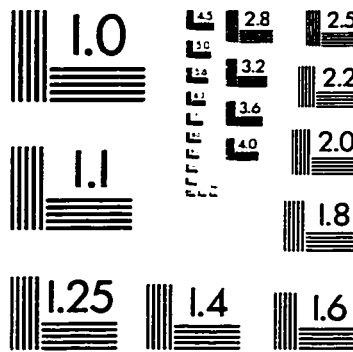
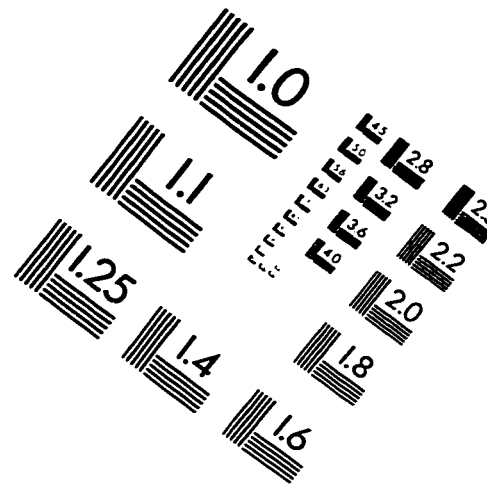
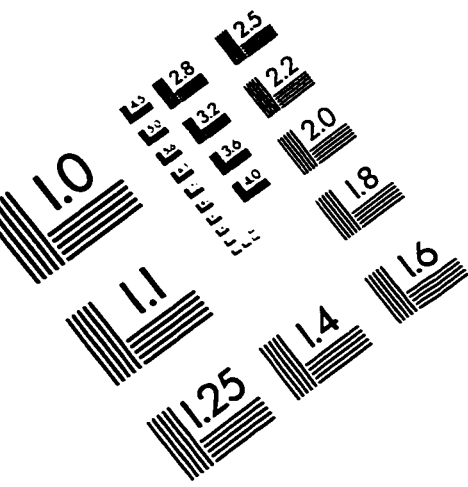
Les résultats obtenus en isolant T_{fum} sont résumés dans le tableau G.1 qui suit.

Tableau G. 1 Calcul de l'erreur de lecture des thermocouples due au rayonnement.

Variables	à 0% d'O ₂ pur	à 40 % d'O ₂ pur
ε_{fum}	0,078	0,104
h_c	90	78
erreur	- 14 %	- 7 %

L'écart obtenu entre l'erreur à 0% d'O₂ et 40% d'O₂ peut être attribué à la vitesse des fumées, qui a un effet direct sur le nombre de Reynolds donc sur h_c .

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

